



54
2el.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

*DISEÑO DE UN REACTOR TIPO RISER PARA UNA PLANTA
PILOTO DE FCC*

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERA QUIMICA
P R E S E N T A
SUSANA PRUDENCIANA FLORES OTERO

MÉXICO, D.F.

1997

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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).

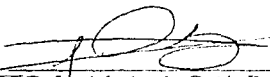
El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE:	<i>Prof. López Torres Arturo</i>
VOCAL:	<i>Prof. Rubio Arroyo Manuel Fernando</i>
SECRETARIO:	<i>Prof. Ortiz Ramírez José Antonio</i>
1er. SUPLENTE	<i>Prof. Pérez Camacho Ricardo</i>
2do. SUPLENTE	<i>Prof. Ruiz Trejo Rodolfo</i>

Sito donde se desarrolla el tema:

**INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO
SUBDIRECCIÓN DE TRANSFORMACIÓN INDUSTRIAL
DEPARTAMENTO DE PLANTAS PILOTO
MEXICO, D.F.**



I.Q. José Antonio Ortiz Ramírez.
Asesor del tema



I.Q.P. Lázaro Moisés García Moreno.
Asesor técnico



Susana Prudenciana Flores Otero.
Sustentante

Agradecimientos

*Al Ing. Lázaro Moisés García Moreno
Con mi más sincero agradecimiento, por toda su paciencia y
dedicación que me otorgo durante la realización de esta tesis,
mil gracias.*

*Al Ing. José Antonio Ortiz Ramírez
Por todo su valioso tiempo y dedicación brindados a lo largo del
desarrollo de este trabajo.*

*A la Universidad Nacional Autónoma de México
Por haberme brindado la oportunidad de ser una profesionista y
sobre todo una universitaria.*

*A la Facultad de Química
Por que fue mi segunda casa y mi guarida.*

*Al Instituto Mexicano del Petróleo
Por todas las facilidades brindadas para el desarrollo de este
trabajo en especial a la División de Plantas Piloto.*

Susana.

Contenido

	<i>Pág.</i>
OBJETIVO	1
INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1. Generalidades	
1.1. Desintegración Térmica	3
1.2. Desintegración Catalítica	4
1.2.1. Proceso de Lecho Fijo	5
1.2.1.1. Proceso Mc Afee	6
1.2.1.2. Proceso Houdry	6
1.2.1.3. Proceso Perco	6
1.2.2. Proceso de Lecho Móvil	8
1.2.3. Proceso de Lecho Fluidizado	11
1.3. Química del proceso	13
1.3.1. Mecanismo de Reacción	15
CAPÍTULO 2. Proceso de Desintegración Catalítica en Lecho Fluidizado	
2.1. Cronología de Plantas Comerciales de FCC	19
2.1.1. Unidad Modelo I	19
2.1.2. Unidad Modelo II	20
2.1.3. Unidad de la Shell	20
2.1.4. Unidad Modelo III	20
2.1.5. Unidad UOP Reactor v Regenerador unificados	21
2.1.6. Unidad Modelo IV	28
2.1.7. Unidad Kellogg Orthoflow	28
2.1.8. Unidad Ultra Orthoflow	31
2.1.9. Unidad Texaco	31
2.1.10. Unidad Gulf	31
2.1.11. Unidad de Desintegración con tubo elevador	34
2.2. Variables de operación	34
2.2.1. Clasificación de las variables de operación	35
2.2.1.1. Variables Independientes	35

2.2.1.1.1.	Régimen de carga fresca	35
2.2.1.1.2.	Temperatura de precalentamiento de la carga	36
2.2.1.1.3.	Temperatura de reacción	36
2.2.1.1.4.	Espacio Velocidad (WHSV)	37
2.2.1.1.5.	Relación de Recirculación	37
2.2.1.1.6.	Actividad del catalizador	38
2.2.1.2.	Variables Dependientes	38
2.2.1.2.1.	Relación catalizador/hidrocarburo (C/O)	39
2.2.1.2.2.	Temperatura de regeneración	39
2.2.1.2.3.	Aire de regeneración	39
2.2.1.2.4.	Conversion	40
2.3.	Catalizadores	40
2.3.1.	Aluminosilicatos naturales tratados con ácidos	40
2.3.2.	Combinaciones de alúmina-silicio sintéticas amorfas	41
2.3.3.	Catalizadores de alúmina-silicio sintéticos cristalinos (zeolitas o tamices moleculares)	41
2.4.	Fundamentos de Fluidización	42
2.4.1.	Fluidización	42
2.4.2.	Control de Temperatura	46
2.4.3.	Operación continua	47
2.4.4.	Transferencia de calor	47
2.4.5.	Actividad del catalizador	48
2.4.6.	Transferencia de masa, contacto y conversión	49
2.5.	Fenómeno de Burbujeo	51
2.6.	Viscosidad	54
2.7.	Plantas Piloto para el estudio de procesos	54
2.7.1.	Sistema a escala de laboratorio	55
2.7.2.	Sistema a escala de banco	55
2.7.3.	Sistema a nivel planta piloto	55
2.7.4.	Sistemas de demostración de proceso	55
2.7.5.	Importancia de la Investigación a nivel piloto	56

CAPÍTULO 3. Bases de Diseño

3.1.	Generalidades	59
3.2.	Capacidad de la planta, rendimiento y flexibilidad	63
3.3.	Especificación de las cargas típicas	65
3.4.	Especificación de los productos	69
3.5.	Condiciones de operación en límite de batería para las cargas	73

3.6. Condiciones de operación en límite de batería para los productos	73
3.7. Eliminación de Desechos	73
3.8. Instalación requerida de almacenamiento	74
3.9. Servicios Auxiliares	75
3.10. Sistema de seguridad	77
3.11. Condiciones climatológicas	77
3.12. Bases de Diseño eléctricas	77
3.13. Bases de Diseño para tuberías	78
3.14. Bases de Diseño civil	78
3.15. Bases de Diseño para Instrumentos	79
3.16. Bases de Diseño para equipos	79
3.17. Normas, códigos y especificaciones aplicadas	79

CAPÍTULO 4. Diseño del Reactor Riser

<i>Modelo de lecho fluidizado con dos fases</i>	80
4.1. Ecuación de diseño	81
4.2. Datos obtenidos de la planta piloto existente (Folder Riser)	86
4.3. Parámetros de Fluidización	87
4.3.1. K_r constante velocidad de reacción	87
4.3.2. u_b Velocidad de alimentación	89
4.3.3. $(V_{SC})_m$, $(V_{SC})_d$ Velocidad superficial mínima de fluidización del gas, velocidad superficial del gas respectivamente	92
4.3.4. Coeficiente de transferencia de masa entre las fases de burbuja y la fase densa k_m y Area de transferencia de masa entre las fases de burbuja y densa por unidad de volumen de reactor a_v	98
4.3.5. e_d Fracción de la fase densa ($1 - \epsilon_B$ Fracción de volumen ocupado por las burbujas), en el lecho	100
4.4. Hoja de Datos de proceso, del reactor	102

CAPÍTULO 5. Diseño Mecánico

5.1. Cálculo de Presión de Diseño	104
5.2. Cálculo de Temperatura de Diseño	104
5.3. Cálculo del Espesor	105
5.3.1. Esfuerzo Circunferencial en el cuerpo de la (junta longitudinal) UG-27	105

5.3.2. Esfuerzo Circunferencial en el cuerpo de la (junta circunferencial) UG-27	105
5.4. Cálculo del espesor Total de la pared (incluye abrasión y corrosión)	106
5.5. Cálculo de Diámetro exterior del recipiente	106
5.6. Cálculo de la longitud adicional del tubo por doblez	106
5.7. Cálculo de la longitud total del tubo	107
5.8. Tabla de resultados del Diseño Mecánico del Reactor Riser	108
<i>Análisis de resultados</i>	111
<i>Conclusiones</i>	112
<i>Tabla comparativa de plantas piloto</i>	114
<i>Nomenclatura</i>	115
<i>Glosario de términos</i>	117
<i>Anexo</i>	124
<i>Bibliografía</i>	136

Lista de Figuras

	<i>Pág.</i>
Fig. 1 Diagrama de Flujo de Proceso de Desintegración Catalítica de Lecho Fijo	7
Fig. 2 Diagrama de Flujo de Proceso de Desintegración Catalítica de Lecho Móvil	10
Fig. 3 Esquema del Sistema de sólidos Fluidizados	12
Fig. 4 Unidad TCC	22
Fig. 5 Esquema de la Unidad I	23
Fig. 6 Esquema de la Unidad II	24
Fig. 6A Esquema de la principales diferencias entre las unidades Modelo I y II	25
Fig. 7 Esquema de la Unidad Modelo III	26
Fig. 8 Esquema de la Unidad UOP de Reactor y Regenerador unificados	27
Fig. 9 Esquema de la Unidad Modelo IV	29
Fig. 10 Esquema de la Unidad Kellogg Orthoflow	30
Fig. 11 Esquema de la Unidad Texaco	32
Fig. 12 Esquema de la Unidad Gulf	33
Fig. 13 Formas de Contacto de sólidos fluidizados	45
Fig. 14 Esquema de una burbuja idealizada de gas	53
Fig. 15 Diagrama de Bloques del Proceso FCC	60
Fig. 16 Diagrama de Flujo de Proceso FCC	61
Fig. 17 Diagrama de Tuberia e instrumentación del Proceso de desintegración catalítica de lecho fluidizado.	62
Fig. 20 Diseño Mecánico del Reactor (Riser)	109
Fig. 21 Brida para Reactor Riser	110

Lista de Tablas y Gráficas

		<i>Pág.</i>
Tabla 1	Constantes de fuerza de Lennard-Jones	124
Tabla 1A	Constantes de fuerza de Lennard-Jones	125
Tabla 2	Colisión Integral para viscosidad	126
Tabla 3 (UW-12)	Eficiencia Máxima Permitida de uniones por soldadura autógena o eléctrica	127
Tabla 4 (UHA-23)	Valores de esfuerzo máximo permisible a la tensión para aceros de alta aleación	128
Tabla 4A (UHA-23)	Valores de esfuerzo máximo permisible a la tensión para aceros de alta aleación	129
Tabla 4B (UHA-23)	Valores de esfuerzo máximo permisible a la tensión para aceros de alta aleación	130
Tabla 5	Especificaciones de Tubería	131
Tabla 6	Factores para diferentes ángulos de doblé	132
Tabla 7	Radio mínimo para dobles en tubo	133
Gráfica 1	Viscosidad de gases y vapores de Hidrocarburos	134
Gráfica 2	Gráfica para calcular la velocidad de partículas que caen a través del fluido	135

Objetivo:

Diseño completo de un Reactor tipo "Riser" (elevador), que pueda ser adaptado a los demás equipos existentes (Agotador-Regenerador) de la Planta Piloto de Fluid Catalytic Cracking ubicada en el área de Plantas Piloto del IMP con el mínimo de modificaciones para: obtener mayor repetibilidad en las evaluaciones, lograr tiempos de contacto catalizador-aceite óptimos para evitar la sobre desintegración y evaluar cargas más pesadas.

Introducción.

En la actualidad el IMP cuenta con una planta piloto para el proceso de Desintegración Catalítica de gasóleos en lecho Fluidizado, su diseño y geometría original, están basadas en las de la compañía Arco (1971)¹⁹; contempla un reactor tipo "Folder Riser" el cual por su naturaleza presenta las siguientes desventajas:

- Fluidización de catalizador con retromezclado.
- Tiempos de contacto catalizador-aceite altos, dando como consecuencia la sobre desintegración de gasolina.
- Limitaciones para evaluar cargas pesadas (Gasóleo de vacío más residuo atmosférico, 95 % y 5 % respectivamente).
- Operación en modo isotérmico.

En este trabajo se propone el diseño de un Reactor tipo Riser el cual puede ser adaptado a las plantas piloto de vidrio en la primera fase y en mediano plazo a la I-3, con el mínimo de modificaciones en el menor tiempo posible y en una baja inversión económica, además cabe mencionar que la variación de las condiciones de operación se establecieron de acuerdo a las requeridas por los investigadores.

Con este tipo de reactor se pretende reducir en gran parte las desventajas presentadas con el Reactor "Folder Riser" que esta actualmente en operación, logrando con lo anterior una mayor repetibilidad y confiabilidad de los datos obtenidos en las evaluaciones a nivel piloto, ya que estos datos posteriormente son correlacionados y escalados para predecir el comportamiento en las unidades industriales.

Con el diseño propuesto se pretenden simular evaluaciones en modo adiabático, siendo esta la forma más representativa de experimentar por su similitud con la operación a nivel industrial.

Para fijar las bases de diseño del Reactor tipo "Riser" se consideraron las características típicas de las cargas y catalizadores evaluados a nivel planta piloto, así como la limitante de las capacidades y dimensiones físicas de los equipos existentes, el espacio disponible, y la mejor distribución de los mismos.

El dimensionamiento del reactor se realizó tomando en consideración los flujos de carga, el inventario del catalizador, flujos de fluidización, flujos de aire al regenerador, con los cuales los equipos conectados en serie con el reactor (regenerador, agotador, precalentador de carga) trabajen óptimamente.

Al tener las dimensiones correctas del Reactor, se manufacturará primeramente en vidrio, y se realizarán pruebas en la planta piloto prototipo de vidrio (modelo en frío), para analizar y observar los fenómenos de fluidización, así como para determinar los flujos de fluidización óptimos para la operación de la planta piloto con la adaptación del reactor tipo Riser.

Posteriormente en base a los resultados del reactor en vidrio se fabricará en acero inoxidable de alto carbón para la planta 1-3; en ambos casos el reactor se fabricará para una alimentación de 1000 g/h.

Generalidades

La desintegración es uno de los procesos de refinación del petróleo de gran importancia. En este se someten los hidrocarburos a temperaturas superiores a 450°C en ausencia o presencia de catalizadores, permitiendo obtener compuestos más ligeros de menor peso molecular.

La desintegración se ha definido como un fenómeno por el cual, las moléculas de hidrocarburos reducen su tamaño y se transforman en otras más pequeñas y de menor punto de ebullición; paralelamente, éstas reaccionan entre sí formando nuevos productos, los más estables se separan, como gasolinas, mientras que los demás se polimerizan dando como resultado aceites. La desintegración total conduce a la formación de gases y carbon.

Todas las fracciones del petróleo pueden someterse a este tipo de proceso, la diferencia radica en el valor que se les da a las reacciones de descomposición y de condensación, que existen en la desintegración de fracciones ligeras gaseosas, líquidas intermedias y pesadas. En la práctica, se considera como procesos de desintegración a los que tienen por objeto convertir a las fracciones pesadas del petróleo (con intervalo de temperaturas de ebullición de 200 a 560°C), en fracciones ligeras de mayor valor comercial.

Los procesos de desintegración se clasifican, de acuerdo con el carácter de las reacciones involucradas, así como la tecnología y el equipo utilizado, en: 1

- Desintegración Térmica.
- Desintegración Catalítica.

1.1. DESINTEGRACIÓN TÉRMICA:

En este grupo se incluyen procesos en los cuales se expondrán las fracciones del petróleo bajo la influencia de altas temperaturas, ocasionando que los hidrocarburos tiendan a descomponerse químicamente por una reacción de pirólisis y a entrar en diferentes reacciones secundarias entre ellas. La desintegración térmica, en terminos generales, comprende deshidrogenación, polimerización, isomerización y muchas otras reacciones. Sin embargo la

reacción principal es la formación de un radical libre, mediante la unión al azar de un átomo de hidrógeno con otro radical libre, seguida de la ruptura de la cadena β en el punto en que se encuentra el átomo de carbono deficiente en hidrógeno. De ahí que en el producto resultante de la desintegración haya hidrocarburos de todo tamaño imaginable de cadenas. Los radicales libres, además se deshidrogenan y forman olefinas y diolefinas. Estos compuestos se pueden isomerizar o polimerizar. Los naftenos no se convierten en aromáticos, pero las cadenas laterales de aromáticos pueden desintegrarse si son de más de un átomo de carbono.

Entre los procesos de desintegración térmica utilizados en la actualidad, según sea la materia prima y las condiciones de operación que se empleen, se tienen los procesos de coquización y reducción térmica de viscosidad. ²

Mediante los procesos de coquización pueden convertirse los residuos pesados del petróleo en gas, fracciones ligeras o intermedias y coque.

En las reductoras de viscosidad los residuos muy pesados y viscosos del petróleo, se someten a una desintegración térmica incipiente, que podrá reducir su viscosidad sin alterar notablemente su intervalo de ebullición.

1.2. DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA.

La mayoría de las transformaciones químicas de los hidrocarburos que tienen valor práctico se realiza en presencia de catalizadores. Estos permiten disminuir la energía de activación de las reacciones químicas y con ello, aumentar considerablemente su velocidad.

La realización de la reacción en presencia de catalizadores permite disminuir bruscamente la temperatura del proceso. Esta circunstancia es de especial importancia para las reacciones que se caracterizan por el efecto térmico positivo, desde el punto de vista termodinámico las altas temperaturas para dichas reacciones resultan desfavorables.

Cualquier catalizador actúa activamente con los reactivos iniciales, sin embargo, su participación en el proceso se ve limitado tan sólo por las etapas iniciales de las transformaciones. En las etapas subsiguientes el catalizador se recupera totalmente y puede volver a entrar en interacción con las moléculas de sustancias

reaccionantes. Esta circunstancia explica, precisamente, que una cantidad pequeña de catalizador resulta suficiente para cantidades muy grandes de producto final de reacción. El hecho de que la energía de activación de una reacción química disminuya a costa de la formación de sistemas intermedios con participación del catalizador es incuestionable, sin embargo, el carácter de la propia interacción con el catalizador puede ser lo más variado.

En la actualidad, la desintegración catalítica representa una de las formas principales de producción de gasolinas de alto octano. El uso de catalizadores en el proceso de desintegración aporta cambios considerables, tanto al mecanismo de las transformaciones operadas en los hidrocarburos, como a la composición de los productos obtenidos.

Las ventajas de la desintegración catalítica consisten en lo siguiente:

- El resultado de la aceleración general del proceso logra disminuir en cierto grado la temperatura de desintegración y desarrollar el proceso a presión baja.
- La acción selectiva del catalizador favorece las reacciones que implican la acumulación de arenos, isoalcanos e isosulquenos en la gasolina de desintegración, que poseen altos índices de octano.

Existe una gran variedad de procesos comerciales de desintegración catalítica que pueden clasificarse en tres grupos:

- Proceso de Lecho Fijo
- Proceso de Lecho Móvil
- Proceso de Lecho Fluidizado

1.2.1. PROCESO DE LECHO FIJO.

Estos procesos están destinados para una operación discontinua (periódica). La instalación incluye varios reactores (Fig.1), en cada uno de los cuales se opera todo el ciclo de trabajo, que comprende la reacción de desintegración, la eliminación del vapor de hidrocarburos, la regeneración del catalizador y la eliminación del aire y de los productos de combustión. Estas instalaciones con catalizador estacionario no han tenido gran difusión. Dentro de esta clasificación se encuentran los siguientes:³⁶

1.2.1.1. PROCESO McAFEE.

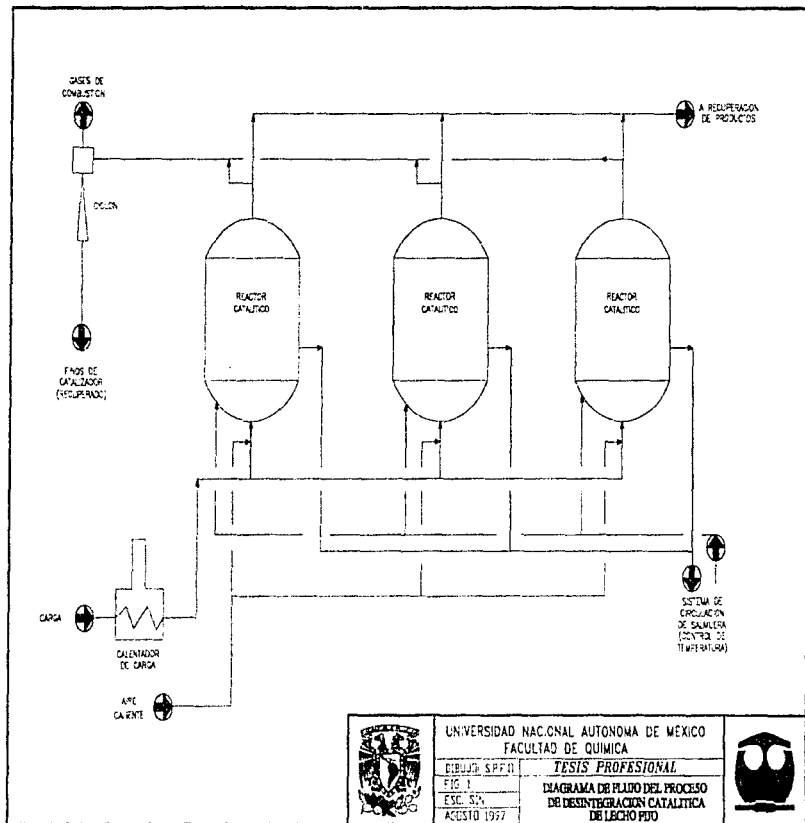
El proceso diseñado por McAfee trabajó a presión atmosférica y a 260°C, fue el primer sistema de desintegración catalítica (aparición comercial en 1916). El elevado costo del catalizador empleado (tricloruro de aluminio, $AlCl_3$) y las dificultades en su recuperación, provocaron su desaparición.

1.2.1.2. PROCESO HOUDRY.

Este proceso se aplica para la obtención de gasolinas de alto octano y gas-aviación a partir de fracciones de destilados intermedios del petróleo. El proceso Houdry opera a bajas presiones (2.1 Kg/cm^2), y a temperaturas comprendidas entre 460 y 600°C en unidades de 3 o más recipientes catalíticos, interconectados de tal forma, que al menos uno de ellos pueda permanecer en funcionamiento mientras que los otros son inducidos a regeneración. La desintegración se produce en una sola etapa. La conversión es elevada pero la formación de carbón es también considerable. La alimentación puede hacerse como líquida, vapor o la mezcla de ambos. Para regenerar el catalizador, los residuos de carbón se oxidan con aire a temperaturas moderadas.

1.2.1.3. PROCESO PERCO.

En este proceso la alimentación se precalienta a 480°C, se añade vapor de agua y se pasa a las cámaras catalíticas operadas entre 0.7 y 5.2 Kg/cm^2 . Después de efectuada la desintegración, el producto se condensa y se fracciona.



1.2.2. PROCESO DE LECHO MÓVIL.

Los dos tipos de unidades de desintegración catalítica que se usan actualmente son los de lecho móvil y lecho fluidizado. Los catalizadores utilizados en ambos procesos son químicamente similares, y difieren sólo en su configuración física y en la forma de transportarse. La unidad de lecho móvil utiliza esferas de catalizador o cilindros de un diámetro aproximado de 1/8 a 1/4 de pulgada y el catalizador de lecho fluidizado tiene un tamaño promedio de partícula de alrededor de 50 micrones.

Las unidades de desintegración catalíticas de lecho móvil (Fig.2), emplean un movimiento continuo de cama sólida, el cual gravita sin paradas en una masa compacta. Se debe mantener un perfil horizontal uniforme de velocidad de catalizador hacia el reactor y hacia el horno del regenerador.

El catalizador entra por la parte superior del reactor y se descarga en forma de caída libre, de manera que el hidrocarburo vaporizado se mezcla con las partículas de catalizador.

El catalizador remanente, del 5 al 20 % del circulante, entra a través de una corona de tubos periféricos y mantiene la altura del lecho catalítico al nivel requerido, para dar el espacio velocidad necesario y lograr el rendimiento deseado.

El catalizador y los hidrocarburos descienden por el reactor hacia la zona de agotamiento, en ella se sacan los productos y el catalizador agotado mediante un flujo ascendente de vapor, con el fin de eliminar los hidrocarburos atrapados en los espacios vacíos existentes, entre las partículas sobre el catalizador. El vapor de agotamiento abandona el reactor junto con los hidrocarburos.

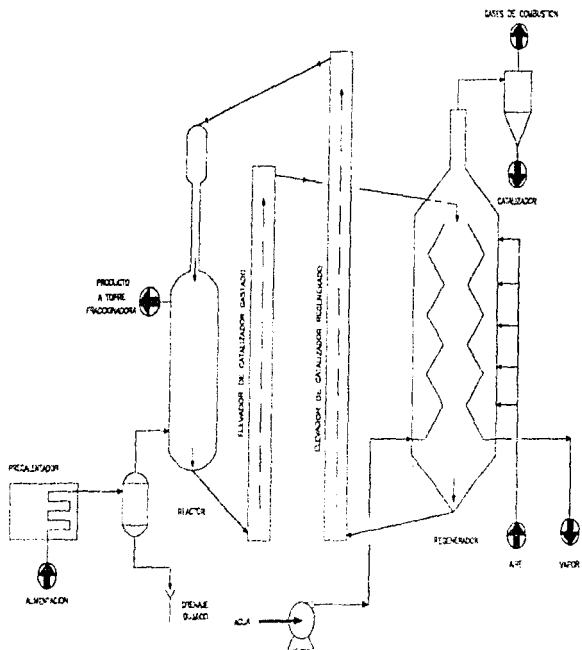
En el horno, el coque se elimina por combustión del flujo descendente de catalizador en varias etapas, con serpentines refrigerantes entre éstas para mantener la temperatura del catalizador suficientemente baja (690°C), previniendo con esto la pérdida de actividad.

Un sistema de separación en la base del horno separa el catalizador de los gases de combustión y cae en una vasija de elevación. En este punto el catalizador es arrastrado por una corriente de aire que lo eleva hacia un tanque de rebosamiento donde la dilatada área del recipiente y la utilización de un panel de separación dan lugar a la caída del catalizador a una pila.

Debido a las desventajas encontradas en el empleo de procesos de lecho fijo tales como:

- La dificultad al añadir o cambiar catalizador.
- Las válvulas y sistemas de purga.
- El empleo de aire e hidrocarburos por separado.
- El gran volumen de gases manejado.
- Los gradientes de temperatura en el lecho catalítico.

Se prefirió el uso de sistemas de lecho móvil, ya que estos simplificaban muchos de los problemas enunciados, aunque no eliminaban completamente las diferencias de temperatura; por otra parte se producía un mayor desgaste de sólidos.¹



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

QUÍMICO SUPERIOR
FIG. 2
LIC. S/N
AGOSTO 1997

TESIS PROFESIONAL
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO
DE DISENTRACION CATALITICA
DE DIESEL MOVIL

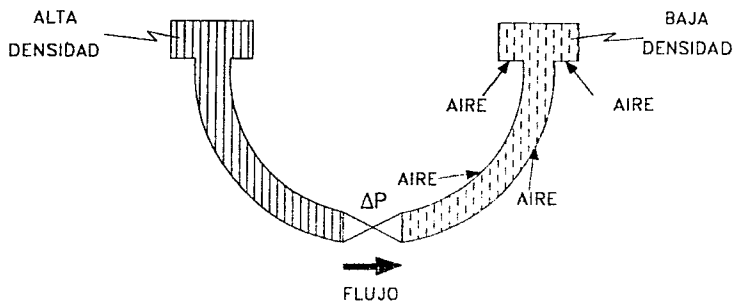


1.2.3. PROCESO DE LECHO FLUIDIZADO.

Los procesos de desintegración catalítica de lecho fluidizado reciben su nombre, en base al fenómeno por el cual las partículas de catalizador son transportadas y puestas en contacto con los vapores de hidrocarburos. Debido a que se puede establecer una diferencial de densidad, entre dos segmentos de un sistema fluidizado de sólidos (Fig.3), el flujo sigue la dirección del segmento de más baja densidad, tal como ocurre con fluidos reales, y que al igual que estos, el régimen de flujo se puede controlar mediante una caída de presión a través de una válvula. El catalizador se emplea en forma de partículas muy finas se comportan como un fluido cuando son aireadas con vapor. El catalizador fluidizado es circulado continuamente entre la zona de reacción y la zona de regeneración.

Una de las desventajas del reactor de lecho fluidizado es que el sistema trabaja a flujo en paralelo y no a contracorriente, además, debido a la turbulencia del lecho catalítico, el tiempo de contacto debe ser tratado en forma estadística con respecto al tiempo de contacto de las partículas individuales, de tal forma, que solamente una parte de los sólidos salgan del reactor antes de un cierto tiempo crítico de contacto.

Como los productos se encuentran distribuidos en todo el lecho, esto ocasionara que se incrementen las reacciones secundarias. Esto significa que para una conversión dada se requiere de un reactor comparativamente grande. El contacto eficiente de gases y sólidos, la simplificación mecánica del equipo y la uniformidad en las condiciones de temperatura y composición dentro del reactor, son resultado de una homogeneización perfecta, además presenta la posibilidad de eliminar sólidos sin afectar la uniformidad del sistema, pudiendo variar la relación de circulación de éstos y la profundidad del lecho catalítico. El sistema permite también un control independiente de la transferencia de calor de desintegración y del tiempo de contacto. (1-3)



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

DIBUJO S.P.F.D.

FIG. 3

I.S.C. S.N.

AGOSTO 1997

TESIS PROFESIONAL

ESQUEMA DEL SISTEMA DE
SÓLIDOS FLUIDIZADOS



1.3. QUÍMICA DEL PROCESO.

Las reacciones químicas que ocurren en el proceso de desintegración catalítica, involucran la ruptura de los enlaces carbono-carbono de molécula de hidrocarburos de cadena larga, con la consecuente formación de moléculas de cadena más corta. Estas reacciones son catalizadas por ácidos, y se llevan a cabo a través del mecanismo de formación y transformación de iones carbonio, principalmente. Debido a su endotermicidad, termodinámicamente son favorecidas por altas temperaturas.

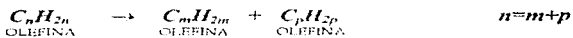
En general las reacciones químicas que se llevan a cabo son:⁵

Reacciones Químicas Principales

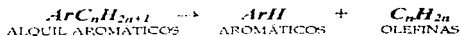
1. Desintegración de parafinas para dar olefinas más pequeñas.



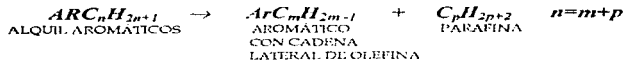
2. Desintegración de Olefinas que produce olefinas de menor peso molecular.



3. Desintegración de Alquil Aromáticos.



4. Rompimiento del grupo Alquilo de una molécula Alquil aromática.



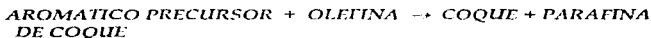
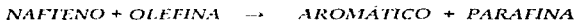
5. Rompimiento de naftenos que produce Olefinas.



Simultáneamente ocurren otras reacciones, entre las cuales destacan, las siguientes:⁹

Reacciones Químicas Secundarias

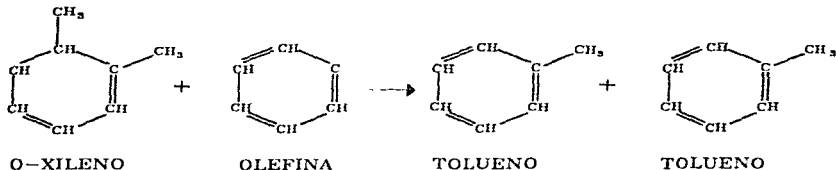
1. Transferencia de Hidrogeno.



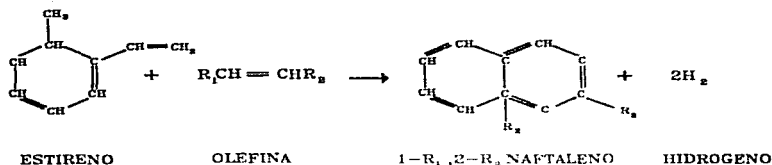
2. Isomerización.



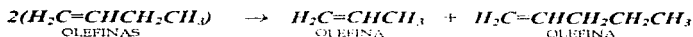
3. Transferencia del grupo alquilo.



4. Condensación.



5. Desproporciónación de olefinas de bajo peso molecular:



Las reacciones de desintegración (ruptura de enlaces carbono-carbono) son endotérmicas y termodinámicamente se ven favorecidas por incrementos de la temperatura. Las reacciones de isomerización son ligeramente exotérmicas; mientras que las de transferencia de hidrógeno son reacciones exotérmicas. En el proceso de desintegración predominan las endotérmicas. La magnitud del efecto térmico varía con la carga, el catalizador y las condiciones de operación.

1.3.1. MECANISMO DE REACCIÓN.

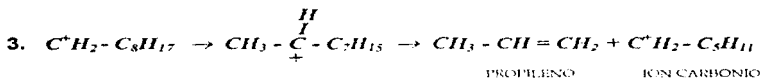
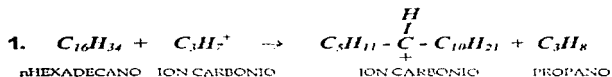
Como la materia prima que se alimenta al proceso de desintegración catalítica, está constituida por una gran variedad de hidrocarburos de diferentes tipos, es difícil establecer una ruta única de reacción y por lo tanto, un modelo emérico preciso que describa el esquema de reacción.

La desintegración catalítica, posiblemente empieza con las olefinas que produce la desintegración térmica. La olefina puede recibir un átomo de una parafina y así convertirse en un "ion carbonio" (parafina deficiente en electrones de hidrógeno), al tiempo que la parafina se convierte también en ion carbonio. Una vez que en la mezcla resultante de la reacción hay iones carbonio, estos pueden

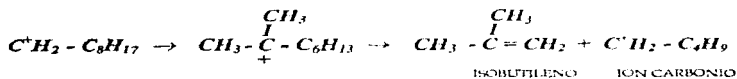
reaccionar de diversos modos, ya sea desintegrando la cadena β en los átomos de carbono deficientes en hidrógeno para formar una olefina más pequeña y otro ion carbonio, o provocando isomerización o mutación de los enlaces olefinicos, al mismo tiempo se produce amplia transferencia de hidrógeno, especialmente en las reacciones provocadas por catalizadores de zeolitas.

El mecanismo simplificado de reacción para explicar la desintegración por iones carbonio, se muestra a continuación:⁵

Esquema de Reacción



2da MUTACION



3a MUTACION

En el esquema se observa la posición del átomo de hidrógeno deficiente en electrones siempre cambia a una posición secundaria o terciaria, en el ion carbonio. Por consiguiente, la desintegración no puede continuar en cadenas de más de 3 ó 4 átomos de carbono. Eso explica los altos rendimientos de olefinas C₃-C₄ e isobutanos en la desintegración catalítica.

El cuadro I es una buena comparación de la desintegración catalítica con la térmica. De su análisis se concluye que la desintegración catalítica es mucho más eficaz que la térmica, por su aptitud para producir gasolinas de más alto número de octano y más alto rendimiento de olefinas C₃ y C₄, y de isobutano.⁶

CUADRO I

Desintegración Catalítica vs Desintegración Térmica

HIDROCARBUROS	DESINTEGRACION TERMICA	DESINTEGRACION CATALITICA
n-HEXADECANO (CETANO)	EL PRODUCTO PRINCIPAL ES C ₂ CON MUCHO DE C ₁ Y C ₃ ; BASTANTES n Y OLEFINAS C ₂ A C ₇ ; POCOS ALIFATICOS RAMIFICADOS.	EL PRODUCTO PRINCIPAL ES C ₃ A C ₆ ; POCO DE n Y OLEFINAS C ₂ ALIFATICOS RAMIFICADOS EN SU MAYORIA.
ALQUIL AROMATICOS	SE DESINTEGRAN DENTRO DE LA CADENA LATERAL.	SE DESINTEGRAN AL LADO DEL ANILLO.
OLEFINAS NORMALES	LOS ENLACES DOBLES CAMBIAN RÁPIDAMENTE; POCO DE ISOMERIZACION ESQUELETICA.	LOS ENLACES DOBLES CAMBIAN RÁPIDAMENTE; MUCHA ISOMERIZACION ESQUELETICA.
OLEFINAS	LA TRANSFERENCIA DE HIDROGENO ES UNA REACCION MENOR Y NO ES SELECTIVA PARA LAS OLEFINAS TERCIARIAS. DESINTEGRACION A REGIMEN PARECIDO AL DE LAS PARAFINAS CORRESPONDIENTES.	LA TRANSFERENCIA DE HIDROGENO ES UNA REACCION IMPORTANTE Y ES SELECTIVA PARA OLEFINAS TERCIARIAS. DESINTEGRACION A REGIMEN PARECIDO AL DE PARAFINAS DE GRUPOS ESTRUCTURALES EQUIVALENTES.
NAFTENOS	DESINTEGRACION A REGIMEN MAS BAJO QUE EL DE LAS PARAFINAS	DESINTEGRACION A REGIMEN MUCHO MAS ALTO QUE EL DE LAS PARAFINAS CORRESPONDIENTES.

Proceso de Desintegración Catalítica en Lecho Fluidizado

La importancia actual del proceso de desintegración catalítica en lecho fluidizado conocido como FCC, es tal que las unidades de este tipo son el corazón de las refinerías de hoy en día. Este proceso aporta grandes volúmenes de gasolinas producidas a partir de corrientes de bajo valor comercial, contribuyendo al aprovechamiento integral del aceite crudo. Por esta importancia es que las tendencias en el mundo entero se dirigen hacia la optimización, tanto del proceso como de los catalizadores y aditivos utilizados.

El primer proceso comercial de desintegración catalítica para la producción de gasolinas a partir de fracciones residuales, data del final de la cuarta década de este siglo. Este primer proceso conocido como Houdry, en honor a su inventor, se efectuaba en lecho fijo; evolucionó rápidamente y se transformó en el proceso en (fig.4) el lecho móvil (FCC, proceso Thermefor Catalitic Cracking), y posteriormente aparecieron nuevos procesos, cuyo objetivo principal era el de resolver los problemas de transferencia de calor y de masa, asociados con la desintegración catalítica, así como los de remoción del carbon para regenerar el catalizador usado y el perfeccionamiento del proceso. Los principales desarrollos se describen a continuación: 1-9-95

2.1. CRONOLOGIA DE LAS PLANTAS COMERCIALES DE FCC.

2.1.1. UNIDAD MODELO I.

La Standard Oil en 1943 (fig.5), puso en marcha, la primera planta comercial de desintegración catalítica de lecho fluidizado. Esta unidad se llama Modelo I o de flujo ascendente. Los ciclones del reactor y del regenerador que se utilizaban eran externos, y para recoger el catalizador recuperado en ellos (gastado y regenerado), se usaban tolvas. El catalizador atraviesa de abajo hacia arriba, al reactor y al regenerador.

2.1.2. UNIDAD MODELO II.

En 1944, la Standard Oil Development Company (también filial de la Standard Oil of New Jersey) introdujo su unidad II (Fig.6), de flujo descendente. En dicha unidad, el catalizador se separaba de los vapores en el reactor, en un lecho de catalizador fluidificado. El catalizador gastado se removía continuamente, en flujo descendente a partir del lecho.

Algunas de las más importantes ventajas de la unidad de flujo descendente eran las siguientes:

- a) Simplificada recuperación de catalizador.
- b) Simplificada estructura de apoyo y mejor distribución de las instalaciones.
- c) Mayor flexibilidad de operación.

En la Figura 6A se muestran los esquemas de las Unidades I y II, en la cual se observan las diferencias.

2.1.3. UNIDADES DE LA SHELL.

En 1946, la Shell Oil Company instaló una unidad perfeccionada de las ya muy conocidas de flujo descendente (modelo II). Fue esta, en su tipo, la primera que usó catalizador microséférico (MS) secado por atomización, en vez de catalizador pulverizado. En el reactor se instalaron ciclones de dos etapas, en lugar de los anteriores de una sola etapa. Con esto se redujo el arrastre de catalizador a la fraccionadora.

2.1.4. UNIDAD MODELO III.

En 1947 se introdujo la unidad modelo III de presión equilibrada (Fig.7). El diseño lo originó la M.W. Kellogg Company. El reactor y el regenerador se montaron lado a lado y a la misma altura y se redujo así la longitud total de la unidad de desintegración. Este diseño tenía cuatro ventajas:

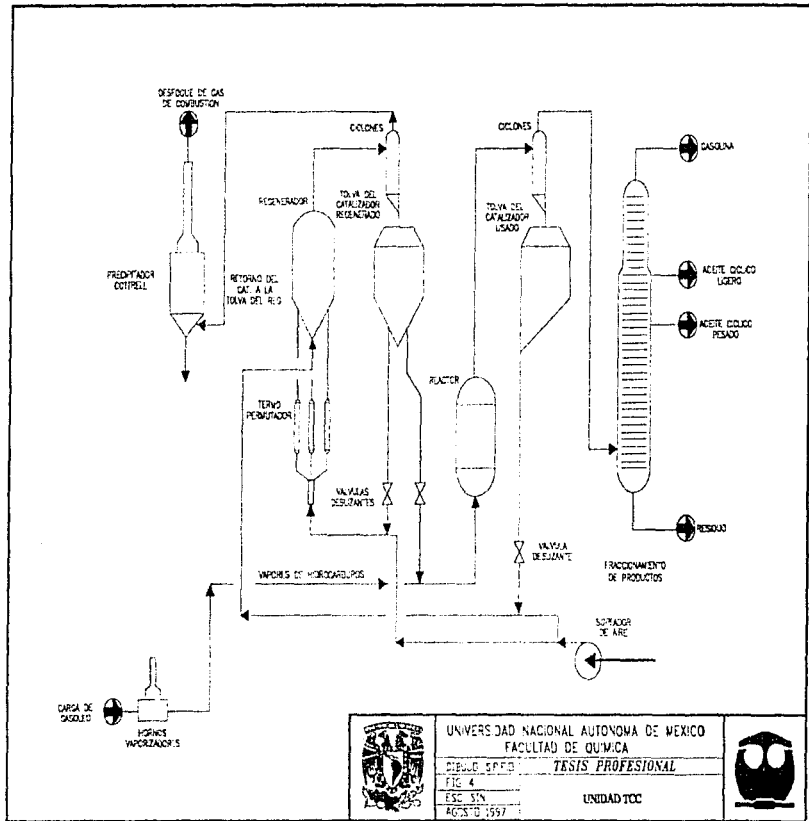
- a) Costo inicial más bajo
- b) Facilidad de mantenimiento

- c) Operación del regenerador y reactor a baja presión. Lo cual redundaba en menos producción de coque, producción de gasolina de mejor calidad, y menor pérdida de actividad del catalizador.
- d) Menos consumo de servicios auxiliares.

2.1.5. UNIDAD UOP DE REACTOR Y REGENERADOR UNIFICADOS.

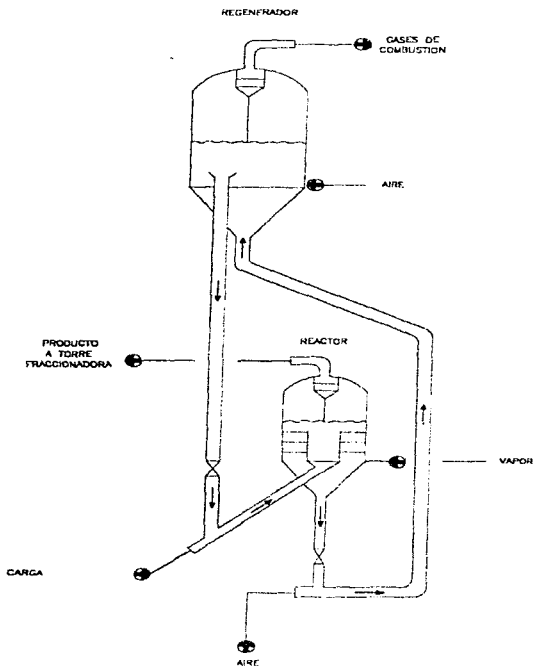
La UOP (Universal Oil Products), en 1947 (Fig.8), pone en marcha, la primera planta de reactor y regenerador unificados o superpuestos. Entre las muchas ventajas de estas plantas sobre las de reactor y regenerador situados lado a lado . Cabe mencionar las siguientes:

- Simplificada estructura de apoyo.
- Reactor más pequeño, merced al uso de presión más alta.
- Bajo costo inicial, factor que hizo el proceso atractivo para las empresa refinadoras pequeñas, y para todas aquellas que necesitaban unidades de capacidad moderada.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA
 DEPARTAMENTO DE QUÍMICA DE PETROLIO
 TESIS PROFESIONAL
 ESC. 314
 AGOSTO 1957
 UNIDAD TOC





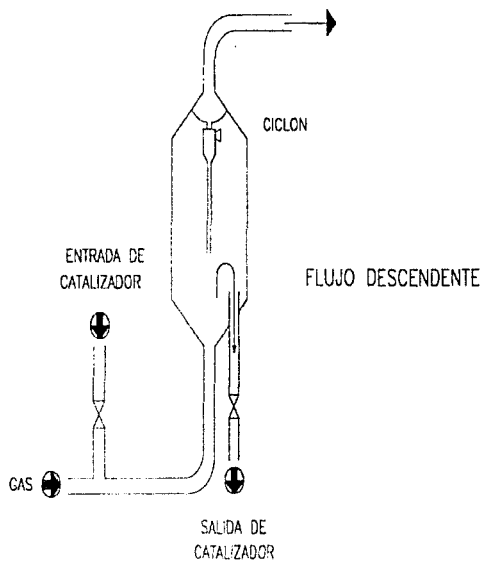
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

DIBUJOS 507.12
FIG. 5
ESC. SIN
AGOSTO 1959

TESIS PROFESIONAL

ESQUEMA DE LA UNIDAD I





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

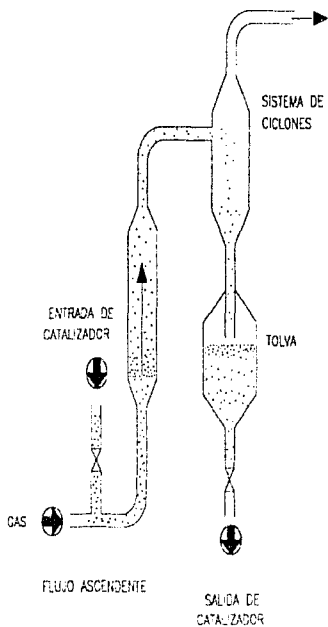
TÍTULO SPTD *TESIS PROFESIONAL*

FIG 5

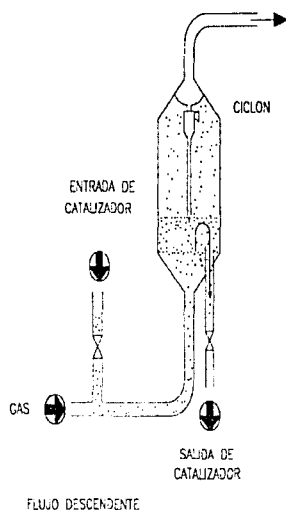
ESC SIN
AGOSTO 1997

ESQUEMAS DE LA UNIDAD MODELO II



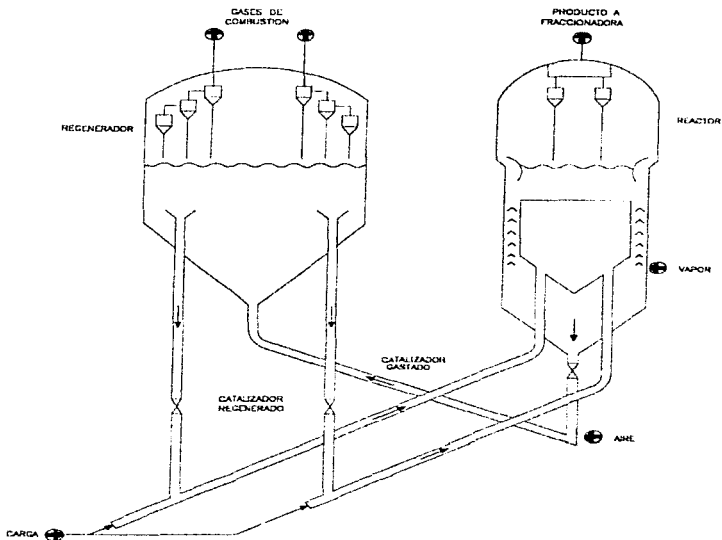


UNIDAD MODELO I



UNIDAD MODELO II

	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE QUÍMICA		
	DIBUJO SFPE D		TESTS PROFESIONAL
	FIG. 6A		ESQUEMAS DE LAS PRINCIPALES DIFERENCIAS ENTRE LAS UNIDADES MODELO I Y II
	ESC. 514 AGOSTO 1997		



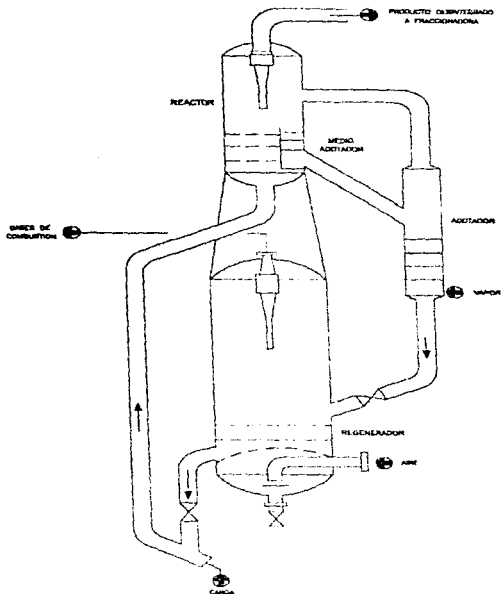
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

DIBUJO S.P.C.
FIG. 7
ESC. SIN
AGOSTO 1997

TESIS PROFESIONAL

ESQUEMA DE LA UNIDAD MODELO III





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

DIBUJO S.P.T.C.
FIG. II
E.S.C. SIN
AGOSTO 1997

TESIS PROFESIONAL

ESQUEMA DE LA UNIDAD UOP DE
REACTOR Y REGENERADOR UNIFICADOS



2.1.6. UNIDAD MODELO IV.

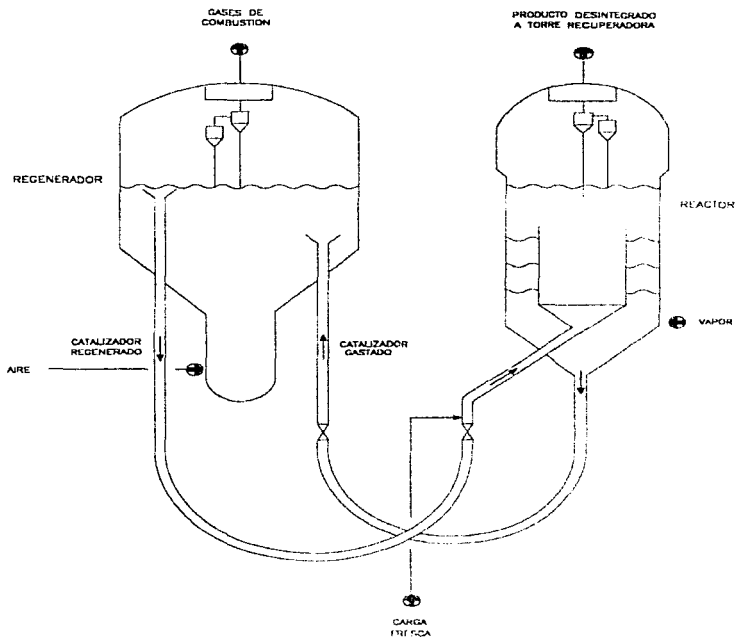
En 1951, se perfeccionó la unidad modelo IV de la ESSO (Fig.9), con la cual se redujo aún más la altura de la instalación y se logró disminuir el diámetro de las torres sin sacrificar su capacidad efectiva. Esas modificaciones fueron las más sobresalientes, a tiempo que se desarrollaba la unidad modelo IV, otras empresas muy conocidas (la Universal Oil Products y la M.W. Kellogg, entre otras) continuaban perfeccionando y mercadeando unidades más pequeñas y compactas resultantes de sus propios diseños.

2.1.7. UNIDAD KELLOG ORTHOFLOW.

Este proceso se pone en operación en 1951 (Fig.10), por la Compañía M.W. Kellogg, permite la circulación del catalizador por tubos rectilíneos entre el reactor y el regenerador, eliminando así, los codos, que pueden provocar trastornos como consecuencia de la erosión que a veces padecen.

La alimentación fresca y la circulación procedente de la unidad de fraccionamiento entran en la base del reactor por una serie de toveras o atomizadores con una determinada inclinación de distribución. El catalizador, regenerado y caliente, desciende por tubos verticales, entra en contacto con los vapores de aceite, siendo arrastrados a la zona de reacción en cantidad suficiente para mantenerse en ella, a una temperatura correcta. El nivel de catalizador en el reactor se mantiene a la altura necesaria para obtener el espacio velocidad deseado. Los vapores de hidrocarburos que abandonan la zona de reacción se separan en los ciclones del catalizador arrastrado para ir después a la torre de fraccionamiento.

La zona de agotamiento del catalizador usado está situada en el centro del reactor. Una vez agotado es elevado hasta el regenerador por aire de regeneración. El resto del aire asegura, en el regenerador, la combustión que permite obtener el nivel mínimo de carbono sobre el catalizador regenerado. La separación entre el catalizador y los gases de combustión, es asegurada por ciclones internos. Las condiciones de operación de este proceso son: en el reactor, tienen una temperatura entre 471 y 510°C, con una presión entre 8 y 20 psig; el intervalo de temperatura en el regenerador es de 565 a 645°C, en tanto que la presión está entre 15 y 30 psig.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

DISEÑO S.P.D.

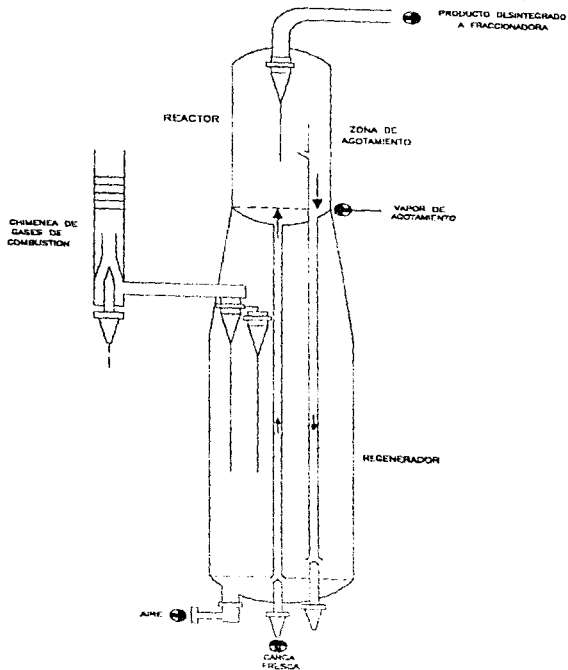
F. G. 9



T. M. 5111
AGOSTO 1967

TESIS PROFESIONAL

ESQUEMA DE LA UNIDAD MODELO IV





	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO FACULTAD DE QUÍMICA		
	<i>TESIS PROFESIONAL</i>		
	ESQUEMA DE LA UNIDAD		
	KELLOGG ORTHOPLLOW		
DIBUJO S.P.E.D.		FIG. 10	
PISC. SIN		AGOSTO 1977	

2.1.8. UNIDAD ULTRA ORTHOFLOW.

Este diseño permite aprovechar en forma más eficiente la superactividad de los catalizadores zeolíticos, lo cual se logra incorporando el sistema de regeneración del proceso Ultracat (la característica más relevante de este diseño la constituye el regenerador, con el cual se pueden lograr contenidos de carbón en el catalizador regenerado aún menores que un 0.05 % peso. Incorpora además, un sistema multietapa de agotamiento de hidrocarburos en el catalizador, lo cual hace más eficiente la operación, pues se quema menor cantidad de hidrocarburos valiosos), a las ventajas ofrecidas por el diseño Orthoflow, el cual se ha enriquecido con el uso de ciclones en el tubo elevador que permiten una mejor separación Hidrocarburo-Catalizador y mayor eficiencia en la recuperación de este último.

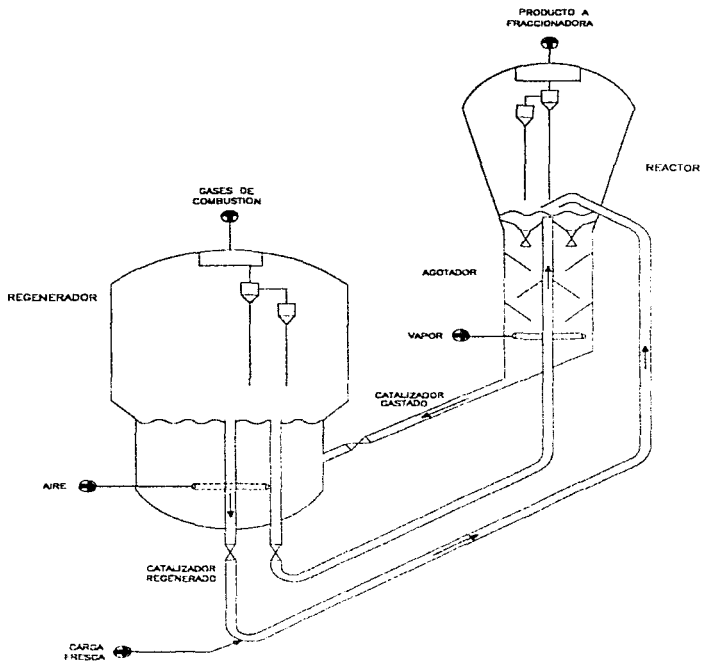
2.1.9. UNIDAD TEXACO.

La corporación Texaco tiene un proceso (Fig.11), cuya alimentación cubre un rango amplio de fondos, incluyendo gasóleos vírgenes, gasóleos de desintegración, destilados intermedios, destilados de vacío y aceite desparafinado. Las características especiales del diseño de este proceso son las siguientes:

- Un eficiente agotador usado en el catalizador gastado.
- Buen control del grado de reacción.
- Uso de catalizador apropiado y eficiente.
- Reacción de combustión completa durante la regeneración.
- Alimentación a la línea de elevación de desintegración con mínima recirculación.
- El catalizador gastado se mueve por gravedad a la unidad de regeneración.
- Alta eficiencia del reactor y ciclones en el regenerador.

2.1.10. UNIDAD GULF.

La Compañía Gulf desarrollo un proceso (Fig.12), que tiene una línea vertical de alimentación localizada en la línea de elevación, la carga tiene una eficiente conversión por la inyección especial de alimentación en diferentes puntos en el tubo elevador (riser). De este modo se obtiene el rendimiento deseado de gasolinas con alta calidad. Dependiendo del tipo de alimentación el intervalo de conversión es de 78 a 84 %, con un octanaje entre 92.5 y 98.3 %.



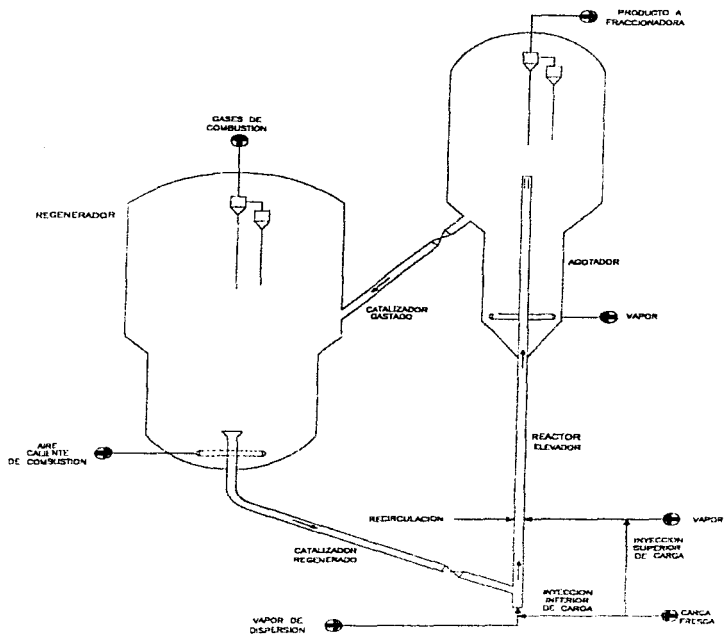
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

DIRECCION SUPERIOR
FIS. II
ESC. NIN
AGOSTO 1997

TESIS PROFESIONAL

ESQUEMA DE LA UNIDAD TIXACO





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

DIBUJ. N. P. F. B.
FIG. 1P
ESC. S. I. N.
AGOS. 11. 1997

TESIS PROFESIONAL

ESQUEMA DE LA UNIDAD GULF



2.1.11. UNIDADES DE DESINTEGRACIÓN CON TUBO ELEVADOR.

Por mucho tiempo se ha sabido que, cuando toda la desintegración se efectúa en el tubo elevador (la línea que mezcla el catalizador con el aceite). El rendimiento es mejor que en los procesos de desintegración en lecho denso o mixto. Eso se debe, en gran parte al hecho de que la carga entra en contacto con el catalizador más activo, a causa de retromezclado, ambas ventajas son fruto del tiempo de contacto más corto, entre el catalizador y la carga. El tiempo de contacto más corto minimiza la formación de coque (desactivación temporal del catalizador) y promueve el incremento de la desintegración catalítica, al mismo tiempo, el producto resultante de la desintegración permanece menos tiempo en contacto con el catalizador y eso reduce la posibilidad de desintegración secundaria o sobre desintegración de los valiosos destilados obtenidos.

Con el advenimiento de los catalizadores activos, de zeolita, la necesidad de reducir al mínimo el tiempo de desintegración se ha hecho más esencial que con los catalizadores amortos, menos activos, eso se explica por la más pronta formación de coque, a causa de la actividad notablemente más alta de los catalizadores zeolíticos. Dadas las ventajas que rinde la desintegración cuando se efectúa en el tubo elevador, muchos refinadores han modificado sus unidades FCC para convertir las esencialmente en plantas de desintegración en el tubo elevador desintegrador. "

2.2. VARIABLES DE OPERACIÓN.

Como la desintegración catalítica es un proceso muy complejo, existe una interdependencia marcada de las variables de operación, de tal manera que cualquier cambio en una de ellas se refleja en las demás.

La mejor forma de entender la interrelación de las variables de operación en un sistema de desintegración catalítica FCC es la de estudiar a nivel planta piloto. En esta, las variables se pueden cambiar sin tener que depender del equilibrio térmico (por ejemplo usando reactores isotérmicos).

2.2.1. CLASIFICACIÓN DE LAS VARIABLES DE OPERACIÓN.

Las variables de operación de las unidades de FCC se clasifican en dos tipos: ^{1,4,6}

- *Variables Independientes*
- *Variables Dependientes*

2.2.1.1. VARIABLES INDEPENDIENTES.

Son las que controlan directamente el proceso.

- Régimen de carga fresca.
- Temperatura de precalentamiento de la carga
- Temperatura de reacción
- Espacio velocidad.
- Relación de recirculación.
- Actividad del catalizador.

2.2.1.1.1. Régimen de carga fresca.

Las variables dependientes son aquellas que cambian a consecuencia de un cambio de una variable independiente.

Se refiere al flujo por día de materia prima que se alimenta al desintegrador catalítico. Un aumento en la alimentación de carga fresca al reactor, disminuye ligeramente la conversión (porcentual), las principales limitantes para el aumento de carga fresca suelen ser:

- Deficiencia en el aire de regeneración.
- Limitación en el manejo de gases en la sección de ligeros.

La calidad de la carga es una variable que no puede ser ajustada en la unidad catalítica, pero puede realizarse una preparación de la misma. Una carga desulfurada incrementa los rendimientos a gas húmedo y gasolinas, disminuye la producción de gas seco. La calidad de la carga depende del crudo que se procese

en la Refinería. Una carga con muchos metales originará envenenamiento del catalizador, dando lugar a una alta producción de gas seco.

2.2.1.1.2. Temperatura de precalentamiento de la carga.

Es la temperatura de la carga (incluyendo la recirculación), al entrar a la desintegradora catalítica. Esta puede ser usada como auxiliar en el control de la circulación de catalizador.

Si la circulación de catalizador es un factor limitante, un incremento en la temperatura de precalentamiento permitirá, un aumento en la temperatura de reacción y, con ello un aumento en la conversión.

Sin embargo, una temperatura de precalentamiento baja es lo más deseable, ya que con ello da por resultado altas relaciones de catalizador/hidrocarburo y con esto una gran producción de gasolina. Para las unidades con limitaciones de aire de la regeneración, una alta temperatura de precalentamiento reduce los requerimientos de aire a temperatura de reacción constante, pero baja la conversión.

2.2.1.1.3. Temperatura de reacción.

Se refiere a la temperatura de reacción de la mezcla de hidrocarburos y catalizador, en el reactor. Un incremento en la temperatura de reacción origina:

- Incremento en la relación catalizador/hidrocarburo.
- Incremento en la conversión.
- Incremento en la temperatura del regenerador.
- Aumento en la producción de gas LP.
- Aumento en la producción de gasolina.
- Aumento en el octano de la gasolina.
- Aumento en la producción de coque.
- Disminuye la producción de aceite cíclico ligero y decantado.
- Aumenta el aire requerido para la regeneración.

Como regla general, por 4°C de aumento en la temperatura de reacción, se tiene un incremento de 1 % en la conversión. Se tienen como limitantes para el incremento de la temperatura de reacción las siguientes:

- Sobre desintegración de la carga.
- Deficiencia de aire.
- Deficiencia en el manejo de gases.

2.2.1.1.4. Espacio Velocidad (Weight Hourly Space Velocity, WHSV).

Es la masa por hora de carga total (carga fresca más la de recirculación), dividida por la masa del catalizador que hacen contacto con la carga en el reactor. El espacio velocidad suele mantenerse a un valor máximo. Un alto valor de espacio velocidad es deseable porque es inversamente proporcional al tiempo de contacto del hidrocarburo con el catalizador, así como también mejora la selectividad para obtener los productos deseables.

El tiempo de contacto es bajo cuando el espacio velocidad es alto. Si el tiempo de contacto se minimiza disminuye la desintegración secundaria indeseable de los productos ya desintegrados. El rendimiento de gasolina sube al máximo y se produce menos cantidad de gases ligeros y de coque.

2.2.1.1.5. Relación de Recirculación.

Esta definido como el cociente entre la carga total al reactor y la carga fresca. Un incremento origina:

- Aumento en la conversión.
- Disminución en la producción de aceite cíclico ligero y decantado.
- Aumento en la producción de gasolina.
- Aumento de la producción de gas húmedo.
- Aumento en el aire requerido para la regeneración.

Las limitaciones que se tiene para este caso son:

- El aumento en la recirculación limita la cantidad de carga fresca al reactor, por lo que solo es recomendable cuando no se dispone de toda la carga fresca para operar la unidad a máxima carga.

- Su efecto respecto al aumento en la producción de gasolina es apreciable sólo a valores superiores al 10%.
- La recirculación de lodos al reactor origina, un considerable aumento en la producción de coque y gas. Por lo que su principal uso es como control de la temperatura del regenerador, cuando se trabaja con cargas que generan poco coque (cargas ligeras).

2.2.1.1.6. Actividad del catalizador.

Es la habilidad del catalizador para convertir una carga dada en determinados productos bajo condiciones fijas de operación. La conversión de productos que determina la actividad y las condiciones de operación se prescriben según sea la prueba de actividad que se use, la más común es la de microactividad.

La actividad del catalizador esta determinada por el tipo de catalizador, el régimen de adición de catalizador fresco, la eficiencia de regeneración de la unidad y los contaminantes de la carga fresca.

Una actividad alta en el catalizador de equilibrio da lugar a:

- Conversión alta.
- Alta producción de gasolina.
- Baja producción de gas seco y gas húmedo
- Alta producción de coque.
- Alto requerimiento de aire para regeneración.

La actividad óptima del catalizador de equilibrio para cada unidad, depende de la producción deseada. Cuando se requiere alta producción de gasolina, se observan los mejores resultados con actividades de 66 a 72 MAT (microactividad).

2.2.1.2. VARIABLES DEPENDIENTES.

Las variables dependientes son aquellas que cambian a consecuencia de un cambio de una variable independiente y son una fuente de información y muestreo para optimizar el proceso. Las principales variables son:

- Relación catalizador/Hidrocarburo.
- Temperatura del regenerador
- Aire de regeneración
- Conversión.

2.2.1.2.1. Relación catalizador/Hidrocarburo (C/O):

Es la relación en peso entre el catalizador circulante y la carga total alimentada al reactor. Esta variable permite con mayor facilidad determinar el tipo y grado de la desintegración.

Una relación C/O baja, da una conversión baja, un aumento en la temperatura de reacción, aumenta la circulación de catalizador y por lo tanto, la relación, con lo cual aumenta la conversión. La relación C/O se calcula en base a un balance de energía o mediante el empleo de nomogramas que dan un valor muy aproximado de esta relación.

Una relación C/O alta, aumenta la selectividad de la desintegración (más gasolina y menos gas seco) y puede obtenerse manteniendo baja la temperatura de la carga precalentada.

2.2.1.2.2. Temperatura de regeneración:

Es la temperatura del catalizador durante el quemado de coque en el regenerador. El régimen de circulación de catalizador y la formación de coque ejercen influencia sobre la temperatura del regenerador. Esta se puede controlar independientemente ajustando el precalentamiento de la carga para cambiar el régimen de circulación del catalizador, ya que un valor más alto de éste extrae más calor del regenerador y por consiguiente baja su temperatura.

2.2.1.2.3. Aire de regeneración:

Se refiere a la cantidad de aire requerida para mantener la combustión del coque depositado en el catalizador, a fin de removerlo y regenerar el catalizador. La cantidad de aire de combustión depende de la cantidad de coque que se produce.

En el lecho del regenerador sólo se introduce el aire necesario para obtener un ligero paso de oxígeno.

Si no se usa suficiente aire en el catalizador regenerado, aumenta el carbón. Si se usa demasiado aire, el monóxido (CO), del gas de la combustión se convierte en Dióxido de Carbono (CO₂), lo cual es conocido como postcombustión. La oxidación del CO libera tres veces más calor que la conversión de Carbono a CO. Por eso, en el domo del regenerador las temperaturas son muy altas. Para controlarlas se usa vapor enfriador, o se atomiza agua. La temperatura debe regularse disminuyendo el aire de combustión.

2.2.1.2.4. Conversión:

Se define como el porciento en volumen de carga fresca que se convierte en gasolina y en productos más ligeros, durante el proceso de desintegración catalítica. La conversión es función de todas la variables independientes y es muy útil para correlaciones de datos de rendimiento y de calidad de los productos. La conversión suele reflejar la severidad de las operaciones comerciales.

2.3. CATALIZADORES.

La naturaleza de los catalizadores de desintegración catalítica ha ido evolucionando con el transcurso del tiempo. Paralelamente a los cambios impuestos en la composición del catalizador se ha llevado a cabo una serie de variaciones en la presentación física de los mismos de acuerdo a los requerimientos del proceso.

Los catalizadores de desintegración catalítica pueden dividirse en tres clases: ¹ ² ³

2.3.1. ALUMINOSILICATOS NATURALES TRATADOS CON ÁCIDOS:

Los aluminosilicatos naturales o arcillas, fueron los catalizadores originalmente usados en la desintegración y no obstante su bajo costo, presentan una serie de inconvenientes, tales como la presencia de hierro en su red cristalina que los hace

inestables a las altas temperaturas; provocan mayor formación de finos y se requiere mayor reposición durante la operación.

2.3.2. COMBINACIONES DE ALUMINA-SILICIO SINTÉTICAS AMORFAS:

Los catalizadores amorfos de Alúmina y sílica se preparan químicamente a partir de los geles respectivos, en diferentes proporciones. El material es amorfo a la difracción de los rayos X.

De acuerdo con el contenido de alúmina se distinguen dos clases:

- 1) Catalizadores con bajo contenido de alúmina (de 10 a 15%).
- 2) Catalizadores con alto contenido de alúmina (de 20 a 30%).

A diferencia de las arcillas naturales, éstos son estables a las altas temperaturas y no contienen hierro, de tal forma que no se ven afectados por el contenido de azufre del petróleo. Se obtienen productos de mejor calidad.

El catalizador con mayor contenido de alúmina es más denso, por lo que el arrastre a los ciclones tiende a aumentar y parece ser que necesita de mayor temperatura en el regenerador.

2.3.3. CATALIZADORES DE ALÚMINA- SILICIO SINTÉTICOS CRISTALINOS (ZEOLITAS O TAMICES MOLECULARES):

Los catalizadores sintéticos cristalinos, se caracterizan por tener una estructura cristalina perfectamente definida, gran superficie y polaridad; además, es posible estudiarlas por técnicas de rayos X. También presentan iones metálicos, que al ser parcialmente intercambiados por iones de metales raros o de amonio, les dan propiedades catalíticas elevadas.

A estos catalizadores se les conoce con el nombre de zeolitas o tamices moleculares.

- Los catalizadores de desintegración catalítica deben poseer resistencia mecánica, resistencia al desgaste por fricción, a la acción de la alta temperatura del vapor de agua y también a los cambios bruscos de

temperatura. La mayoría de los catalizadores utilizados en las unidades comerciales hoy en día son zeolíticos o mezclas de las clases aluminosilicatos naturales y alúmina-silicio sintéticos. Las ventajas de los catalizadores zeolíticos sobre los naturales y los amorfos sintéticos son:

- Actividad más alta.
- Rendimientos de gasolina mayores para una conversión dada.
- Producción de gasolina conteniendo un mayor porcentaje de hidrocarburos parafínicos y aromáticos.
- Menor producción de coque.
- Aumento en la producción de iso-butano.
- Posibilidad de conseguir conversiones más altas por paso sin desintegración excesiva.

La actividad del catalizador de desintegración zeolítico permite que el proceso tenga lugar con tiempos de residencia cortos, y por ello en muchas instalaciones se han adaptado las operaciones de desintegración en la línea ascendente. Así los efectos adversos del depósito de carbon sobre el catalizador y la selectividad se minimizan debido a la alta cantidad de carbon formado y por lo tanto, la adición de catalizador fresco se realiza en forma separada por una línea ascendente directamente hacia el regenerador.

Los compuestos de Nitrógeno básico, el Hierro, el Níquel, el Vanadio y el Cobre en el aceite actúan como veneno sobre el catalizador de desintegración. El Nitrógeno reacciona con los centros ácidos sobre el catalizador disminuyendo su actividad.

2.4. FUNDAMENTOS DE FLUIDIZACIÓN.

2.4.1. FLUIDIZACIÓN.⁵⁷

Una de las técnicas más importantes de manejo de materiales en la industria química, es el transporte de materiales sólidos en contacto con una corriente de un fluido (gas o líquido), sobre distancias horizontales y verticales, a esta operación se le denomina fluidización. El sólido al estar en contacto con el fluido es transformado a un estado similar de un líquido. Este método de contacto tiene numerosas aplicaciones, una de las de mayor relevancia es el proceso de desintegración catalítica de lecho fluidizado por la importancia económica que

representa en una Refinería en la producción de gasolinas de alto octano y materia prima para los procesos petroquímicos ($C_3=$, $C_4=$ y $C_5=$).

Considerando un fluido que se desplaza verticalmente hacia arriba a través de un lecho de partículas finas (Fig.13), al tener un flujo pequeño, el fluido pasará a través de los espacios vacíos entre las partículas estacionadas, siendo éste un lecho empaquetado; pero al ir aumentando la velocidad se alcanza un valor en el cual las partículas del sólido se mueven y tienden a mantenerse en suspensión en la corriente gaseosa, teniendo un lecho fluidizado expandido, denominándose velocidad mínima de fluidización (V_{mf}) al valor de la velocidad necesaria para que inicie la fluidización. En este punto la fuerza de fricción entre una partícula y el fluido igualan el peso de la misma, la componente vertical de la fuerza de compresión entre las partículas adyacentes desaparece y la presión diferencial a través de cualquier sección del lecho iguala el peso del fluido y las partículas en esa sección. Para velocidades de entrada (superficiales) de gas (V_e) mucho mayores que la velocidad mínima, el lecho toma el aspecto de un líquido en ebullición, moviéndose las partículas vigorosamente y ascendiendo rápidamente grandes burbujas a través del lecho.

El término "fluidización" se refiere a todos los sistemas gas-sólido y líquido-sólido, en los cuales actúan la fuerza de gravedad y la fricción del fluido.

En sistemas sólido-líquido, un aumento en el flujo sobre la velocidad mínima de fluidización resulta usualmente, en una expansión progresiva y uniforme del lecho. La inestabilidad debida a flujos mayores amortigua y permanece constante, y el burbujeo o la heterogeneidad no se observan bajo condiciones normales. Las partículas pueden permanecer separadas formando un lecho homogéneo dando lugar con esto a un lecho fluidizado homogéneo, uniforme o simplemente lecho fluidizado líquido.

Los sistemas gas-sólido se comportan generalmente de manera diferente; incrementando el flujo sobre la velocidad mínima de fluidización, se observa una gran inestabilidad en la que las partículas en lugar de permanecer uniformemente repartidas, forman enjambres a través de burbujeo del gas. A flujos mayores, la agitación se hace más violenta y el movimiento de los sólidos se vuelve más vigoroso. Además, el lecho no se expande mucho con respecto a la fluidización mínima. Este es llamado lecho fluidizado heterogéneo, con burbujeo o simplemente lecho fluidizado gaseoso. Rara vez los sistemas líquido-sólido no fluidizan uniformemente y los sistemas gas-sólido no burbujean.

Los lechos fluidizados gas y líquido son considerados como lechos fluidizados en fase densa o discontinuos, cuando existe un lecho estable y un límite superior

definido claramente en la superficie del lecho. Sin embargo a una velocidad de flujo suficientemente alta, los sólidos son llevados fuera del lecho junto con el flujo de gas. En este estado se tiene un lecho fluidizado en fase diluida o continuo con transporte neumático de sólidos. La velocidad necesaria para iniciar este transporte neumático se conoce como velocidad terminal (u_t).

Las propiedades de los sólidos o del fluido, sólo determinarán la uniformidad o el burbujeo en la fluidización, también los factores como la forma de mezclado de sólidos, el tamaño de las burbujas y la extensión de la heterogeneidad en el lecho. Estos factores incluyen una mala geometría, la forma de flujo de gas, el tipo de distribuidor de gas, y los internos del recipiente.

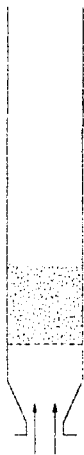
El lecho fluidizado gaseoso en fase densa es muy parecido en apariencia a un líquido en ebullición y en muchas formas presenta el comportamiento de un líquido. En la figura 14 se observa que un objeto ligero es empujado fácilmente dentro del lecho y al liberarse será aventado y flotará en la superficie. La superficie del lecho permanece horizontal cuando el contenedor es inclinado y cuando dos lechos están conectados, sus niveles se igualan.

La diferencia en presión entre cualquiera de los dos puntos del lecho se aproxima a la cabeza estática del lecho entre estos puntos. El lecho tiene propiedades de flujo parecidas a los líquidos. Los sólidos brotarán en forma de chorro de un agujero en la pared del contenedor y pueden hacer que el flujo vaya como líquido de recipiente a recipiente.

La técnica de fluidización presenta un gran número de ventajas en comparación de otras (lecho fijo, lecho ebulliente), siendo las principales: ⁷

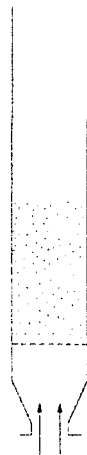
- a) Control de temperatura
- b) Operación continua.
- c) Transferencia de calor
- d) Actividad de catalizadores.
- e) Transferencia de masa, contacto y conversión.

LECHO FIJO



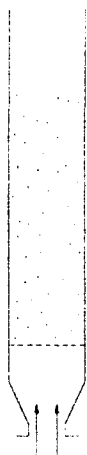
GAS O LIQUIDO
(BAJA VELOCIDAD)

FLUIDIZACION MUY BAJA
O INCIPENTE



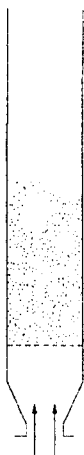
GAS O LIQUIDO

FLUIDIZACION PARTICULADA
U HOMOGENEA



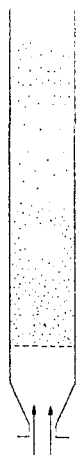
LIQUIDO

FLUIDIZACION
AGREGATIVA O
CON BURBUJEO



GAS

FLUIDIZACION
CON BORBOTEOS
(ENFOQUES)



GAS

FLUIDIZACION
EN FASE DILUIDA
CON TRANSPORTE



GAS O LIQUIDO
(ALTA VELOCIDAD)



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

DIBUJO: S.F.F.O.
FIG. 13
ESC. QUÍM.
AGOSTO 1967

TESIS PROFESIONAL

FORMAS DE CONTACTO DE
SÓLIDOS FLUIDIZADOS



2.4.2. CONTROL DE TEMPERATURA:

Con el control de temperatura, la ventaja más sobresaliente es la posibilidad de trabajar un lecho fluidizado casi en condiciones isotérmicas. De los parámetros a controlar la temperatura es uno de los más importantes, tomando en cuenta que la rapidez de reacción cambia exponencialmente con respecto a ésta, en algunos casos duplicándose por cada 10 grados de aumento.

Si se provoca un cambio en la temperatura, aunque sean pocos grados, puede cambiar el equilibrio entre la rapidez de reacción a otra que no lo sea.

El control de temperatura se puede ajustar en un lecho fluidizado debido a la combinación de los siguientes factores en orden de importancia: "

1. La turbulencia dentro del lecho fluidizado que rompe y dispersa las zonas calientes o frías a lo largo del lecho, antes que éstas aumenten de tamaño. De lo anterior no se puede inferir que la temperatura de la partícula del catalizador sea la misma en todo el lecho.

La actividad del catalizador varía un poco de partícula a partícula. Las que tengan gran actividad acelerarán la reacción, y las partículas que se encuentren próximas, de baja actividad, aumentarán esta y como consecuencia, la temperatura de las partículas de gran actividad será diferente que la temperatura alrededor de las partículas de poca actividad.

La diferencia de temperatura entre una partícula en forma individual y la del lecho fluidizado, es mucho menor que la diferencia en un reactor de lecho fijo, debido tan solo a la turbulencia, a la elevada transferencia de calor y la alta capacidad calorífica de lecho fluidizado.

2. La capacidad del calor del lecho es elevado con respecto a la del gas dentro de éste, lo cual estabiliza la temperatura, permitiendo absorber una gran cantidad de calor con sólo un leve cambio en la temperatura.
3. Las altas velocidades de transferencia de calor son posibles ya que la superficie de transferencia por unidad de volumen en un lecho fluidizado es muy grande. Esto permite estabilizar rápidamente la temperatura, ya sea que su valor a la entrada del fluido en el reactor sea elevada, o bien sea como un producto de la reacción en el lecho.

Aunque los coeficientes de transferencia de calor no son generalmente altos, la superficie por unidad de volumen es muy grande en un lecho fluidizado de

características ordinarias, el intervalo para el valor de esta relación es de 2.5 a 12.5 m² de superficie de transferencia de calor por cada metro cúbico del volumen del lecho fluidizado.

Cuando se ha logrado temperatura en un lecho fluidizado ya estabilizada, se hace notar que en dirección transversal ascendente a éste, la temperatura varía en intervalos bien definidos de más o menos 10°C, cuando la temperatura de alimentación del fluido no difiere mucho con respecto a la del lecho, y particularmente si éste a la entrada se distribuye cuidadosamente.

2.4.3. OPERACIÓN CONTINUA:

En los lechos fluidizados los sólidos son fáciles de manejar, ya que su comportamiento se parece al de un líquido, lo cual permite que estas técnicas sean fácilmente adaptadas a operaciones continuas, obteniéndose con esto, un control más preciso de las variables del proceso, así como una calidad más uniforme del producto, por lo que la adición o separación de las partículas de catalizador se considera tan solo una operación simple.

2.4.4. TRANSFERENCIA DE CALOR:

La técnica de fluidización de sólidos es conveniente para operaciones de transferencia de calor, ya sea en forma individual o en conjunto con otras operaciones, como sucede con la catálisis, las reacciones fluido-sólido y el transporte de sólidos fluidizados.

Las ventajas que se consideran en la transferencia de calor para lechos fluidizados son las siguientes:

1. La posibilidad de combinar la transferencia de calor con otras operaciones.
2. Para grandes unidades de transferencia de calor el volumen de equipo puede ser menor, porque se disponen de superficies más grandes de intercambio de calor en el lecho.
3. Se pueden utilizar materiales cerámicos para recubrir los recipientes, lo que viene a dar una alta resistencia a la corrosión y a las altas temperaturas.

4. La transferencia puede ser efectuada en varias etapas, el sólido fluidizado actúa como un receptor de calor, para transportarlo de un fluido a otro, estas etapas pueden estar físicamente juntas o separadas.
5. La transferencia puede llevarse a cabo con gran rapidez debido a la gran superficie de contacto disponible siendo importante cuando ocurren reacciones indeseables a temperaturas intermedias.
6. Un líquido puede ser calentado, vaporizado y dispersado en una fracción pequeña de tiempo, tan solo por el contacto directo con los sólidos fluidizados calientes.

2.4.5. ACTIVIDAD DE CATALIZADORES:

La técnica de fluidización se adapta especialmente a las reacciones de contacto de los sólidos granulares, no pegajosos y que se mueven libremente con los gases. Esta técnica tiene una combinación de ventajas inherentes al proceso con un sólido fluidizado:

- Control de la temperatura de reacción.
- Regeneración continua del catalizador.
- Eliminación continua de subproductos sólidos.
- Aportación de calor a las reacciones endotérmicas
- Equipo sencillo con pocas piezas móviles.
- Operación continua con control automático.

La mayoría de los catalizadores pierden gradualmente su actividad, por envenenamiento o recubrimiento de la superficie activa con subproductos. Por ello, se necesita reemplazar o regenerar el catalizador. A medida que disminuye la actividad, deben alterarse las condiciones en la operación de los catalizadores de contacto con el fin de mantener la velocidad de la operación.

La técnica de fluidización hace posible el mantenimiento de un nivel definido de actividad del catalizador, porque se puede extraer continuamente el catalizador parcialmente gastado y agregar catalizador nuevo. El nivel de actividad está determinado por la relación entre la velocidad de la pérdida de actividad del catalizador y la velocidad de su extracción. La actividad en un lecho real debe ser una fórmula de compromiso basada en consideraciones económicas y que tenga en cuenta los siguientes factores:

- Relación entre el rendimiento y la actividad del catalizador.
- Valor del aumento del rendimiento.
- Velocidad de desactivación del catalizador.
- Costos del manejo y regeneración del catalizador.
- Pérdidas de catalizador durante su manejo y regeneración.
- Costo del catalizador.

3.4.6. TRANSFERENCIA DE MASA, CONTACTO Y CONVERSIÓN:

La transferencia de masa para un sistema dado, bajo condiciones específicas de operación, se caracteriza por el coeficiente de transferencia de masa. La determinación de estos coeficientes en sistemas fluidizados se dificulta, debido a que la gran superficie específica de los sólidos causa que el equilibrio entre las fases se alcance rápidamente.

Tanto para el coeficiente total de transferencia de masa, como para los coeficientes parciales, es necesario considerar las siguientes suposiciones; las partículas del adsorbato y del adsorbente son homogéneas, con poros continuos, siendo éstos los responsables de la adsorción debido a su gran superficie interna. Durante la transferencia del adsorbato del fluido a la superficie del adsorbente se presentan tres resistencias en serie: ⁷

1. Transferencia de las moléculas del adsorbato a través de la película del fluido que se encuentra alrededor de la partícula adsorbente.
2. Transferencia de las moléculas del adsorbato desde la superficie externa del adsorbente al interior de los poros,
3. Adsorción del adsorbato en el adsorbente.

W. Resnick y R.White, determinaron en sus investigaciones que el diámetro del lecho sólo tenía influencia para valores pequeños para diámetros grandes, la diferencia no presenta variantes significativas.

En un lecho fluido de partículas finas existen dos intervalos netos de retención del gas. La mayor parte de este pasa por el lecho en forma de burbujas a una velocidad de varias veces la velocidad mínima de fluidización (y por consiguiente los tiempos de retención son bajos), mientras una pequeña porción del gas

encuentra su camino por la fase en la que queda retenido largo tiempo. La cantidad de gas que queda retenido es una cantidad relativamente fija, y así la proporción del gasto total del gas, con breve tiempo de retención, aumenta con la velocidad superficial. El gas en fase de burbujas (con tiempo de retención corto) está expuesto a condiciones de reacción muy diferentes de las del gas en fase densa (con largo tiempo de retención); el grado de conversión o contacto es marcadamente distinto y la distribución de producto global es función de las cantidades relativas de las dos clases de flujo de gas y de grado de contacto que experimenta cada una de ellas. La geometría del reactor, el tamaño de partícula y la velocidad superficial alteran considerablemente los flujos relativos y por lo tanto el contacto o conversión global.

En general cuanto más grandes son las burbujas que emergen de la superficie de un lecho fluido, más baja es la conversión. Se tienen dos modos de obtener buen contacto de gas-catalizador en el estado fluido, un medio es asegurar la dispersión uniforme de pequeñas burbujas de gas en los sólidos de la fase densa y el otro es dispersar los sólidos en fase diluida en la corriente de gas. En el primero, los sólidos en fase densa forman la fase continua. Numerosos investigadores han advertido estos problemas y han tomado en cuenta las siguientes consideraciones: *

1. Introducir dispositivos internos en el lecho para impedir el crecimiento de las burbujas y disminuir el tamaño de las mismas.
2. Utilizar lechos de relleno fluidizado en los que el gas pasa primero a través de la sección fluidizada y después por la sección de relleno. Este tipo de esquema es muy adecuado cuando se requieren conversiones altas del gas.
3. Utilizar velocidades de gas lo suficientemente altas que den lugar a un arrastre (y retorno) apreciable de sólidos. En estas condiciones el lecho se comporta como una emulsión pobre sin formación de burbujas sin desviación de flujo considerable. En este caso se pueden emplear velocidades de gas mucho mayores, con un diseño adecuado el flujo de gas se aproxima al comportamiento del flujo pistón.

La dispersión de sólidos en el medio fluido continuo se efectúa por medio de lo siguiente:

- Operación con bajo inventario de sólidos a velocidad alta para obtener buena fluidización de la fase dispersa.

- **Uso de reactores de pequeño diámetro con una razón alta de longitud a diámetro, en los cuales la formación de émbolos obliga a los sólidos a caer en forma de lluvia por las bolsas de gas.**
- **Operación del reactor como una tubería de transporte en la cual se produce reacción al circular el fluido y el sólido en suspensión diluida.**

De los inconvenientes en esta técnica si se tienen sólidos que no se mueven libremente o que tienden a aglomerarse no pueden ser tratados en un reactor de sólido fluidizado.

En ocasiones conviene obtener un gradiente de temperatura en un proceso catalítico y en este tipo de reactor no es posible. También en el sistema debe equilibrarse la caída de presión, en tal forma que los gases no pasen a las partes del sistema en que esto es indeseable, lo que requiere disponer la purga de gases en varios puntos.

2.5. FENÓMENO DE BURBUJEO.

En la mayoría de los sistemas fluidizados (gas-sólido) es prácticamente imposible anular por completo la formación de burbujas en el seno del lecho, por pocas que estas sean. Davison Co. realizó un modelo matemático que simula satisfactoriamente el movimiento del fluido del sólido, así como también la distribución de presiones alrededor de las burbujas que viajan por el lecho. Los postulados en que se basa este modelo son los siguientes:

1. Las burbujas formadas por el fluido son esféricas y no contienen sólidos en su interior.
2. A medida que las burbujas ascienden, las partículas se mueven a los lados de éstas, como si fueran de un líquido incompresibles y de muy poca viscosidad.
3. El fluido que atraviesa la zona emulsionada se comporta como un fluido como compresible y más viscoso que el de las burbujas. La presión que ejercen tanto el sólido como el fluido sobre la burbuja es constantemente distribuida.

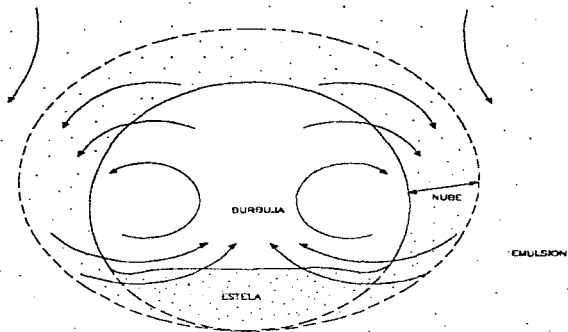
Una segunda consideración básica importante es la de Rowe y Partridge que determinaron experimentalmente que cada burbuja de gas arrastraba una estela considerable de sólidos hacia la parte superior del lecho (Fig. 14).

Existen varios tamaños de burbujas y diferentes velocidades de las mismas, las pequeñas son más lentas que las de gran diámetro; en las segundas, el gas tiene una velocidad mayor, por lo que tiende a cortar camino atravesándolas en vez de rodearlas (partículas), llegándose a formar una circulación del fluido hacia adentro de la burbuja, lo cual se aprecia con la formación de un anillo alrededor de ésta, aumentando de espesor conforme aumenta la velocidad de la burbuja.

En las burbujas de mayor diámetro el fluido entra por las partes superiores de las mismas, pero después de haber salido totalmente de éste, regresa al interior de la burbuja formándose así una recirculación del fluido. La zona que se encuentra alrededor de la burbuja y que está formada por el fluido de recirculación recibe el nombre de nube.

Aunque la cinética del crecimiento de las burbujas no es aún del todo conocida, si se sabe que el mayor crecimiento de éstas es en la región más cercana al plato distribuidor, se considera que el tamaño de la burbuja es constante en la mayor parte del lecho, llamándose tamaño efectivo de la burbuja, esto es por la presión que se ejerce sobre las mismas.

Las burbujas al reventarse en la superficie del lecho emanan partículas, las cuales son acarreadas por el fluido, debido a la importancia de este fenómeno al operar un lecho fluidizado se debe buscar la forma de minimizarlo, por medio del control de los parámetros de operación, ya que no existe una expresión matemática alguna que lo resuelva.⁸



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

DIBUJO S.P.E.

FIG. 14

L.M.C. S.N.

AGOSTO 1947

TESIS PROFESIONAL

ESQUEMA DE UNA BURBUJA
IDEALIZADA DE GAS



2.6. VISCOSIDAD.

Uno de los aspectos que guardan una estrecha relación con las propiedades del flujo en los lechos fluidizados es la viscosidad. Entre las variantes que afectan a ésta dentro del lecho están el tamaño de la partícula, la expansión del lecho, la densidad de la partícula y la velocidad del fluido; ya que la viscosidad relativa de los lechos aumenta con el tamaño y la densidad de la partícula.

Experimentalmente se han encontrado que cantidades relativamente pequeñas de finos agregados a la fracción de gruesos disminuyen la viscosidad de manera notable. En cambio la adición de una cantidad relativamente grande de material grueso a un lecho de partículas finas tiene poco efecto sobre su viscosidad. Determinándose con esto que en un lecho de partículas gruesas, la presencia de más finos de los necesarios para impedir que se atoren las partículas gruesas, tienen un efecto menor sobre la viscosidad del lecho.

La variación de viscosidad del lecho con la composición muestra un punto de cambio neto a la mínima concentración de finos requerida para evitar este atoramiento de partículas gruesas. El punto de cambio es más brusco cuanto más pequeña es la razón del diámetro de las partículas finas al de las gruesas. "

2.7. PLANTAS PILOTO PARA EL ESTUDIO DE PROCESO.

SISTEMAS DE INVESTIGACIÓN.

Durante la etapa de desarrollo de un proceso, no son suficientes los cálculos teóricos como único trabajo por realizar, también, es necesaria la ejecución de una serie de experimentos planeados y realizados de tal forma que los resultados pueden emplearse en el diseño y escalamiento del mismo. Los sistemas de investigación de los procesos se pueden clasificar como sigue: "

- Sistemas a escala de laboratorio.
- Sistemas a escala de banco.
- Sistema a nivel planta piloto
- Sistema de Demostración de Proceso.

El propósito principal de la investigación es generar la información suficiente para evaluar cambios en los parámetros para el desarrollo de nuevos procesos, productos o mejoras a los procesos y productos comerciales existentes. No hay

reglas para decidir cuál de los términos enlistados es el más adecuado para investigar un proceso particular, aún cuando muchas veces se hace una investigación o combinación de dichos sistemas. El tamaño y su función son los factores iniciales para determinarlos.

2.7.1. SISTEMA A ESCALA DE LABORATORIO.

Tienen una función exploratoria y se diseñan para determinar parámetros cinéticos y estudiar variables sencillas como carga, presión, temperatura, flujos, y son capaces de controlar dichas variables.

2.7.2. SISTEMAS A ESCALA DE BANCO.

Tienen una capacidad mayor que el anterior, se obtienen balances de masa, rendimientos y conversiones más exactos, así como estudio de envejecimiento de catalizadores. Estas unidades se diseñan para operación automática e instrumentación más compleja. Son necesarios niveles de seguridad mayores, lo mismo que procedimientos de paro de emergencia eficientes.

2.7.3. SISTEMA A NIVEL PLANTA PILOTO.

Es el sistema más pequeño posible que permite una simulación directa de operaciones comerciales usadas para comprobar la validez de modelos matemáticos. Los diseños están influenciados por la necesidad de examinar efectos térmicos, recirculación de productos, transferencia de masa y separación.

2.7.4. SISTEMAS DE DEMOSTRACIÓN DE PROCESO.

Es la categoría más grande de los sistemas de investigación. Se utiliza generalmente para investigar productos que no tienen antecedentes en el mercado, economía y funcionalidad de los equipos de servicios auxiliares, influencia ambiental, etc.

2.7.5. IMPORTANCIA DE LA INVESTIGACIÓN A NIVEL PILOTO.

Una planta piloto es una unidad experimental de proceso utilizada para simular a pequeña escala las condiciones reales de una planta industrial, la cual permite la adquisición de datos para un escalamiento adecuado, desarrollados en estudios experimentales tales como: ⁸

- Evaluación de nuevos procesos (factibilidad y rentabilidad).
- Mejoramiento de los procesos ya existentes.
- Evaluación y comparación de catalizadores.
- Probar teorías de mecanismos de reacción.
- Estudio de efectos de las variables de operación.
- Estudio de reacciones peligrosas.
- Observar efectos de controles operacionales y determinar las acciones correctivas a realizar.
- Probar alternativas en materiales de construcción.
- Probar sistemas de control automático.
- Obtención de muestras para análisis.
- Procedimientos y sistemas de pruebas analíticas.
- Capacitación del personal operativo.
- Estudios de aprovechamiento de corrientes secundarias.

De lo anterior se determina que una planta piloto se usa como una herramienta indispensable en la búsqueda y adaptación de procesos tecnológicos que nos permita un mejor aprovechamiento de los recursos naturales.

La investigación de un proceso llega a estudiarse a nivel planta piloto, cuando el examen a fondo de la investigación bibliográfica ha sido agotada; cuando la costeabilidad del proceso se confirma o cuando la experimentación de laboratorio permite obtener más datos. Una planta piloto reduce la incertidumbre que se produce cuando se desarrolla un proceso directamente de trabajo de investigación de laboratorio a un proceso comercial.

Se tiene una clasificación de plantas piloto según lo siguiente:

- **Planta piloto:** Es una unidad de prueba anterior a una planta comercial que aún no se construye; su función principal es generar datos de ingeniería para el diseño de la planta comercial y experiencias operativas con la materia prima en proceso y los materiales de construcción de la planta piloto.

- **Modelo:** Es una reproducción en pequeño (unidad de demostración), de una planta existente; su función principal es mostrar los efectos por cambios de condiciones más rápidos y económicamente que si se hiciera en la unidad comercial.

Bases de Diseño

El diseño de una planta piloto es de gran importancia al considerar que se pretende reproducir para su estudio, un proceso industrial y de donde se obtendrán valiosos datos experimentales que deben ser en todo momento precisos y confiables. Se debe imaginar la planta a gran escala y los problemas que probablemente presentaría desde el punto de vista técnico y operativo; esto induce a pensar en la conveniencia de que una planta piloto sea diseñada con algunas características de la unidad industrial con el objetivo de tener la solución a dichos problemas. ^{8,9,11}

Para la planta, al operar como una unidad experimental, algunas variables deben de trabajarse en un intervalo amplio de valores, por esto, no es necesario (en muchas ocasiones), que se efectue un diseño o cálculos exactos que permitan una mayor flexibilidad, por lo que se debe establecer una comunicación entre el diseñador y el cliente, con objeto de conocer si debe utilizarse más tiempo en detalles mecánicos de diseño. Para efectuar dimensionamiento de equipos, y tener mejor conocimiento en la operación de las diferentes corrientes de proceso, son muy necesarios datos sobre las propiedades físicas de las mismas. Se debe decidir el mejor método para obtener estos datos y pueden ser por experimentación o por correlación; la decisión debe considerar las ventajas de mayor precisión en los datos, un gasto mayor en tiempo y dinero (carga por análisis y mayor tiempo al involucrar la necesidad de un trabajo más detallado) y la incertidumbre en la introducción de estimaciones.

- Fecha de elaboración: 17 de Junio de 1997.
- Nombre de la Planta: Planta Piloto de Desintegración Catalítica en Lecho Fluidizado 1-3.
- Localización de la planta: Área I, Plantas Piloto, Instituto Mexicano del Petróleo.

3.1. GENERALIDADES.

a) Antecedentes de la planta. ³

La planta piloto de desintegración catalítica de proceso fluidizado consta de dos secciones: catalítica y fraccionamiento, como se muestra en el diagrama de bloques Fig. (15), y en el Diagrama de Flujo de Procesos, Fig. (16); las cuales operan juntas, de una manera integrada. La sección catalítica consiste del reactor y del regenerador los que, junto con el agotador forman el circuito de circulación de catalizador. El catalizador circula ascendiendo por el reactor, baja por el agotador sube hacia el regenerador, y por medio de las bajantes del regenerador regresa al reactor.

La corriente 7 mostrada en la fig.16 (DFP) corresponde al coque obtenido con la operación actual de la planta piloto 1-3. Con el diseño, fabricación e instalación del nuevo reactor, esta cantidad deberá reducirse una vez encontrado el tiempo de contacto catalizador-aceite optimos.

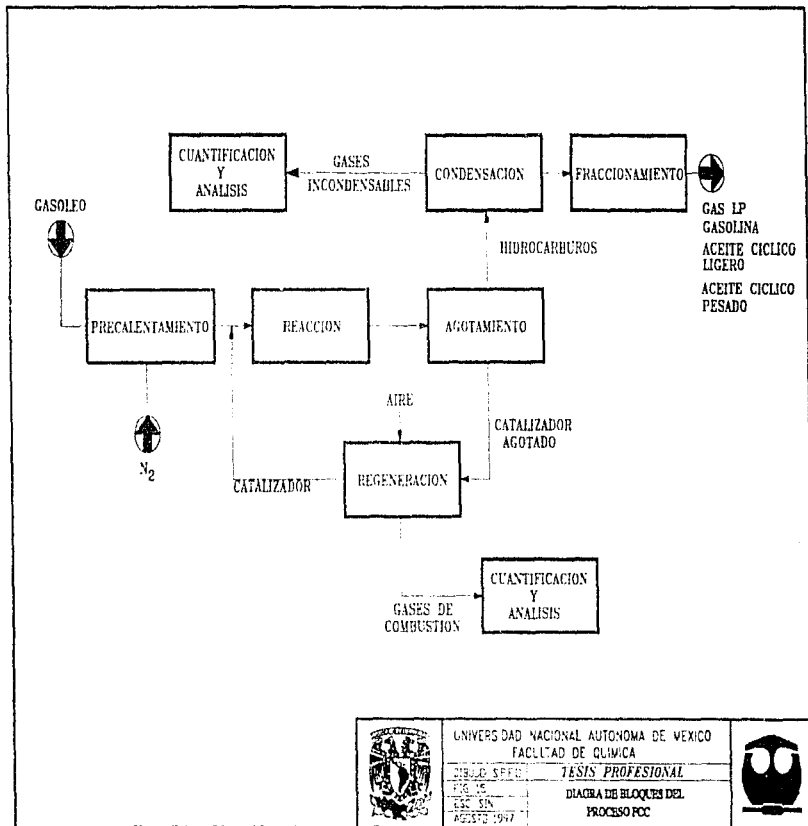
La corriente de carga fresca, entra a la planta por la base del reactor, donde se vaporiza y calienta a la temperatura del reactor por el catalizador caliente. La mezcla de vapores de aceite y catalizador sube por el reactor. La desintegración del gasoleo comienza inmediatamente que entra en contacto con el catalizador caliente en el reactor y continua hasta que los vapores se separan del catalizador en el agotador. Los productos de desintegración en fase vapor, continúan por la línea de vapores del reactor y van a la fraccionadora. Estas etapas son iguales tanto para el reactor en operación y el nuevo. Siendo la única diferencia la geometría y el dimensionamiento.

El carbón se deposita en el catalizador circulante en la zona de reacción. El catalizador ahora gastado fluye del agotador al regenerador donde se quema el carbon a temperatura de 670°C inyectando una corriente de aire.

En la sección de fraccionamiento los vapores del reactor se condensan recuperando el producto liquido para su posterior fraccionamiento; los gases no condensables a la temperatura de operación del condensador, salen a control de presión para su análisis y medición.

A manera de ilustración se incluye en la Fig. (17), el Diagrama de Tubería e Instrumentación de la planta piloto de FCC ³⁴.

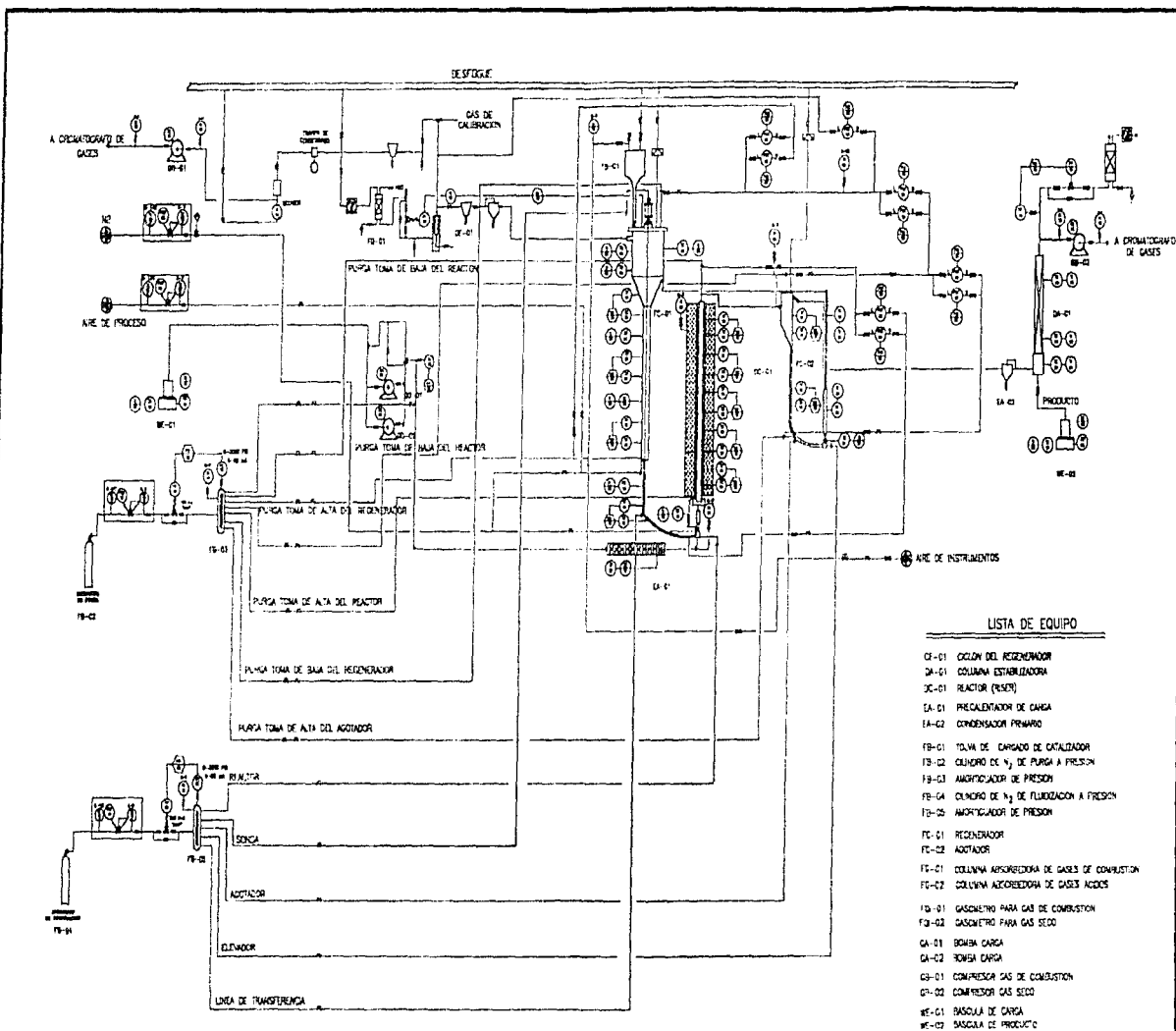
En el Diagrama de Flujo de Proceso mostrada en la Figura 16, ya se incluye la representación simbólica del nuevo reactor (Riser).



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

TÍTULO SPEC: **TESIS PROFESIONAL**
 ESC: QUÍMICA
 ESC: QUÍMICA
 REGISTRO: 1947
 DIADEMA DE BLOQUES DEL
 PROCESO FCC





UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

DIBUJO: S.P.F.O.

TESIS PROFESIONAL

FIG. 17

ESC. SIN

AGOSTO 1997

DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION
INDICATIVO DEL PROCESO DE DESINTEGRACION
CATALITICA DE LECHO FLUIDIZADO



b) Objetivo de la planta.

Obtener mayor repetibilidad de resultados, en las evaluaciones a nivel piloto, lograr tiempos de contacto catalizador-aceite óptimos para evitar la sobre desintegración de productos y tener la opción de evaluar cargas pesadas mezclas (Gasóleo + Residuo Atmosférico).

c) Tipo de Proceso. ⁶

El proceso de desintegración necesita de altas temperaturas para convertir hidrocarburos pesados en productos más ligeros de mayor valor. Esto se obtiene térmica o catalíticamente. El proceso catalítico ha desplazado casi completamente al proceso térmico. Por la ventaja de que la reacción de desintegración se efectúa a temperaturas y presiones menores produciendo al mismo tiempo, gasolina de mayor octano, gases más estables y menos productos residuales pesados.

El proceso fluidizado de desintegración catalítica, emplea un catalizador en forma de esferas muy pequeñas que se comporta como un fluido cuando se mueve con vapores de hidrocarburos. El catalizador se circula continuamente de la zona de reacción a la de regeneración.

3.2. CAPACIDAD DE LA PLANTA, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.

a) Factor de Servicio.

$$\text{Factor de Servicio} = \frac{\text{días de operación}}{365 \text{ días/año}} = \frac{274 \text{ días}}{365 \text{ días}} = 0.75$$

b) Capacidad y rendimiento.

VARIABLE	CAP. DE DISEÑO	CAP. NORMAL	CAP. MINIMA
Flujo de Carga, g/hr	1000	600	400
Presión, lb/pulg ²	14.7	14.7	14.7
Temperatura, °C	550	520	450
Cant. de catalizador, g	2500	2200	1700

c) Flexibilidad.

El reactor a diseñar deberá de trabajar en un amplio intervalo de operación, cubriendo las variaciones de las condiciones de operación que requiera el investigador. Se deben prever módulos intercambiables de medición de flujo y válvulas control, indicadores de presión, nivel etc., además de contar con una instrumentación precisa que permita tener una flexibilidad de control de las variables de proceso.

• ***Falla de energía eléctrica.***

Por lo general, en falla de corriente eléctrica dejarán de funcionar las bombas compresores y cajas de potencia. La corriente a los instrumentos faltará momentáneamente ya que se restablecerá de inmediato con el generador auxiliar.

Deberán seguirse los siguientes pasos:

1. Bloquear la válvula de suministro de carga fresca.
2. Asegurarse que el generador de corriente de emergencia entre en servicio, de lo contrario solicitarlo a personal de calderas.
3. Asegurarse que la bomba de carga fresca y compresores de gas seco y gas de combustión estén en servicio y si no lo están ponerlos en operación.
4. Meter gas inerte nitrógeno, para mantener el balance de presión.

• ***Falla de vapor.***

No se utiliza vapor en la planta.

• ***Falla de aire de instrumentos.***

A falla de aire de instrumentos abrirá inmediatamente la válvula solenoide que suministrará N_2 a los sistemas de control neumático si la falla de aire se prolonga más de 10 minutos se realiza paro de emergencia.

- **Falla de agua.**

No se utiliza Agua de Enfriamiento.

d) Ampliaciones o modernizaciones.

Se contempla la modernización de la zona de reacción (reactor), el reactor propuesto será tipo riser, de funcionalidad similar al de las unidades Industriales. También se modificará la forma de calentamiento para hacerlo más eficiente y poder realizar evaluaciones, simulando perfiles adiabáticos.

3.3. ESPECIFICACIONES DE LAS CARGAS TÍPICAS.¹⁰

- a) Procedencia de la carga: Se considera una carga de características típicas promedio de la procesada en las diferentes unidades industriales de PEMEX.
- b) Flujo de entrada : 400 - 1000 g/hr.
- c) Composición y Concentración

d) Propiedades Físicas y Químicas de las cargas típicas empleadas a nivel Planta Piloto. ¹⁰

GASOLEO DE VACIO

PROPIEDAD	VALOR
° API	23.18
Peso Específico	0.9114
Peso Molecular	400
Temperatura de Anilina °C	80
Índice de refracción	1.512
Viscosidad 98.9 °C ssu	124
Azufre Total % peso	2.11
Nitrógeno Total, ppm	784
Carbón Ramsbottom % peso	0.40
Sodio Na, ppm	2.43
Níquel Ni, ppm	0.41
Vanadio V, ppm	0.96
Cobre ppm	0.095
Hierro ppm	0.70
Factor Metal	6.71
Destilación ASTM-D1160, °C	
TIE	263
5 %	327
10 %	368
30 %	427
50 %	450
70 %	471
90 %	503
95 %	513
TFE	526

CATALIZADORES

PRUEBA	VALOR
PROPIEDADES FISICAS	
Densidad aparente, g/cm ³	0,8 - 0,9
Área de superficie m ² /g	220 - 260
Volumen de poro, cm ³ /g	0,28 - 0,36
Índice de atrición	5 MAX.
Pérdidas por ignición (1000 °C, 2 hr, % peso)	5 MAX.
Distribución de tamaño de partícula	1 - 4
0-20 micrones, % peso	10 - 15
0-40 micrones, % peso	56 - 68
0-80 micrones, % peso	67 - 78
tamaño promedio de partícula, micrones	
Tamaño celda unitaria, a'	24,40 - 24,45
Grado	
PROPIEDADES QUÍMICAS	
Oxido de aluminio, % peso	39 - 46.
Oxido de sodio, % peso	0,5 MAX.
Oxido de hierro, % peso	0,8 MAX.
Tierras raras (rco), % peso	0,1-0,3
Vanadio, ppm	100 MAX.
Níquel, ppm	100 MAX.
Aluminio, ppm	30 MAX.
Actividad (mat), % peso	10 MAX.
*Desactivado 4 horas, @ 1400 °F, 100 % VAP/A 75 MIN.	

RESIDUO DE VACIO

<i>PROPIEDAD</i>	<i>VALOR</i>
<i>° API</i>	5.10
<i>Peso Especifico 20/4°C</i>	0.969
<i>Viscosidad 98.9 °C cst</i>	5872
<i>Azufre Total % peso</i>	3.3840
<i>Nitrógeno Total % peso</i>	78.4
<i>Carbón Ramsbottom % peso</i>	22.8
<i>Sodio Na, mg/Kg</i>	0.02
<i>Níquel Ni, mg/Kg</i>	82.5
<i>Vanadio V mg/Kg</i>	448.7
<i>Hierro mg/Kg</i>	16.30
<i>Destilacion ASTM-D2892, °C</i>	
<i>TFE</i>	332
<i>10 %</i>	332
<i>30 %</i>	430
<i>50 %</i>	508
<i>70 %</i>	TFE
<i>90 %</i>	TFE
<i>TFE</i>	544(41%)

3.4. ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS.¹⁰

a) Gas seco y Gas LPG.

CARACTERISTICAS	GAS SECO, GAS LPG
Gravedad específica 15.6/15.6°	0.5
Gravedad específica del aire	1.32
Peso molecular	39
Composición % mol	
Hidrógeno	4.95
Metano	5.31
Etano	0.90
Etileno	1.68
Propano	1.02
Propileno	8.60
i-Butano	4.43
n-Butano	0.69
t-Buteno-2	2.39
i-Buteno	1.87
i-Butileno	2.22
c-Buteno-2	1.75
i- Pentano	3.70
n-Pentano	0.27
Pentanos	1.69
C ₆ + pesados	1.64
Dióxido de carbono	0.0
Oxígeno	0.0
Nitrógeno	56.63
Monóxido de carbono	0.0
Ácido sulfhídrico	2.17
Dióxido de azufre	0.0

b) Producto Líquido: Gasolina. ¹⁰

<i>CARACTERISTICAS</i>	<i>GASOLINA</i>
<i>Gravedad específica 20/4°</i>	0.736
<i>°API</i>	58.56
<i>Prueba Doctor</i>	NSG
<i>Presión vapor Reid lb/pulg²</i>	7.5
<i>Destilaciones ASTM - 86 °C</i>	
<i>TIE</i>	38
<i>10 %</i>	51
<i>50 %</i>	108
<i>90 %</i>	189
<i>95 %</i>	196
<i>TFE</i>	222
<i>Residuo % vol.</i>	1
<i>Pérdidas % vol.</i>	1
<i>Indice octano</i>	91
<i>Nitrógeno total %p.</i>	19.4
<i>Nitrógeno total ppm.</i>	0.16
<i>Peso molecular</i>	112
<i>Factor k</i>	11.9

c) Aceite cíclico ligero. ¹⁰

CARACTERISTICAS	ACEITE CICLICO LIGERO
Gravedad específica 20/4 °	0.912
°API	19.88
Viscosidad su @ 37.8 °C.seg.	37
Temperatura de inflamación °C	82
Temperatura de escurrimiento °C	-15
Carbón Ransbottom % peso	0.06
Azufre total % peso	3.02
Destilación ASTM °C	
TIE	222
10 %	290
50 %	300
90 %	357
95 %	361
TFE	416
Contenido de metales ppm	
Hierro	0.94
Vanadio	0.22
Níquel	0.19
Cobre	0.04
Sodio	0.85
Factor k	10.78
Índice de cetano	28.5

d) Aceite decantado. ¹⁰

CARACTERISTICAS	ACEITE CICLICO DECANTADO
Gravedad específica 20/4 °C	1.035
°API	4.82
Temperatura de inflamación °C	68
Carbón Conraulson % peso	2.11
Carbón Ranshottom % peso	-
Azufre % peso	3.43
Viscosidad SF @ 50 ° C seg.	-
Viscosidad SF @ 100 ° C seg.	-
Viscosidad SF @ 98.9 ° C seg.	.49
Agua y sedimento	trazas
Factor k	10.62
Contenido de metales ppm	
Hierro	1.32
Vanadio	0.2
Níquel	0.42
Sodio	0.72

e) Gas de combustión. ¹⁰

CARACTERISTICAS	GASES DE COMBUSTION
Gravedad específica	1.09
Peso molecular	30
Composición % mol	
Dióxido de carbono	8.28
Oxígeno	2.88
Nitrógeno	87.75
Monóxido de carbono	1.04
Ácido sulfhídrico	0.0
Dióxido de azufre	0.04

3.5. CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LÍMITE DE BATERÍA PARA LAS CARGAS.

CARGA	ESTADO FÍSICO	PRESIÓN MAN.	TEMPERATURA ^o	FORMA DE RECIBO
		(Kg/cm ²) MAX/NOR/MIN	(°C) MAX/NOR/MIN	
Gasóleo	Líquido	atm/atm/atm	25/25/25	Tambores
Aire	Gas	6/4/3	25/25/25	Cilindros
Nitrógeno	Gas	6/4/3	25/25/25	Cilindros

3.6. CONDICIONES DE OPERACIÓN EN LÍMITES DE BATERÍA PARA LOS PRODUCTOS.

PRODUCTO	ESTADO FÍSICO	PRESIÓN MAN.	TEMPERATURA	FORMA DE ENTREGA
		(Kg/cm ²) MAX/NOR/MIN	(°C) MAX/NOR/MIN	
Gas scco	Gas	atm/atm/atm	25/25/25	Tubería
Gas LPG	Gas	atm/atm/atm	25/25/25	Tubería
Crudo Sintético	Líquido	atm/atm/atm	5/0/-2	Recipiente
Gas de combustión	Gas	atm/atm/atm	25/25/25	Tubería

3.7. ELIMINACIÓN DE DESECHOS.

a) Normas y requerimiento respecto a la pureza de:

- Agua.
No se requiere.
- Aire
No aplica.

b) Sistemas preferidos de eliminación de desechos.

Los gases de Hidrocarburo producidos en la desintegración, llevan contaminantes como el ácido sulfhídrico.

El cual es necesario eliminarlo: Por lo anterior. La corriente de gas pasa por un sistema de neutralización con solución de hidróxido de sodio al 10 %, y los gases afluentes del neutralizador pasan al sistema general de desfogue. Para ser llevado al quemador de campo:

- Los gases de combustión provenientes del Regenerador (CO , CO_2 , SO_2), pasan a un sistema de neutralización con una solución de hidróxido de sodio al 10 %; posteriormente pasan al sistema general de desfogue y llevados al quemador de campo.
- Los desechos del producto líquido se depositan en tambores previamente rotulados los cuales se localizan en el área de desecho orgánicos. El departamento de seguridad del Instituto se encarga de la disposición final de los mismos.

3.8. INSTALACIÓN REQUERIDAS DE ALMACENAMIENTO.

a) Cargas.

Las cargas provenientes de las diferentes Refinerías del país, son muestreadas en tambores de 200 litros y de esta forma se almacena en el área de tambores de plantas piloto.

Las cargas gaseosas (N_2 , Aire grado Industrial), son surtidas por los proveedores en cilindros.

b) Productos.

Los productos gaseosos no requieren de almacenamiento ya que son analizados en línea y enviados al quemador de campo.

Los productos líquidos se recuperan en recipientes de vidrio y se almacenarán en refrigerador de muestras. Hasta que son muestreados para su análisis respectivo.

3.9. SERVICIOS AUXILIARES.

Características:

El sistema de calentamiento será por medio de resistencias eléctricas. El aire y nitrógeno que se utilizará será grado industrial y es comprado a compañías comerciales.

Se cuenta con una planta de emergencia de energía eléctrica como relevo, en el caso de falla de energía de servicio.

También se cuenta con línea de desfogue general, se dispone de sistemas contra incendio y de neutralizadores de gases ácidos.

a) Vapor.

No se Requiere de este servicio.

b) Agua de enfriamiento.

No se Requiere de este servicio.

c) Agua contra incendio.

En caso de ser requerida se utilizará de la red general de agua contra incendios.

d) Aire de instrumentos.

	<i>Mínima</i>	<i>Normal</i>	<i>Máxima</i>
<i>Presión Kg/cm²</i>	3.0	6.0	7.5
<i>Temperatura</i>	Ambiente	Ambiente	Ambiente
<i>Flujo</i>		Requerido	

e) Combustible.

No se requiere

f) Gases inertes.

Se requiere N₂ grado industrial con la siguiente composición:
Suministrado en termos (Dewares). En estado líquido a baja presión 10 Kg/cm².

g) Energía eléctrica.

- | | |
|---------------------------------|------------------------------|
| • Fuente(s) de suministro: | C.F.E. |
| • Tensión: | 120 volts |
| • Número de fases: | 3 fases más neutro y tierra. |
| • Frecuencia: | 60 Hz. |
| • Número de conductores: | 4 más 1 |
| • Material del conductor: | cobre |
| • Aislamiento del conductor: | vinil |
| • Acometida subterránea, aérea: | subterránea |

h) Alimentación de energía eléctrica de emergencia.

- | | |
|---------------------------------|------------------------------|
| • Fuente(s) de suministro: | Generador con máquina diesel |
| • Tensión: | 120 volts |
| • Número de fases: | 3 fases mas neutro y tierra. |
| • Frecuencia: | 60 Hz. |
| • Número de conductores: | 4 mas 1 |
| • Material del conductor: | cobre |
| • Aislamiento del conductor: | vinil |
| • Acometida subterránea, aérea: | subterránea |

i) Línea de desfogue.

- | | |
|-----------------------|---|
| • Presión del cabezal | Atmosférica |
| • Diámetro: | 2 pulg |
| • Especificación: | Tubería de acero al carbon con costura |
| • Flujo Máximo: | 1000 lts/hr., 1 m ³ /h. |
| • Temperatura: | Ambiente |
| • Causas de desfogue: | Se requiere el quemado continuo de gases de hidrocarburo y gases de combustión. |

3.10. SISTEMA DE SEGURIDAD.

- **Sistemas contra incendio :** En caso de ser necesario se utiliza el sistema general contra incendio de las instalaciones, se cuenta con equipo contra incendio móvil y portátil, como son extintores para cualquier clase de incendio.
- **Protección de personal :** Para el caso de protección de personal se cuenta con regaderas de emergencia, Lava ojos. El personal requiere equipo de protección especial como son: Mascarilla contra polvos y goggles.

3.11. CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS.

- **Presión:** atmosférica, no corrosiva.
- **Temperatura:** ambiente
- **Precipitación Pluvial:** No se requiere el dato ya que la planta esta instalada en una nave con techo.
- **Dirección y Velocidad del viento:** No se requiere el dato, la planta esta instalada en una nave con techo.

3.12. BASES DE DISEÑO ELÉCTRICO.

a) Características de la alimentación de motores:

POTENCIA HP	VOLTS	FASES	FRECUENCIA HZ
Hasta ¾	115	1	60
De 1 a 150	440	3	60

b) Corriente para alumbrado.

120 volts 2 fases .

c) Corriente para instrumentos de proceso.

120 V, 1 Fase

d) Distribución de corriente

Aérea.

3.13. BASES DE DISEÑO PARA TUBERÍAS.**a) Soportes de tubería y trincheras.**

Por su tubería de diámetro pequeño, no requiere de soportería especial, la tubería se sujeta al rack de la planta.

b) Drenajes.

TIPO DE DRENAJE	RECEPTOR	MATERIAL PREFERIDO	ELEVACION
<i>Aceitoso (2 circuitos)</i>		ESPEC. IMP	
<i>Sanitario</i>		ESPEC. IMP	
<i>Químico</i>		ESPEC. IMP	

c) Maquetas y dibujos.

No se requieren.

3.14. BASES DE DISEÑO CIVIL.

No se requieren bases de diseño civil ya que la planta se localiza en naves previamente edificadas.

El tamaño y peso de la planta son pequeños y no se requiere de algún estudio especial de Mecánica de suelos, tipo de zona sísmica o análisis de vientos.

3.15. BASES DE DISEÑO PARA INSTRUMENTOS.

- Tipo de señal:
eléctrica: 4 a 20 miliamperes.
neumática: 3 a 20 libras/pulg²
electrónica: 4 a 20 miliamperes, 1 a 5 volts.
- Tipo de tubos para sistema neumático:
Se puede utilizar tubería de cobre o de plástico de 1/4" de diámetro para resistir la presión del aire de instrumentos de 0 a 7 kg/cm².

3.16. BASES DE DISEÑO DE EQUIPOS.

- **Compresores**: Mini compresores de succión
 - Capacidad: 0.13 cfm (3.64 l/hr)
 - Presión Máxima: 7 psi.
 - Temperatura máxima (44°C) 115 VAC
 - Puertos de entrada 1/8" NPT.
- **Bombas**: bomba peristáltica de alta precisión de engranes para manejar hidrocarburos viscosos.
 - Presión de succión atmosférica.
 - Presión de descarga atmosférica.
 - Flujo máxico 1000 g/h, temperatura 60 °C.

3.17. NORMAS, CÓDIGO Y ESPECIFICACIONES APLICADAS.

- | | |
|-------------------------|------------------|
| • Recipientes a presión | A.S.M.E. |
| • Tubería: | A.N.S.I. |
| • Electricidad: | N.E.M.A., N.E.C. |

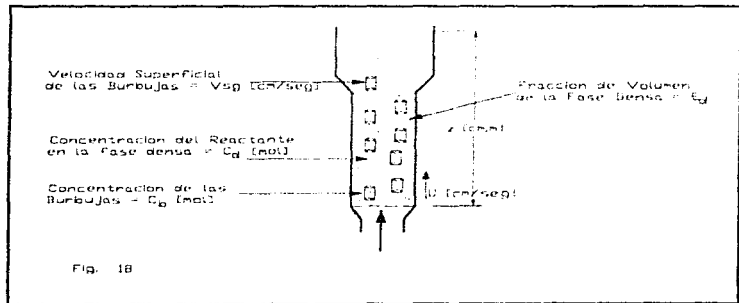
ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

Diseño del Reactor Riser

Modelo de lecho fluidizado con dos fases.

Considerando que se verifica una reacción catalítica irreversible en un reactor de lecho fluidizado que opera con régimen de gas burbujeante en un lecho sólido, tal como lo muestra la figura. 18

Las variables radiales de concentración entre las dos fases se menosprecian y se considera una operación isotérmica. Consideramos también que la concentración de partículas catalíticas en el interior de las burbujas es tan baja que se puede despreciar la reacción en las mismas. Por otra parte, supondremos que las burbujas se mueven con un flujo tapon en el reactor. Entonces, la conservación de masa del reactante requiere que la velocidad neta de flujo en un elemento de volumen del reactor de altura ΔZ sea igual a la velocidad de transferencia de masa de la fase de burbuja densa.¹²



4.1. ECUACIÓN DE DISEÑO.¹²

$$\left[\begin{array}{l} \text{Velocidad de alimentación de} \\ i \text{ al elemento de volumen} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{l} \text{Velocidad de salida de } i \text{ del} \\ \text{elemento de volumen} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{l} \text{Velocidad de producción de } i \\ \text{en el elemento de volumen} \end{array} \right]$$

$$= \left[\begin{array}{l} \text{Velocidad de alimentación de} \\ i \text{ en el elemento de volumen} \end{array} \right] \quad \text{Ec. (1)}$$

Traducido a términos matemáticos se obtiene:

$$u \frac{dC_b}{dz} + k_m a_v (C_b - C_d) = 0 \quad \text{Ec. (2)}$$

Donde:

u = velocidad de alimentación, [cm/s].

C_b, C_d = concentración del reactante en la fase densa, [mol].

k_m = coeficiente de transferencia de masa entre las fase de burbuja y la fase densa [cm/s].

a_v = área de transferencia de masa entre las fases de burbuja y densa por unidad de volumen de reactor. [cm²].

consideramos que el mezclado del gas reaccionante en la fase densa puede tomarse en cuenta con el modelo de dispersión y entonces, la ecuación de conservación de masa para el reactante en la fase densa será similar a la Ec.(2), pero incluyendo un término para el mezclado axial y la reacción. En estas condiciones, la Ec.(1) puede escribirse como:

$$-u \frac{dC_b}{dz} + E_d D_L \frac{d^2 C_d}{dz^2} - v_d r_d [k_f (C_d)] + k_m a_v (C_b - C_d) = 0 \quad \text{Ec. (3)}$$

Donde:

$k_f(C)$ = representa la rapidez de reacción por unidad de masa del catalizador, [cm/s].

ρ_d = es la densidad de las partículas catalíticas en la fase densa, [g/cm³].

Estas ecuaciones, con sus condiciones límite apropiadas, describen las concentraciones en las dos fases en función de la altura del reactor Z . Con valores conocidos de los parámetros ϵ_d , D_L , a_v , k_m y la rapidez de reacción, la resolución nos proporciona las concentraciones nos da la conversión. Sin embargo, la evidencia experimental sugiere que la velocidad neta ascendente del gas en la fase densa es baja y que el mezclado en esta fase es muy bueno. En forma de aproximación, el proceso puede visualizarse como un sistema en el que la corriente de alimentación forma burbujas de gas al entrar al reactor, y que la región densa se comporta como una fase intermitente bien mezclada, por lo que se pueden omitir los dos primeros términos de la Ec.(3). Con esta simplificación, y para una reacción de primer orden $[k_f(C) = kC]$, la Ec. (3) se reduce a la siguiente expresión:

$$\epsilon_d \rho_d k_r C_d = k_m a_v (C_b - C_d) \quad \text{Ec. (4)}$$

Ahora ya se puede resolver la Ec.(4) para C_d en términos de C_b y sustituir el resultado en la Ec.(2) para una integración inmediata.

$$\epsilon_d \rho_d k_r C_d = k_m a_v (C_b - C_d)$$

Para términos de C_b

$$\epsilon_d \rho_d k_r C_d = k_m a_v (C_b - C_d)$$

$$\epsilon_d \rho_d k_r C_d = k_m a_v C_b - k_m a_v C_b$$

$$(k_m a_v + \epsilon_d \rho_d k_r) C_d = k_m C_b$$

$$C_d = \frac{k_m a_v C_b}{k_m a_v + \epsilon_d \rho_d k_r} \quad \text{Ec. (5)}$$

Sustituyendo C_d en C_b , en la Ec.2

$$u \frac{dC_b}{dZ} + k_m a_v \left(C_b - \frac{k_m a_v C_b}{k_m a_v + \epsilon_d \rho_d k_r} \right) = 0$$

$$u \frac{dC_b}{dZ} + k_m a_v C_b - \frac{k_m^2 a_v^2}{k_m a_v + \varepsilon_d \rho_d k_r} = 0$$

$$u \frac{dC_b}{dZ} + C_b \left(k_m a_v - \frac{k_m^2 a_v^2}{k_m a_v + \varepsilon_d \rho_d k_r} \right) = 0$$

$$u \frac{dC_b}{dZ} + C_b \left(k_m a_v \left(1 - \frac{k_m^2 a_v^2}{k_m a_v + \varepsilon_d \rho_d k_r} \right) \right) = 0$$

$$u \frac{dC_b}{dZ} (k_m a_v + \varepsilon_d \rho_d k_r) + \left[C_b k_m a_v \left(1 - \frac{k_m^2 a_v^2}{k_m a_v + \varepsilon_d \rho_d k_r} \right) \right] k_m a_v + \varepsilon_d k_r = 0$$

$$u \frac{dC_b}{dZ} k_m a_v + \varepsilon_d \rho_d k_r + C_b k_m a_v (k_m a_v + \varepsilon_d \rho_d k_r - k_m a_v) = 0$$

$$u \frac{dC_b}{dZ} k_m a_v + \varepsilon_d \rho_d k_r + C_b k_m^2 a_v^2 + C_b k_m a_v \varepsilon_d \rho_d k_r - C_b k_m^2 a_v^2 = 0$$

$$u \frac{dC_b}{dZ} k_m a_v + \varepsilon_d \rho_d k_r + C_b k_m a_v \varepsilon_d \rho_d k_r = 0$$

$$u \frac{dC_b}{dZ} k_m a_v + \varepsilon_d \rho_d k_r = -C_b k_m a_v \varepsilon_d \rho_d k_r = 0$$

$$u \frac{dC_b}{dZ} \left(\frac{k_m a_v}{k_m a_v \varepsilon_d \rho_d k_r} + \frac{\varepsilon_d \rho_d k_r}{k_m a_v \varepsilon_d \rho_d k_r} \right) = -C_b$$

$$u \frac{dC_b}{dZ} \left(\frac{1}{\varepsilon_d \rho_d k_r} + \frac{1}{k_m a_v} \right) = -C_b$$

$$u \frac{dC_b}{dZ} = \frac{-C_b}{\left[\frac{1}{\varepsilon_d \rho_d k_r} + \frac{1}{k_m a_v} \right]}$$

$$u \frac{dC_b}{dZ} = -C_b \left[\frac{1}{\varepsilon_d \rho_d k_r} + \frac{1}{k_m a_v} \right]^{-1}$$

Ec. (6)

Integrando la Ec. (6) tenemos que:

$$\frac{dC_b}{C_b} = - \frac{1}{u \left[\frac{1}{\varepsilon_d \rho_d k_r} + \frac{1}{k_m a_v} \right]} dZ$$

$$\frac{C_b}{C_o} = \frac{C_b}{C_o} = - \frac{1}{u \left[\frac{1}{\varepsilon_d \rho_d k_r} + \frac{1}{k_m a_v} \right]} \int_{Z_o}^Z dZ$$

$$\ln \frac{C_b}{C_{b0}} = - \frac{1}{u \left[\frac{1}{\varepsilon_d \rho_d k_r} + \frac{1}{k_m a_v} \right]} \int_{Z_o}^Z dZ$$

Si $Z=0$ para $C_{b0} = C_f$

$$\ln C_b - \ln C_f = - \frac{1}{u \left[\frac{1}{\varepsilon_d \rho_d k_r} + \frac{1}{k_m a_v} \right]} Z$$

Ec. (7)

Si $C_b = (1 - X_A) C_f$ Sustituimos esto en la Ec. (7) para obtener la siguiente expresión:

$$\ln\left(\frac{(1-X_A)C_f}{C_f}\right) = -\frac{1}{u\left[\frac{1}{\varepsilon_d \rho_d k_r} + \frac{1}{k_m a_v}\right]} Z \quad \text{Ec. (8)}$$

$$Z = -\frac{\ln(1-X_A)}{1} \frac{1}{u\left[\frac{1}{\varepsilon_d \rho_d k_r} + \frac{1}{k_m a_v}\right]} \quad \text{Ec. (9)}$$

Finalmente Despejamos la variable Z que es la longitud (altura) del reactor, que nos interesa conocer.

$$Z = -u \left[\frac{1}{\varepsilon_d \rho_d k_r} + \frac{1}{k_m a_v} \right] \ln(1-X_A)$$

4.2. DATOS OBTENIDO DE LA PLANTA PILOTO EXISTENTE (FOLDER RISER):

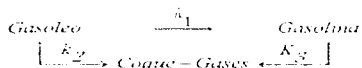
$C_D = 0.5$	$PM_{H_2} = 400 \frac{g}{mol}$
$D = 0.546 \text{ in}, 1.3868 \text{ cm}$	$PM_{N_2} = 28 \frac{g}{mol}$
$d_p = 78 \mu m$	$Q_{N_2} = 900 \frac{cm^3}{min}$
$\rho_{ap} = 0.9 \frac{g}{cm^3}$	$R = 82.0567 \frac{cm^3 atm}{Kmol}$
$\rho_d = 0.089 \frac{g}{cm^3}$	$T = 520 \text{ } ^\circ C$
$\rho_p = 2.5 \frac{g}{cm^3}$	$t_s = 2 - 4 \text{ s}$
$\varepsilon_B = 0.1$	$X_A = 76 \%$
$G = 600 - 1000 \frac{g}{h} \text{ (Carga)}$	$X_H = 0.98$
$g = 980 \frac{cm}{s^2}$	$X_{N_2} = 0.02$
$P = 1 \text{ atm}$	

4.3. PARÁMETROS DE FLUIDIZACIÓN.

4.3.1. k_r , Constante de rapidez de reacción. ^{5,18,20}

En virtud de que los gasóleos empleados como materia prima para el proceso de desintegración catalítica están constituidos por una gran variedad de Hidrocarburos de diferentes tipos, es difícil establecer una ruta única de reacción y por tanto un modelo cinético preciso que describa el sistema reaccionante. No obstante, se han propuesto algunos modelos que simplifican y hacen manejable el problema cinético.

El modelo propuesto por Weekman y colaboradores es una de las aproximaciones más simples y fructíferas. Ellos proponen el mecanismo siguiente:



El Gasoleo se convierte en Gasolina. Coque y Gases, la Gasolina a su vez, se convierte en Coque y Gases, teniendo que estimar tres constantes de rapidez con su correspondiente parámetro de desactivación.

La siguiente expresión calcula la constante de reacción para reacciones irreversibles y de primer orden además de que se puede aplicar a tanto a lecho fijo como a fluidizado ya que el tipo de lecho y el tamaño de partícula son independientes de la reacción.

La ecuación asume flujo tapon isotérmico con cambio significativo en densidad de fluido obtenido por reacción.

Tomamos esta expresión, debido a que se adecua a nuestras necesidades de operación, consideramos que es de primer orden para facilitar el cálculo, ya que sabemos que las reacciones de cracking son muy complicadas.

$$k_r = \frac{m' (1 - X) A_0'}{(E - 1) \tau_m} \quad \text{Ec. (10)}$$

Donde:

 τ_m = Espacio velocidad, [s^{-1}]. X_A = Conversión ε = Fracción de espacios vacíos t_r = Tiempo de residencia, [s].

$$\tau_m = \frac{1}{t_r} \quad \text{Ec. (11)}$$

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_{ap}}{\rho_p} \quad \text{Ec. (12)}$$

$$\tau_m = \frac{1}{2s} = 0.5 \text{ s}^{-1}$$

$$\varepsilon = 1 - \frac{0.9 \text{ g} / \text{cm}^3}{2.5 \text{ g} / \text{cm}^3} = 0.64$$

$$k_r = \frac{b(1 - 0.76)}{(0.64 - 1) * 0.5 \text{ s}^{-1}}$$

$$k_r = 7.928 \text{ s}^{-1}$$

4.3.2. u VELOCIDAD DE ALIMENTACIÓN.

Para obtener la velocidad de alimentación al reactor, tenemos que realizar una serie de cálculos utilizando correlaciones adecuadas como las siguientes.

$$u = \frac{Q}{A} \quad \text{Ec. (13)}$$

Donde:

u = Velocidad de alimentación, [cm/s].

Q = Flujo volumétrico de entrada (Hidrocarburo + Nitrógeno), [cm³/s]

A = Área transversal del reactor, [cm²]

Para pasar de flujo másico a flujo volumétrico del hidrocarburo:

$$Q = \frac{G}{\rho_H} \quad \text{Ec. (14)}$$

Donde:

G = Gasto másico de alimentación de hidrocarburo, [g/s]

ρ_H = Densidad del hidrocarburo de entrada, [g/cm³]

$$G_H = 1000 \frac{g}{h} \left(\frac{1 h}{3600 s} \right) = 0.278 \frac{g}{s}$$

$$\rho_{H,N_2} = \frac{PM * P}{RT} \quad \text{Ec. (15)}$$

Donde:

ρ_{H,N_2} = densidad del Hidrocarburo y Nitrógeno, [g/cm³]

R = constante de los gases = 82 cm³atm / °Kmol.

T = temperatura de operación, [°K].

P = presión de operación, [atm]

PM = peso molecular, [g/mol]

$$\rho_H = \frac{400 \frac{g}{mol} * 1 atm}{82.0567 \frac{cm^3 atm}{mol K} * 793 K}$$

$$\rho_H = 0.00615 \frac{g}{cm^3}$$

$$Q_H = \frac{G}{\rho_H}$$

$$Q_H = \frac{0.278 \frac{g}{s}}{0.00615 \frac{g}{cm^3}}$$

$$Q_H = 45.2032 \frac{cm^3}{s}$$

Flujo Volumétrico del Nitrógeno:

$$Q_{N_2} = \left(900 \frac{cm^3}{min} * \frac{1 min}{60 s} \right) = 15 \frac{cm^3}{s}$$

Flujo Volumétrico de gas de entrada (Hidrocarburo + Nitrógeno)

$$Q = Q_H + Q_{N_2} \quad \text{Ec. (16)}$$

$$Q = 45.2032 \frac{cm^3}{s} + 15 \frac{cm^3}{s}$$

$$Q = 60.2032 \frac{cm^3}{s}$$

Para obtener el área transversal del reactor tenemos:

$$A = D^2 \frac{\pi}{4} \quad \text{Ec. (17)}$$

Donde:

D = Diámetro del reactor, [cm].

$$A = \frac{\pi}{4} (1.3868 \text{ cm})^2$$

$$A \doteq 1.5104 \text{ cm}^2$$

Retomando la ecuación para la velocidad de alimentación tenemos que:

$$u = \frac{Q}{A}$$

$$u = \frac{60.2032 \frac{\text{cm}^3}{\text{s}}}{1.5104 \text{ cm}^2}$$

$$u = 39.8568 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$$

4.3.3. $(V_{SG})_{mv}$ (V_{SG}) VELOCIDAD SUPERFICIAL MÍNIMA DE FLUIDIZACIÓN DEL GAS, VELOCIDAD SUPERFICIAL DEL GAS RESPECTIVAMENTE.¹⁴

La velocidad mínima de fluidización $(V_{SG})_{mv}$ es la velocidad requerida para que un fluido que se desplaza verticalmente hacia arriba a través de un lecho de partículas pueda mantenerlos en movimiento y suspendidos en la corriente gaseosa, provocando un lecho fluidizado expandido, también se denomina velocidad necesaria para que inicie la fluidización.

La velocidad superficial del gas (velocidad terminal) es la velocidad necesaria de un fluido que se desplaza verticalmente hacia arriba a través de un lecho de partículas para provocar el transporte neumático de las partículas sólidas por el gas, cuando sucede el arrastre estos sólidos deben ser reducidos o reemplazados por material para mantener la operación en un estado en equilibrio. Este límite alto de velocidad del flujo de gas es aproximado a la velocidad final libre de las partículas.

Para saber que ecuación de velocidad mínima superficial y de velocidad terminal utilizaremos, calculamos primero el número de Re :¹⁴

$$C_D Re^2 = \frac{4.8 dp^3 \rho_p (\rho_p - \rho_g)}{3\mu^2} \quad \text{Ec. (18)}$$

Donde:

- dp = Diámetro de la partícula, [cm].
- ρ_p = Densidad de las partículas, [g/cm^3].
- ρ_g = Densidad del gas a la entrada, [g/cm^3].
- μ = viscosidad del gas a la entrada, [g/cm].
- C_D = Coeficiente de resistencia

Primero se calcula la densidad de la mezcla gaseosa a la entrada ρ_g .

$$\rho_g = \sum_{i=1}^n N_i \rho_i \quad \text{Ec. (19)}$$

Donde:

- ρ_i = Densidad del componente i , [g/cm^3]
- n = número de componentes

X_i = Fracción mol del componente i

Para obtener la densidad del Nitrógeno también se utiliza la ecuación 15.

$$\rho_{N_2} = \frac{PMP}{RT}$$

$$\rho_{N_2} = \frac{28 \cdot \frac{g}{mol} \cdot 1 \text{ atm}}{82.0567 \frac{cm^3 \text{ atm}}{1^\circ K mol} \cdot 793^\circ K}$$

$$\rho_{N_2} = 4.3 \cdot 10^{-4} \frac{g}{cm^3}$$

Con las densidad de los componentes se prosigue a calcular la de la mezcla, con la ecuación 19.

$$\rho_g = \left(0.00615 \frac{g}{cm^3} \cdot 0.98 \right) + \left(4.3 \cdot 10^{-4} \frac{g}{cm^3} \cdot 0.02 \right) = 6.0356 \cdot 10^{-3} \frac{g}{cm^3}$$

Para calcular la viscosidad de la mezcla de gases a la entrada (Hidrocarburo + Nitrógeno)

$$\mu = \sum_{i=1}^n X_i \mu_i \quad \text{Ec. (20)}$$

Donde:

μ_i = Densidad del componente i , $[g/cm^3]$

n = número de componentes

X_i = Fracción mol del componente i

Para calcular la viscosidad del N_2 , se utiliza la siguiente ecuación, esta solo sirve para gases a presiones reducidas menores de 0.6:

Pr $N_2 = 0.6 \text{ atm}$

$$\mu = 0.001989 \frac{(PAT)^{0.5}}{\sigma^2 \Omega_v} \quad \text{Ec. (21)}$$

Donde:

μ = Viscosidad, [cp, g/cm-s]

PM = Peso Molecular, [g/mol]

T = Temperatura deseada, [°R]

σ = Diámetro de Colisión Lennard-Jones, [Å]

Ω_v = Colisión Integral para viscosidad, [adimensional].

Procedimiento ¹²

1. Obtener la constante de fuerza Lennard-Jones $\left(\frac{e}{k} \text{ y } \sigma\right)$, para el componente de las Tablas No. 1, 1A (Ver Apéndice).

2. Calcular los grupos adimensionales $\frac{kT}{e}$, usando el valor para $\frac{e}{k}$ obtenido en el punto 1 y la temperatura de interés en °R. Usando este valor se interpola la colisión completa, Ω_v , de la Tabla No. 2 (Ver Apéndice).

De las Tablas se obtienen los siguientes datos:

$$\frac{e}{k} = 85.7 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$\sigma = 3.85 \text{ } \text{Å}$$

$$\frac{kT}{e} = 16.66$$

Interpolando el valor de $\frac{kT}{e}$ se obtiene:

$$\Omega_v = 0.77026$$

$$\mu_{N_2} = 0.001989 \frac{\left(28.0134 \frac{\text{g}}{\text{mol}} * 1427.4^\circ\text{R}\right)^{0.5}}{\left(3.85 \text{ Å}\right)^2 * 0.77026}$$

$$\mu_{N_2} = 3.48 \times 10^{-4} \frac{\text{g}}{\text{cms}}$$

Con el peso específico de la carga y la temperatura de operación se obtuvo la viscosidad con el nomograma de viscosidades para gases y vapores de Hidrocarburos, Gráfica No. 1 (Ver Apéndice).¹⁵

$$\mu_H = 0.0235 \text{ cp}$$

$$\mu_H = 2.35 \times 10^{-4} \frac{\text{g}}{\text{cms}}$$

Viscosidad de la mezcla, utilizando la ecuación 20:

$$\mu = X_{N_2} \mu_{N_2} + X_H \mu_H$$

$$\mu = \left(3.48 \times 10^{-4} \frac{\text{g}}{\text{cms}} * 0.02 \right) + \left(2.35 \times 10^{-4} \frac{\text{g}}{\text{cms}} * 0.98 \right)$$

$$\mu = 2.373 \times 10^{-4} \frac{\text{g}}{\text{cms}}$$

Diámetro del sólido:

$$dp = 7.8 \text{ micro} \left(\frac{0.01 \text{ mm}}{1 \text{ micro}} \right) * \left(\frac{1 \text{ cm}}{10 \text{ mm}} \right)$$

$$dp = 7.8 \times 10^{-3} \text{ cm}$$

Se calcula el Re utilizando la ecuación 18.

$$C_D Re^2 = \frac{4 * 980 \frac{\text{cm}}{\text{s}^2} * (7.8 \times 10^{-3} \text{ cm})^3 * 6.0356 \times 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} * \left(\frac{2.5 \cdot \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}}{\text{cm}^3} - 6.0356 \times 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \right)}{3 * \left(2.373 \times 10^{-4} \frac{\text{g}}{\text{cms}} \right)^2}$$

$$C_D Re^2 = 165.754$$

De la Gráfica No. 2 (Ver Apéndice) con $C_{D,esferico} = 0.5$ para partículas microesféricas, se observa que el $Re = 5.0$ (V_{SG}) se iguala a u_t para asegurar que todas las partículas (incluyendo las más grandes) pasen al agotador.

Por lo tanto:

Para $0.4 < Re < 500$.

$$u_{t,esferico} = \left[\frac{4}{225} \frac{g^2 (\rho_p - \rho_g)^2}{\rho_g \mu} \right]^{1/3} d_p \quad \text{Ec. (22)}$$

$$u_{t,esferico} = \left[\frac{4}{225} \frac{\left(980 \frac{cm}{s^2}\right)^2 \left(2.5 \frac{g}{cm^3} - 6.0356 \frac{g}{cm^3}\right)^2}{6.0356 \cdot 10^{-3} \frac{g}{cm^3} + 2.373 \cdot 10^{-4} \frac{g}{cm \cdot s}} \right]^{1/3} \cdot 780 \cdot 10^{-3} cm^3$$

$$u_{t,esferico} = \left[178 \cdot 10^{-2} + 4.1707 \cdot 10^{12} s^{-3} \right]^{1/3} \cdot 7.8 \cdot 10^{-3} cm$$

$$u_{t,esferico} = 4202.859 s^{-1} \cdot 7.8 \cdot 10^{-3} cm$$

$$u_{t,esferico} = 32.7823 \frac{cm}{s} = V_{SG}$$

$$V_{SG} = 32.7823 \frac{cm}{s}$$

Mientras que para $Re < 20$

$$(V_{SG})_m = \frac{dp^2(\rho_p - \rho_g)}{1650\mu} \quad \text{Ec. (23)}$$

$$(V_{SG})_m = \frac{(7.8 \times 10^{-3} \text{ cm})^2 * \left(2.5 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} - 6.0356 \times 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} \right) * 980 \frac{\text{cm}}{\text{s}^2}}{1650 \left(2.373 \times 10^{-4} \frac{\text{g}}{\text{cm} \cdot \text{s}} \right)}$$

$$(V_{SG})_m = 0.3798 \frac{\text{cm}}{\text{s}}$$

4.3.4. COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE MASA ENTRE LAS FASES DE BURBUJA Y LA FASE DENSA K_m Y ÁREA DE TRANSFERENCIA DE MASA ENTRE LAS FASES DE BURBUJA Y DENSA POR UNIDAD DE VOLUMEN DE REACTOR a_v .¹²

Coefficiente de Transferencia de masa k_m .

Una de las características importantes de los lechos fluidificados es la casi total uniformidad de temperatura que se logra en todo el reactor. Esto se debe al mezclado en la fase de emulsión, causado por las burbujas de gases y a la gran área de transferencia de calor por unidad de masa de catalizador, que está asociada con las partículas pequeñas. Esta misma gran área también está disponible para transferencia de masa. Por consiguiente, la diferencia de temperatura y concentración entre el fluido y la superficie de la partícula suelen ser insignificantes. Esto contrasta notablemente con el resultado de los reactores de lecho fijo, aun cuando los coeficientes de transferencia de masa y de calor en los lechos fluidificados son inferiores a los de lecho fijo. Como resultado, los efectos externos de concentración y temperatura no son muy significativos en el diseño de reactores de lecho fluidificado. El problema más importante es el de tomar en cuenta el efecto de derivación de catalizador por las burbujas de gas y la transferencia de masa entre la burbuja y las fases densas.

Área de transferencia de masa entre las fases de burbuja y densa por unidad de volumen de reactor a_v .

El área superficial de un sólido un efecto muy pronunciado sobre la cantidad de gas absorbido y su actividad como catalizador. Esta relación entre el área superficial y el grado de adsorción a conducido al desarrollo de materiales altamente porosos con áreas hasta de 1500 m²/g. Algunas veces, el propio material catalítico puede prepararse en una forma con una alta área superficial. Cuando esto no es posible, se pueden usar materiales que si se pueden preparar de esta forma, como portadores sobre los cuales se dispersa la sustancia catalítica. El gel de sílice y la alúmina se usan mucho como materiales portadores. La dependencia de las velocidades de adsorción y de las reacciones catalíticas de la superficie impone la necesidad de contar con un método confiable para la medición del área superficial. Para áreas superficiales en el intervalo de cientos de metros cuadrados por gramo, se necesita un material poroso con radios de poros cilíndricos del orden de 10 a 100 Å.

En la actualidad no es posible producir a escala comercial partículas tan pequeñas como esta. Puede mencionarse que las partículas de menor tamaño que se usan en un reactor de lecho fluidificado no pasan por un cedazo de 400 mallas, que corresponde a aberturas de 37 micras.

Los efectos cuantitativos de la transferencia de masa y de energía en el interior de la partícula sobre la velocidad, cuando la reacción se verifica en la superficie interior de los poros de una partícula catalítica. El método para predecir estos efectos requiere un modelo geométrico para evaluar la cantidad y distribución de los espacios vacíos dentro del complejo de la estructura porosa de la partícula.

Sería preferible conocer el tamaño y la forma de cada espacio vacío en la partícula. Sin embargo, careciendo de esta información, los parámetros del modelo deben evaluarse con base en propiedades geométricas confiables y de fácil obtención. Además del área superficial, existen otras tres propiedades que cumplen estos requerimientos: el volumen de espacios vacíos, la densidad del material sólido en la partícula y la distribución de volumen de espacios vacíos de acuerdo con el tamaño de los mismos (distribución del volumen de poros).

El método más común para medición de áreas superficiales se basa en la adsorción física de un gas en la superficie sólida generalmente se determina la cantidad de nitrógeno gaseoso adsorbido en equilibrio al punto de ebullición normal (-195.8°C) en un intervalo de presiones inferiores a 1 atm. Bajo estas condiciones, se pueden adsorber consecutivamente varias capas de moléculas bajo la superficie. Para poder determinar el área es necesario identificar la cantidad adsorbida que corresponde a una capa monomolecular.

$$k_m a_v = \frac{(V_{SG} - V_{SGm})}{1.42} \left(s^{-1} \right) \quad \text{Ec. (24)}$$

Donde:

V_{SG} = velocidad superficial del gas, [m/s].

$(V_{SG})_m$ = velocidad superficial mínima del gas, [m/s].

$$k_m a_v = \frac{(0.827823 \frac{m}{s} - 0.003798 \frac{m}{s})}{1.42}$$

$$k_m a_v = 0.228 s^{-1}$$

4.3.5. ϵ_d FRACCIÓN DE LA FASE DENSA (1- ϕ_1 FRACCIÓN DE VOLUMEN OCUPADO POR LAS BURBUJAS), EN EL LECHO. ^{12,13}

La fracción de la fase densa son los espacios que ocupan las partículas de catalizador (fase densa) en el reactor, y el resto de los espacios del reactor los ocupan las burbujas de gas.

$$\epsilon_d = 1 - \epsilon_B \quad \text{Ec. (25)}$$

$$\epsilon_B = \frac{\rho_d}{\rho_{ap}} \quad \text{Ec. (26)}$$

$$\epsilon_B = \frac{0.089 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}}{0.9 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}} = 0.1$$

$$\epsilon_d = 1 - 0.1$$

$$\epsilon_d = 0.9$$

$$\boxed{\epsilon_d = 0.9}$$

Finalmente se calcula la altura del reactor con la ecuación 9:

$$Z = -u \left[\frac{1}{\epsilon_d \rho_d \frac{k_r}{\rho_g}} + \frac{1}{k_m a_v} \right] \ln(1 - X_A)$$

$$Z = -39.8568 \frac{\text{cm}}{\text{s}} \left[\frac{1}{0.9 * 0.089 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} * \frac{7.928 \text{s}^{-1}}{6.0356 * 10^{-3} \frac{\text{g}}{\text{cm}^3}} + \frac{1}{0.228 \text{s}^{-1}}} \right] \ln(1 - 0.76)$$

$$Z = -39.8568 \frac{\text{cm}}{\text{s}} * [9.504 * 10^{-3} \text{s} + 4.395 \text{s}] * -1.427$$

$$Z = 249.995 \text{ cm}$$

$$\boxed{Z = 249.995 \text{ cm}}$$



U N A M
FACULTAD DE
QUIMICA

HOJA DE DATOS
DE PROCESO DEL
REACTOR



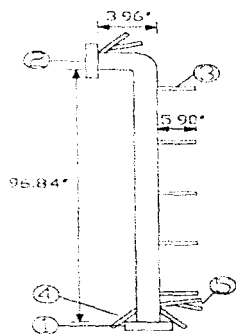
CLIENTE: INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO	PROYECTO No.		
PLANTA: FCC	HOJAS	1	DE 1
LOCALIZACION: L.M.P., Cd., DE MEXICO	REQUISITADO/PO No.		
CLAVE DEL EQUIPO: DC-01	No. DE UNIDADES		UNA
SERVICIO: REACCION DE DESINTEGRACION	POSICION:	VERTICAL	VERTICAL HORIZONTAL
TIPO DE FLUIDO:			
VAPOR O GAS: GASOLEO-N:	FLUIDO	1.67 gpm	DENSIDAD: 0.4765 lb/ft ³
TEMPERATURA DE OPERACION:	968 °F	MAXIMA 1061.60 °F	DISEÑO 1061.60 °F
PRESION DE OPERACION:	14.7 Psig.	MAXIMA 15.394 Psig.	DISEÑO 17.06 lb/ft ²
DIMENSIONES LONGITUDY " 100.78 in.		DIAMETRO 4.161-2 ft	0.5 in.
NIVEL NORMAL ft		MAXIMA in.	MINIMA ft - in
ALARMA POR ALTO NIVEL - ft - in.		ALARMA POR BAJO NIVEL - ft - in	
MATERIALES: ENVOLVENTE (1)			
TIPO CIRCULAR: DIAMETRO		TIPO RECTANGULAR: LONGITUD - in.	
ESPESOR 0.1235 in.			
CORROSION PERMITIDA EN LA SUPERFICIE		ANILAMIENTO (2)	

ACCESORIOS

No.	REQD	NOM. F. in	SERVICIO
1	1	0.5	BRIDA DE ENTRADA DE HIDROCARBURO Y CATALIZADOR
2	1	0.5	BRIDA DE SALIDA DE HIDROCARBURO Y CATALIZADOR
3	4	0.25	TERMOPAROS
4	2	0.5	ALIMENTACION DE HIDROCARBUROS
5	2	0.25	TOMAS DE PRESION DIFERENCIAL

NOTAS

- (1) MATERIAL ASME SA-213 TP-304H SMI-11.
 (2) Monto elaborada de refractarios de silico-aluminatos
 - Termicamente estable hasta 2400 °F.
 - Excelente resistencia a la corrosion y al ataque de quimicos.
 - Espesor 1".



DIVISION	1	2	3	4	5	6
FECHA	17/06/97	20/07/97	8/10/97			
ELABORO	S.P.F.O.	S.P.F.O.	S.P.F.O.			
REVISO	L.M.G.M.	L.M.G.M.	L.M.G.M.			

Diseño Mecánico

El Diseño Mecánico del Reactor Riser se calculo con base en el Código de la American Society of Mechanical Engineers (ASME) sección VIII División I para Recipientes Sujetos a Presión no Expuestos a Fuego Directo, en base a la siguiente información: ^{16,17}

DATOS:

P_{op} = Presión de operación = 14,22 *psi* = 1,0 *Kg/cm²*

F_{sp} = Factor de seguridad por presión = 1,20

T_{op} = Temperatura de operación = 520°C = 968°F

F_{st} = Factor de seguridad por temperatura = 1,10

Material: ASME SA-213 TP30-4H SmIs. Tb. (Tubo sin costura)

No se efectuará prueba radiográfica a ninguna union por soldadura.

Tipo de soldadura en Cordon Circunferencial : Soldadura Simple (Norma UW-12) Fig. 19

E_j = Eficiencia de la soldadura = 0,60 por no efectuarse prueba radiográfica Tabla No. 3 (UW-12).

Tipo de Soldadura en Cordon Longitudinal: No hay, el tubo es sin costura (Norma UW-12) Fig. 19

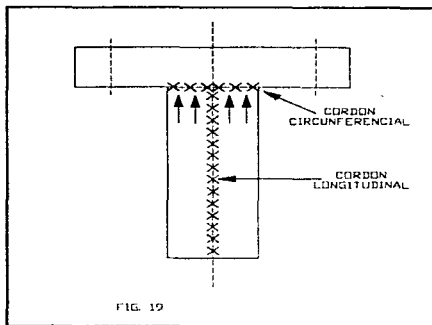
E_2 = Eficiencia de la soldadura = 1 por no haber costura (Norma UW-12).

D_i = Diámetro interno considerado (tubo de 1/2 in de ϕ nominal) cédula 80 = 0,546 *in*

Tipo de cabezas = Bridas

T_c = Tolerancia por corrosión (reacción química entre el fluido, catalizador y el material de la pared) = 0,03125 *in*

T_a = Tolerancia por abrasión (desgaste por rozamiento entre catalizador y la pared) = 0,0625 *in*



5.1. CÁLCULO DE PRESIÓN DE DISEÑO.

$$P_D = P_{op} * F_{sp} \quad \text{Ec. (27)}$$

$$P_D = 14.22 \text{ psi} * 1.20 = 17.06 \text{ psi} = 1.20 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$$

5.2. CÁLCULO DE TEMPERATURA DE DISEÑO.

$$T_D = T_{op} * F_{st} \quad \text{Ec. (28)}$$

$$T_D = 520^\circ \text{C} * 1.10 = 572^\circ \text{C} = 1061.60^\circ \text{F}$$

5.3. CÁLCULO DEL ESPESOR.

5.3.1. Esfuerzo circunferencial en el cuerpo (junta longitudinal) UG-27.

$$e_L = \frac{P_D r}{SE_2 - 0.6P_D} \quad \text{Ec. (29)}$$

Donde:

e_L = Espesor para el cuerpo, *in*.

P_D = Presión de diseño, *psi*.

r = radio interno del tubo considerado antes de la corrosión, *in*.

S = Valor de esfuerzo máximo permisible (@ temperatura de diseño 1061.6°F (Tablas No. 4, 4A, 4B¹⁶) = 9800 *psi*.

$$e_L = \frac{17.06 \text{ psi} * \left(\frac{0.546 \text{ in}}{2} \right)}{(9800 \text{ psi} * 1) - (0.6 * 17.06 \text{ psi})}$$

$$e_L = 0.0005 \text{ in}$$

5.3.2. Esfuerzo longitudinal en el cuerpo (junta circunferencial) UG-27.

$$e_C = \frac{P_D r}{2E_1 - 0.4P_D} \quad \text{Ec. (30)}$$

$$e_C = \frac{17.06 \text{ psi} * \left(\frac{0.546 \text{ in}}{2} \right)}{(2 * 9800 \text{ psi} * 0.6) - (0.4 * 17.06 \text{ psi})}$$

$$e_C = 0.0004 \text{ in}$$

Consideramos el espesor mayor, que en este caso resultó del cálculo para esfuerzo circunferencial, por lo tanto $e = 0.0005 \text{ in}$.

5.4. CÁLCULO DEL ESPESOR TOTAL DE LA PARED (INCLUYE CORROSIÓN Y ABRASIÓN).

$$E_{TP} = T_c + T_a + e \quad \text{Ec. (31)}$$

$$E_{TP} = 0.0312 \text{ in} + 0.0625 \text{ in} + 0.005 \text{ in}$$

$$E_{TP} = 0.09425 \text{ in}$$

5.5. CÁLCULO DEL DIÁMETRO EXTERIOR DEL RECIPIENTE.

$$D_e = D_i + 2E_{TP} \quad \text{Ec. (32)}$$

$$D_e = 0.546 \text{ in} + 2(0.09425 \text{ in})$$

$$D_e = 0.7345 \text{ in}$$

Conclusión:

Revisando el espesor total de la pared calculado 0.09425 in , se observa que es menor al espesor del tubo comercial de $\frac{1}{2}'' \phi$ ced. 80 ($t_{c,m} = 0.147 \text{ in}$ (De la Tabla 5)), por lo que el diseño es correcto.

5.6. CÁLCULO DE LONGITUD ADICIONAL DEL TUBO POR DOBLEZ.

Datos:

L_c = Longitud del tubo obtenido por calculo = 249.995 cm

F_A = Factor de dobles para ángulo de $90^\circ = 1.57$ (De la Tabla 6)¹⁸.

L_e = Longitud de entrada al agitador = 4.02 cm

L_r = Longitud recta del tubo = $L_c - L_e = 249.995 - 4.02 = 245.97 \text{ cm}$

r_1 = radio para calcular el dobléz del tubo, considerando su ϕ nom.[in] (Tablas 6 y 7, $r_1 = 1.5$ in)

$$L_d = F_A \text{ a } 90^\circ r_1 \quad \text{Ec. (33)}$$

$$L_d = 1.57 * (1.5 \text{ in}) = 2.35 \text{ in}$$

$$L_d = 5.98 \text{ cm}$$

5.7. CÁLCULO DE LA LONGITUD TOTAL DEL TUBO.

$$L_T = L_r + L_d + L_c \quad \text{Ec. (34)}$$

$$L_T = 245.98 \text{ cm} + 5.98 \text{ cm} + 4.02 \text{ cm}$$

$$L_T = 255.98 \text{ cm}$$

Conclusión:

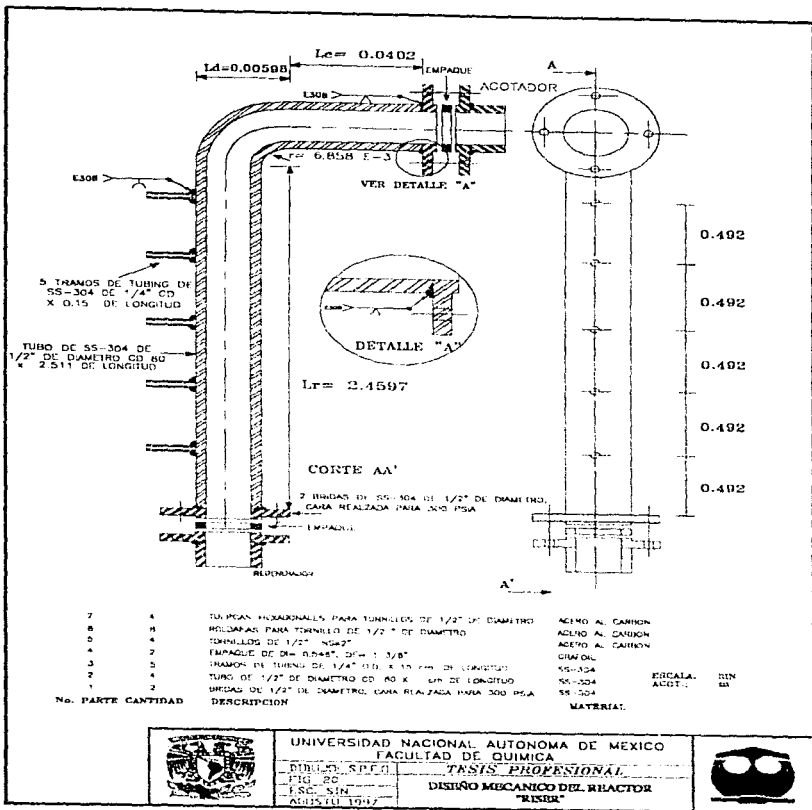
La longitud real del tubo Riser, será de 256 cm sumando el dobléz que se le aplicará al tubo. Además el tipo de material que corresponde a las condiciones de operación es acero inoxidable de alto carbón, tubo sin costura (TP304H Smls.Tb).

5.8. TABLA DE RESULTADOS DEL DISEÑO MECANICO DEL REACTOR RISER

CODIGO ASME SECCION VIII DIVISION 1

FRESION DE OPERACION =	14,22 psi	1,00 Kg/cm ²
FACTOR DE SEGURIDAD =	1,20	
FRESION DE DISEÑO =	17,06 psi	1,20 Kg/cm ²
TEMPERATURA DE OPERACION =	520,00 °C	968,00 °F
FACTOR DE SEGURIDAD =	1,10	
TEMPERATURA DE DISEÑO =	572,00 °C	1061,60 °F
MATERIAL:	ASME SA-213 TP304H Smls. Tb.	
ESFUERZO MAX. PERM. A TEMPE DE DISEÑO (TABLAS ASME CODE) =	9.800,00 psi	
ESFUERZO MAX. PERM. A TEMPE DE DISEÑO (TABLAS ASME CODE) =	18.800,00 psi	
¿EFECTUO PRUEBA RADIOGRAFICA?	no	
TIPO DE PRUEBA RADIOGRAFICA =	-	
TIPO DE SOLDADURA LONGITUDINALMENTE (Cordon Circunferencial) UW-12 =	Soldadura simple	
EFICIENCIA DE LA SOLDADURA LONGITUDINALMENTE (Cordon Circunf.) =	0,60	
TIPO DE SOLDADURA CIRCUNFERENCIAL (Cordon Longitudinal) UW-12 =	Sin costura	
EFICIENCIA DE LA SOLDADURA CIRCUNFERENCIAL (Cordon Longitudinal) =	1,00	
DIAMETRO INTERNO CONSIDERADO =	0,546 in	
TIPO DE CABEZAS =	BRIDAS	
ESFUERZO CIRCUNFERENCIAL EN EL CUTTERO (para longitudinal)		
ESPESOR PARA EL CUTTERO UG-27 =	0,0005 in	
ESFUERZO LONGITUDINAL EN EL CUTTERO (para circunferencial)		
ESPESOR PARA EL CUTTERO UG-27 =	0,0004 in	
TOLENCIA POR CORROSION Y ABRASION =	0,0937 in	
ESPESOR MAYOR A CONSIDERAR =	0,0005 in	

ESPESOR TOTAL DE LA PARED (INCLUYE CORROSION Y ABRASION) =	0,0942 in
DIAMETRO EXTERIOR DEL RECIPIENTE =	0,7344 in
DIAMETRO INTERNO CONSIDERADO =	0,5460 in



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

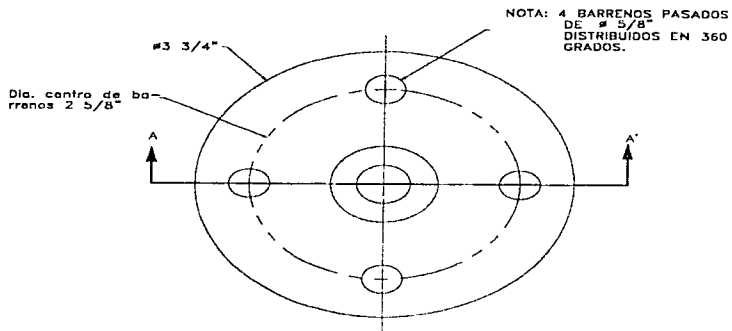
TÍTULO: DISEÑO MECÁNICO DEL REACTOR "RISER"

FIG. NO. 001

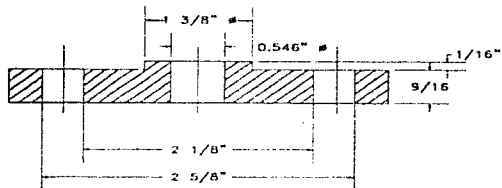
ESC. N.º 1

AGOSTO 1977





CORTE A - A'



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
 FACULTAD DE QUÍMICA

DIBUJ. S.F.P.E.D.

FIG. 21

ESC. SIN

AGOSTO 1997

TESIS PROFESIONAL

BRIDA PARA REACTOR RISER



Análisis de Resultados

Comparando las dimensiones de los dos reactores, el existente y el diseñado, podemos observar las diferencias que hay. El reactor "Folder Riser" que se encuentra instalado en las plantas piloto de FCC, tiene un arreglo en serpentín con cinco horquillas de 1.12 m. que sumados nos da un total de 5.6 m., los dobleses (horquillas) son de 180°, contenidos en un recipiente cilíndrico de 0.1524 m. de diámetro y longitud de 0.9144 m., este último tiene un baño de arena (catalizador) fluidizado para uniformizar la temperatura de reacción, además este reactor cuenta con cuatro resistencias para calentar la arena y esta a su vez caliente al reactor, también cuenta con cuatro termopozos que son los que permiten registrar y controlar la temperatura. Mientras que el diseño propuesto en esta tesis consiste de un solo tubo vertical con una longitud de 2.56 m. y un diámetro interno de 0.0134 m., constando de cinco resistencias en contacto directo con el reactor, distribuidas a lo largo de éste, además cada una cuenta con un termopozo y un laso de control de temperatura independiente, que permite controlar y registrar esta variable de operación; por la distribución de las resistencias de calentamiento se pretende simular un perfil de temperatura a lo largo del reactor, similar al perfil de un reactor adiabático, en tanto que el reactor existente no permite lo anterior ya que el baño donde está inmerso trabaja isotérmicamente.

Comparando el Diseño Mecánico de cada reactor observamos diferencias considerables; el arreglo estructural permite de manera fácil y rápida el montaje y acoplamiento del reactor "Riser", con los demás equipos, ya que en ambos extremos presenta bridas de acoplamiento.

Otra diferencia considerable es que en el nuevo diseño se contemplan entrada laterales para la inyección de carga que aunada al rediseño de boquillas más eficientes permitirán la evaluación de cargas más pesadas, que en el diseño anterior no eran factibles, ya que solo se dispone de una entrada de carga, por el fondo del reactor y boquillas de baja eficiencia.

Como ya se mencionó el sistema de calentamiento propuesto para el nuevo reactor Presenta ventajas sobre el sistema anterior, ya que se aumentó una zona de calentamiento, y además las resistencias eléctricas están directamente sobre la superficie del reactor lo que hace más eficiente y rápido el calentamiento, además de permitir simular diferentes perfiles de temperatura a lo largo del mismo.

Conclusiones

En la actualidad la Desintegración Catalítica en Lecho Fluidizado es uno de los procesos de mayor importancia en la Refinación del Petróleo y una pequeña mejora en él, puede representar grandes beneficios económicos; en el presente trabajo se desarrolló el Diseño del sistema de reacción, acorde con los adelantos de las unidades Industriales modernas, cubriendo aspectos y criterios importantes de los fenómenos que ocurren en el lecho fluidizado.

En el diseño propuesto, las dimensiones, arreglo e instrumentación de los demás equipos que constituyen el sistema de fluidización, no sufren ninguna modificación, manteniendo la misma eficiencia para lo cual fueron diseñados inicialmente, lo anterior es indicativo que es factible incorporar el reactor propuesto a la planta con el mínimo de inversión y en el menor tiempo posible.

El reactor tipo "Riser" a diferencia del "Folder Riser", está diseñado para permitir la evaluación de catalizadores comerciales formulados para la desintegración de cargas más pesadas de características similares a las procesadas en las unidades Industriales, ya que el suministro de carga es dual y en forma lateral, además contempla la inyección de carga por medio de boquillas más orientadas que las actuales.

El diseño propuesto es confiable, debido a que fue calculado bajo criterios estrictos de fluidización, y comparando las dimensiones del reactor y su sistema de calentamiento con el ofrecido por licenciadores de tecnología FCC para plantas piloto, es muy similar; otro punto que representa confiabilidad de los resultados es el modelo en vidrio el cual ya fue construido en las mismas dimensiones y probado en la planta prototipo (modelo en frío) del cual dispone el IMP. En el modelo en frío se observó que el fenómeno del retromezclado que se presentaba en el Reactor "Folder Riser" disminuye considerablemente además de mantener una fluidización más homogénea y continua.

Las ventajas que se obtendrían con este nuevo reactor son:

- Disminución del Retromezclado en la Fluidización del catalizador a través del reactor.
- Disminución de los tiempos de contacto catalizador-aceite evitando con esto la sobredesintegración de los productos de reacción (Gas L.P., Gasolina).

- Simular un perfil de temperatura a través del reactor similar al que ocurre en un sistema con reactor adiabático.
- Con las entradas laterales para la inyección de carga y utilizando boquillas de inyección más eficientes, se podrán procesar cargas más pesadas.

Por lo anterior podemos afirmar que el diseño propuesto es confiable y factible de construir, porque ofrecería beneficios para la evaluación y el desarrollo de catalizadores para el proceso de desintegración catalítica.

Tabla Comparativa de Plantas Piloto

Licenciadores Características de Operación	ARCO Petroleum Products Co. ^a	AMOCO OIL Co. ^b	Gulf Research and Development Co. ^c	NUEL CORPORATION ²²	PARC COMPANY ²³	PILOT PLANT OF CORELLA ²¹	DISEÑO PROPUUESTO EN ESTA TESIS
FLUJO DE CARGA Kg/s	1.6 X 10 ⁻² 1.6 X 10 ⁻⁴	6.3 X 10 ⁻⁴ 2.6 X 10 ⁻³	-	4.16 X 10 ⁻⁵ 4.17 X 10 ⁻⁴	4.17X10 ⁻⁴ 1.94X10 ⁻³	1.2 X 10 ⁻⁴ 2.9 X 10 ⁻³	2.77 X 10 ⁻⁴ 1.11 X 10 ⁻⁵
RELACION C/O	2 - 30	3 - 16	6.8 - 9	2.5 - 10	10 - 12	2 - 10	3 - 9
TIPO DE REACTOR	LECHO FLUIDIZADO (TUBOS EN U)	LECHO FLUIDIZADO	RISER	RISER	RISER	RISER	RISER
TIEMPO DE RESIDENCIA seg.	30 - 360	6 - 240	0.14 - 76	-	-	0.25 - 6	2 - 4
LONGITUD DEL REACTOR, m	12.1	-	7.3	3	6.70	2.72	2.56

a Wachel et al. (1972); Humes (1984); Wagner et al. (1984).

b Herring et al. (1976); Wellston et al. (1975)

c Paraskos et al. (1976); Shah et al. (1977)

Nomenclatura

A	Área transversal del reactor, [cm^2]
$a_{k,m}$	Área de transferencia de masa entre las fases de burbuja y densa por unidad de volumen del reactor, Coeficiente de transferencia de masa entre la fase de burbuja y la fase densa respectivamente. [s^{-1}]
C_D	Coeficiente de resistencia, determinado experimentalmente, [adimensional]
C_b, C_d	Concentración del reactante en la fase densa. [mol]
D	Diámetro del reactor riser, [cm, in]
D_i	Diámetro interno considerado, [in]
D_e	Diámetro exterior del recipiente, [in]
d_p	Diámetro promedio de la partícula, [cm]
ρ_{apa}	Densidad aparente de las partículas. [g/cm^3]
ρ_d	Densidad de las partículas expandidas en la fase densa, [g/cm^3]
ρ_g	Densidad de la mezcla de gas. [g/cm^3]
ρ_H	Densidad del hidrocarburo a la entrada, [g/cm^3]
ρ_{N_2}	Densidad del nitrógeno a la entrada, [g/cm^3]
ρ_P	Densidad de las partículas en la fase densa, [g/cm^3]
ϵ	Fración de espacios vacíos en el reactor
ϵ_{H_1}	Fración de volumen ocupado por las burbujas
ϵ_d	Fración de la fase densa. $(1 - \epsilon_H)$
c/k	Parámetro potencial Lennard Jones, [$^\circ R$]
E_1	Eficiencia de la soldadura longitudinalmente (Cordón circunferencial)
E_2	Eficiencia de la soldadura circunferencial (Cordón longitudinal)
e_c	Espesor para el cuerpo (junta circunferencial), [in]
e_{com}	Espesor del tubo comercial, [in]
e_L	Espesor para el cuerpo (junta longitudinal), [in]
F_A	Factor para ángulo de 90°
F_{Sp}	Factor de seguridad por presión
G	Gasto másico de alimentación de hidrocarburo, [g/s]
K_r	Constante de rapidez de reacción, [s^{-1}]
L_C	Longitud del tubo obtenido por cálculo, [in, cm]
L_d	Longitud del adicional por doblez, [in, cm]
L_e	Longitud de entrada al agotador, [in, cm]

L_r	Longitud recta del tubo, [cm]
L_T	Longitud total del tubo, [cm]
μ	Viscosidad del la mezcla de gases de hidrocarburos, [cp, g/cm-s]
μ_H	Viscosidad del hidrocarburo (gasóleo), [cp, g/cm-s]
μ_{N_2}	Viscosidad del nitrógeno, [cp, g/cm-s]
n	Número de componentes
P, P_{op}	Presión de operación, [atm, lb/pulg ² , Kg/cm ²]
P_D	Presión de diseño, [lb/pulg ² , Kg/cm ²]
PM	Peso Molecular, [g/mol]
Ω_v	Colisión Integral para viscosidad, [adimensional]
Q	Flujo volumétrico de entrada (Hidrocarburo + Nitrógeno), [cm ³ /s]
Q_H	Flujo volumétrico de hidrocarburo, [cm ³ /s]
Q_{N_2}	Flujo volumétrico de Nitrógeno, [cm ³ /s]
r	radio interno del tubo considerado antes de la corrosión, [in]
r_1	radio para calcular el dobléz del tubo, considerando su ϕ nom., [in]
R	Constante de los gases ideales, [82.0567 cm ³ atm/°Kmol]
Re	Número de Reynolds, [adimensional]
S	Valor de esfuerzo máximo permisible a temperatura de diseño (Tablas ASME CODE), [psi]
σ	Diámetro de Colisión Lennard-Jones, [Å]
T, T_{op}	Temperatura de operación, [°R, °K, °F]
Ta	Tolerancia por abrasión (desgaste por rozamiento entre catalizador y la pared), [in]
Tc	Tolerancia por corrosión (reacción química entre el fluido, catalizador, y el material de la pared), [in]
τ_m	Espacio velocidad, [s ⁻¹]
t_s	Tiempo de residencia, [s]
u	Velocidad de alimentación, [cm/s]
u_t	Velocidad terminal, [cm/s]
V_{SG}	Velocidad superficial del gas, [cm/s, m/s]
$(V_{SG})_m$	Velocidad superficial media del gas, [cm/s, m/s]
X_A	Conversion
X_i	Fracción mol del componente i , [% mol]
Z	Longitud del reactor, [cm, m]

Glosario de Términos

Aceites cíclicos. Combustible caliente inyectado dentro del regenerador para proveer el calor necesario durante los arranques. Debe limitarse su uso ya que provoca desactivación en el catalizador.

Aceite Cíclico Ligero. Aceite destilado de desintegración con rangos de ebullición entre 430°F y 660°F (220°C a 350°C). Es usado como componente de mezclas para diesel y aceites para calefacción.

Aceite Cíclico Pesado. Aceite destilado de desintegración con rangos de ebullición entre 660°F y 730°F (350°C a 400°C). Se recicla al reactor o se usa como componente para mezclas de combustibles.

Actividad. La habilidad del catalizador para convertir cargas estándar en gasolina, productos ligeros y coque.

Agotador. La parte del desintegrador donde se eliminan los hidrocarburos que quedaron atrapados en los poros del catalizador utilizando vapor en contracorriente. Contiene platos o placas deflectoras para lograr un mejor contacto del catalizador con el vapor de agotamiento.

Aireación. La circulación del catalizador entre el reactor y el regenerador y viceversa en estado fluidizado. Para mantener la fluidización en un medio aireado usualmente se usa aire, vapor o gases de combustión.

Alquilación. La reacción de ramificar un hidrocarburo (como isobutano) con una olefina para producir hidrocarburos más ramificados (isoparafina). Las mezclas para gasolina de alto octano contienen olefinas de C₃ a C₆ e Isobutano.

Alúmina u Oxido de aluminio. uno de los componentes principales junto con la sílica, que forman las zeolitas. Los iones de alúmina en una estructura de sílica-alúmina provee los sitios activos para la desintegración en la matriz del catalizador y en la zeolita.

Área Superficial. El área superficial total del catalizador es la suma de las áreas de la matriz y de la zeolita. Para un catalizador dado, el área superficial está relacionada con la actividad, por lo que una disminución del área superficial

indica una disminución de la actividad. Esta propiedad se mide por adsorción de nitrógeno y se reporta en m^2/g .

Aromáticos. Hidrocarburos cíclicos insaturados (deficientes de hidrógeno). Las cargas a las unidades FCC son frecuentemente caracterizadas por su contenido de aromáticos dado que este tipo de moléculas son las más difíciles de desintegrar. Una carga alta en aromáticos dará una baja conversión, baja selectividad a gasolina, alta producción de coque y gas seco, pero también altos números de octano. Existen algunos métodos para estimar la aromaticidad de las cargas a partir del índice de refracción, peso molecular y la densidad de la carga.

Calor de Reacción. La energía liberada o adsorbida durante la reacción química. En la desintegración catalítica es una absorción neta de calor porque la reacción es endotérmica. El calor de reacción es una función del tipo de catalizador y el nivel de conversión.

Cama Fluidizada. Una cama de partículas se dice que está fluidizada cuando la caída de presión del gas aircador, que pasa a través de la cama, iguala el peso de la cama. Bajo estas condiciones, los sólidos actúan como fluidos. La caída de presión a través de la cama se incrementa con la velocidad del gas de fluidización hasta el punto mínimo de fluidización, después del cual la caída de presión es constante.

Carbón Conradson. La cantidad de carbón residual en el gasóleo es medida después de una destilación destructiva. El método es descrito en el ASTM-D-189. Altos niveles de carbón en cargas a FCC producen alta delta de coque e incrementan la temperatura del regenerador.

Catalizador. Una sustancia que incrementa la rapidez de una reacción química sin ser agotado dentro del proceso.

Catalizador Fresco. El catalizador sin usar, tal como sale de la fábrica. Las propiedades del catalizador fresco son el factor clave para determinar los rendimientos y la calidad de los productos que la unidad FCC puede alcanzar.

Carbón Ramsbottom. La evaluación para determinar la cantidad de carbón residual después de calentar la muestra de gasóleo a $550^{\circ}C$. La prueba se define en el método ASTM-D-524. Generalmente se utiliza la prueba de Carbón Ramsbottom para cargas ligeras y de Carbón Conradson para gasóleos pesados y residuos.

Conversión. Una variable calculada para monitorear el desempeño de la unidad de desintegración catalítica. Se calcula de la siguiente forma:

$$\text{Conversion} = \frac{[\text{Carga Fresca} - (\text{ACL} + \text{ACP} + \text{Residuo})]}{\text{Carga Fresca}}$$

Una medida más usada es la conversión corregida, la cual es calculada usando un punto de corte estándar entre la nafta y el aceite ciclico ligero, típicamente 221°C o 450°C. La conversión es una medida de la cantidad de carga que se convierte en gasolina, producto ligeros y coque, no es un indicativo de la selectividad a gasolina.

Coque. Hidrocarburo, subproducto de la desintegración rico en carbon que se deposita en el catalizador durante la reacción. El coque desactiva al catalizador cubriendo sus sitios activos. La actividad del catalizador se recupera quemando el coque en el regenerador. La combustión del coque también genera el calor que se necesita para vaporizar y desintegrar la carga.

Densidad Aparente. Medida del peso por unidad de volumen del catalizador empacado.

Densidad de la partícula. La densidad de las partículas de catalizador es determinada dividiendo su peso entre el volumen incluyendo los poros pero excluyendo los espacios vacíos entre partículas.

Desintegración catalítica. La desintegración de hidrocarburos (cargas pesadas) para producir productos de más bajo peso molecular por medio de reacciones llevadas a cabo en presencia de un catalizador.

Desintegración Térmica. La desintegración de cargas pesadas para producir productos de más bajo peso molecular por medio de calor. Las unidades de desintegración térmica dan altos rendimientos de gas y pobre selectividad a gasolinas.

Deshidrogenación. La extracción indeseable de hidrógeno de los hidrocarburos en el reactor. Es promovida por el níquel y en menor proporción por otros metales contaminantes del catalizador.

Diámetro de poro. El diámetro promedio de poro en Angstroms de un catalizador microesférico. El diámetro de poro puede tener efectos en la selectividad de la desintegración si hay demasiados poros pequeños o una insuficiente difusión en los macroporos. El tamaño de poro es medido por adsorción de nitrógeno.

Distribución del tamaño de la partícula. La distribución del tamaño de la partícula de un catalizador de equilibrio debe encontrarse en un intervalo adecuado, ya que demasiadas partículas pequeñas significan altas pérdidas de catalizador y demasiadas partículas grandes darán lugar a una pobre fluidización.

Espacio Velocidad. El peso de la carga por hora dividida entre el peso del catalizador en el reactor.

Fase Densa. La parte inferior de mayor densidad, en un sistema fluidizado. Típicamente, la cama del regenerador es conocida como fase densa. La fase densa se caracteriza por una masa de catalizador fluidizado en estado de burbujeo continuo.

Fase Diluida. La parte de menor densidad en un sistema fluidizado situado sobre la fase densa. En esta fase las burbujas de aire que pasan a través de la fase densa revientan arrastrando consigo finos de catalizador. En la fase diluida ocurre la separación del catalizador y los gases de combustión que entran en a los ciclones.

Finos. La fracción de 0 - 40 micrones del catalizador de FCC.

Flujo Tapón. El movimiento de una masa de catalizador sin retromezclado sin turbulencia, es una característica deseable del flujo en un reactor elevador (riser).

Gas seco. La suma del hidrógeno y gases ligeros producidos en el desintegrador. El gas seco es usado en la refinera como combustible.

Gasolina. Fracción de hidrocarburos de desintegración catalítica con escala de ebullición de C₅ 220°C, se denomina también gasolina debutanizada o estabilizada.

Gravedad API. Una medida de la gravedad específica relativa usada para caracterizar productos líquidos de petróleo. La gravedad API se mide a 15.5°C de acuerdo con el método ASTM D-287.

Isomerización. Rearreglo de los átomos de una molécula sin cambiar el número o el tipo de átomos. El objetivo de probar catalizadores nuevos es desarrollar un catalizador que incremente el rendimiento de isómeros deseables.

Lecho Fijo. Lecho estático o inmóvil de catalizador.

Lecho Fluidizado. Un lecho de partículas se dice que está fluidizado cuando la caída de presión del gas aireador, que pasa a través del lecho, iguala el peso del mismo. Bajo estas condiciones, los sólidos actúan como fluidos. La caída de presión a través del lecho se incrementa con la velocidad del gas de fluidización hasta el punto mínimo de fluidización, después del cual la caída de presión es constante.

Mecanismo del ion carbonilo. Mecanismo dominante en la desintegración catalítica. Los iones carbonilos se forman por protonación de olefinas o abstracción de hidrocarburos de parafinas en los sitios ácidos del catalizador. Estos cambios en la estructura producen un enlace débil que es roto por escisión beta, formando dos moléculas pequeñas. El mecanismo del ion carbonilo favorece la formación de moléculas de tres átomos de carbono resultando altos rendimientos de productos líquidos.

Mecanismo de Radical Libre. Mecanismo de desintegración usualmente iniciado a altas temperaturas en las cuales se forman los radicales libres intermediarios (hidrocarburos sin un par electrónico). Este mecanismo es normalmente asociado con altos rendimientos de gas y bajo octano.

Nafta. Cualquiera de la gran cantidad de destilados ligeros del petróleo, generalmente en escala de ebullición C₅ 232°C.

Reactor. La parte del desintegrador catalítico donde se lleva a cabo la reacción de desintegración.

Reactor Riser. El lugar donde se lleva a cabo la reacción de desintegración, es por lo general un tubo vertical con flujo ascendente que se inyecta desde el fondo del tubo y con separación del catalizador de los vapores e hidrocarburos en la parte superior.

Relación Catalizador/Hidrocarburo (C/O). El régimen de circulación de catalizador dividido entre el régimen de alimentación de hidrocarburo.

Residuo. El producto del fondo de una torre de destilación atmosférica o de vacío. El procesamiento de residuos en la FCC se utiliza para mejorar la calidad de los aceites combustibles.

Retromezcla. El regreso de los productos a la zona de reacción a causa de turbulencias en el lecho catalítico. La retromezcla es perjudicial porque desintegra productos valiosos.

Sobredesintegración. La conversión indeseable de gasolina a LPG, gas seco y coque, usualmente causada por valores demasiado altos de temperatura del reactor, actividad del catalizador y relación catalizador/aceite.

Tamaño promedio de partícula. El tamaño medio en micrones de las partículas que contienen una muestra de catalizador según lo determina el punto mediano (50 %) de una proyección de distribución de peso.

Temperatura de Pre calentamiento de la carga de la unidad FCC. La temperatura a la cual entra la carga en la parte inferior del Reactor de la unidad FCC.

Temperatura de Reactor. Es la temperatura de reacción, de la mezcla de catalizador y carga en el reactor.

Tiempo de Contacto del Catalizador. El tiempo de contacto entre la carga y el catalizador para la reacción de desintegración. Es calculada por la ecuación:

$$\text{Tiempo de contacto(seg)} = \frac{3600}{WHSV} \cdot \frac{C}{O}$$

Donde:

WHSV.- Espacio velocidad.

C/O.- relación catalizador/Hidrocarburo.

Un método rápido para estimar el tiempo de contacto en un reactor elevador, es dividir el volumen del reactor por el volumen de los vapores de producto a las condiciones de salida del reactor.

Tiempo de Residencia. El tiempo en el cual permanecen los hidrocarburos en el reactor medido en segundos.

Variables de Operación Dependientes. Variables usadas para monitorear la operación de la unidad FCC. No pueden ser cambiadas directamente, pero sí como resultado de un cambio en las variables independientes. En algunas unidades las variables dependientes son: temperatura del regenerador, relación catalizador/hidrocarburo, conversión.

Variables de Operación Independientes. Variables que pueden ser manipuladas directamente para alcanzar la operación deseada. Estas incluyen la actividad del catalizador, régimen y calidad de carga fresca, temperatura del reactor, temperatura de precalentamiento de la carga, régimen de recirculación y en algunos casos el espacio velocidad.

Velocidad Mínima de Burbujeo. La velocidad superficial de aire en la cual aparecen burbujas en el lecho fluidizado.

Velocidad Mínima de Fluidización. La menor velocidad de gas de fluidización a la cual el lecho de partículas se comportan como lecho fluidizado. Entre menor sea la velocidad de fluidización, mejores características de circulación tendrá el catalizador.

Zeolita. Estructura tetraédrica ordenada de iones de aluminio y silicio.

TABLA 1
CONSTANTES DE FUERZA LENNARD-JONES

HIDROCARBUROS	PARAMETRO POTENCIAL ϵ/k (°K)	DIAMETRO DE COLISION σ o (Å)
METANO	252.0	3.808
ETANO	424.8	4.384
PROPANO	370.8	5.240
N-BUTANO	374.4	5.869
2-METILPROPANO (ISOBUTANO)	390.6	5.819
N-PENTANO	484.2	6.099
2,2-DIMETILPROPANO (NEOPENTANO)	401.4	4.920
N-HEXANO	761.4	5.916
2-METILPENTANO	480.6	8.070
3 METIL PENTANO	477.0	8.590
2,2 DIMETIL BUTANO	478.8	7.610
2,3 DIMETIL BUTANO	741.6	6.750
2,2,3 TRIMETIL BUTANO	320.4	7.621
N-OCTANO	599.4	7.407
N-NONANO	478.8	8.302
CICLOPROPANO	343.9	6.440
CICLOHEXANO	563.4	6.413
ETENO (ETILENO)	414.0	4.066
PROPENO (PROPILENO)	545.4	4.670
1-BUTENO	574.2	5.198
2-BUTENO	466.2	5.508
2-METILPROPENO (ISOBUTILENO)	766.0	4.776
2-PENTENO	367.2	6.476
3 METIL, 1-BUTENO	509.4	5.829
PRAPADIENO (ALENO)	350.8	6.430
ETINO (ACETILENO)	381.6	4.114
PROPINO (METILACETILENO)	469.8	4.742
BENCENO	603.0	5.626
METILBENCENO (TOLUENO)	678.6	5.932
1,3,5-TRIMETILBENCENO	421.2	7.706
NO HIDROCARBUROS		
METANOL (ALCOHOL METILICO)	813.6	3.666
ETANOL (ALCOHOL ETILICO)	747.0	4.370
PROPANONA (ACETONA)	734.2	4.669
METIL ACETONA	750.6	5.504
ETIL ACETONA	955.8	5.163
DIMETIL ETER	741.8	4.264
DIETIL ETER	631.8	5.539

TABLA 1A
CONSTANTES DE LENNARD-JONES

NO-HIDROCARBUROS	PARAMETRO POTENCIAL σ/k (°K)	DIAMETRO DE COLISION σ (Å)
CLOROMETANO	639.0	4.151
DICLOROMETANO	716.4	4.748
TRICLOROMETANO (CLOROFORMO)	588.6	5.430
TETRACLOROMETANO	588.6	5.881
TRICLOROFLUOROMETANO	622.8	4.450
DICLORODIFLUOROMETANO	514.8	5.160
CLOROTRIFLUOROMETANO	399.6	4.920
TETRAFLUOROMETANO	273.8	4.700
HEXAFLUOROMETANO	393.4	5.560
n-PERFLUOROPENTANO	351.0	7.360
n-PERFLUOROHEXANO	288.0	8.050
TETRAFLUOROETILENO	273.6	5.120
HELIO	19.4	2.570
NEON	60.7	2.756
ARGON	224.8	3.423
CRIFTON	300.1	3.679
XENON	412.5	4.055
HIDROGENO	66.7	2.959
NITROGENO	85.7	3.860
OXIGENO	88.0	3.541
FLUOR	217.8	3.610
CLORO	642.6	4.115
BRONIO	936.0	4.268
IODO	990.0	4.982
OXIDO NITRICO	396.0	3.879
OXIDO NITRICO	214.2	3.470
OXIDO CLORHIDRICO DE NITROGENO	1202.4	3.570
MONOXIDO DE CARBONO	59.0	3.920
DIOXIDO DE CARBONO	342.0	4.000
OXIDO SULFHDRICO DE CARBONO	603.0	4.130
DISULFURO DE CARBONO	878.4	4.438
DIOXIDO DE AZUFRE	453.6	4.280
SULFURO DE HIDROGENO	556.2	3.591
HEXAFLUORURO DE AZUFRE	466.2	5.010
TRIFLUORURO DE BORO	320.4	4.220
CLORURO DE HIDROGENO	648.0	3.305
IODURO DE HIDROGENO	583.2	4.123
AIRE	151.2	3.689

*K= CONSTANTE DE BOLTZMAN

TABLA 2

COLISIÓN INTEGRAL PARA VISCOSIDAD

kT/ϵ (Adimensional)	Ωv (Adimensional)	kT/ϵ (Adimensional)	Ωv (Adimensional)
0.30	2.785	2.7	1.069
0.35	2.628	2.8	1.058
0.40	2.492	2.9	1.048
0.45	2.368	3.0	1.039
0.50	2.257	3.1	1.030
0.55	2.156	3.2	1.022
0.60	2.065	3.3	1.014
0.65	1.982	3.4	1.007
0.70	1.908	3.5	0.999
0.75	1.841	3.6	0.9932
0.80	1.780	3.7	0.9870
0.85	1.725	3.8	0.9811
0.90	1.675	3.9	0.9755
0.95	1.629	4.0	0.9700
1.00	1.587	4.1	0.9649
1.05	1.549	4.2	0.9600
1.10	1.514	4.3	0.9553
1.15	1.482	4.4	0.9507
1.20	1.452	4.5	0.9464
1.25	1.424	4.6	0.9422
1.30	1.399	4.7	0.9382
1.35	1.375	4.8	0.9343
1.40	1.353	4.9	0.9305
1.45	1.333	5.0	0.9269
1.50	1.314	6.0	0.8963
1.55	1.296	7.0	0.8727
1.60	1.279	8.0	0.8538
1.65	1.264	9.0	0.8379
1.70	1.248	10.0	0.8242
1.75	1.234	20.0	0.7432
1.80	1.221	30.0	0.7005
1.85	1.209	40.0	0.6718
1.90	1.197	50.0	0.6504
1.95	1.186	60.0	0.6335
2.00	1.175	70.0	0.6194
2.10	1.156	80.0	0.6076
2.20	1.138	90.0	0.5973
2.30	1.122	100.0	0.5883
2.40	1.107	200.0	0.5320
2.50	1.093	300.0	0.5016
2.60	1.081	400.0	0.4811

TABLA 3 (UW-12)

**EFICIENCIA MÁXIMA PERMITIDA DE UNIONES POR
SOLDADURA AUTÓGENA O ELECTRICA**

No.	Type of Joint Description	Limitation	Degree of Examination		
			(a) Fully Radiogr- aphed	(b) Spot Exami- ned	(c) Not Spot Examied
	Butt joints as attained by other means which will obtain the same quality of deposited weld metal on the inside and outside weld surfaces to agree with the requirements of UW-3b. Welds using metal backing strips which remain in place are excluded	None	1.0	0.85	0.70
(1)	Single-welded butt joint with backing strip other than those included under (1)	(a) None except as in (b) below (b) Butt weld with one plate offset for circumferential joints only, see UW-13 (c) and Fig. UW-13.1 Sketch (k)	0.90	0.80	0.65
(3)	Single-welded butt joint with-out use of backing strip	Circumferential joints only, not over 5/8 in. thick and not over 24 in. outside diameter	0.60
(4)	Double full fillet lap joint	Longitudinal joints not over 3/8 in. thick. Circumferential joints not over 5/8 in. thick.	0.55
(5)	Single full fillet lap joints with plug welds conforming to UW-17	(a) Circumferential joints ⁴ for attachment of heads not over 24 in. outside diameter to shells not over 1/2 in. thick (b) Circumferential joints for the attachment to shells of jackets not over 5/8 in. in nominal thickness where the distance from the of the plug weld to the edge of the plate is not less than 1 1/2 times the diameter of the hole for the plug.	0.50
(6)	Single full fillet lap joints without plug welds	(a) For the attachment of heads convex to pressure to shells not over 5/8 in. required thickness, only with use of fillet weld on inside of shell, or (b) for attachment of heads having pressure on either side, to shell not over 24 in. inside diameter and not over 1/2 in. required thickness with fillet weld on outside of head flange only	0.45

* Tabla UW-12 Section VIII-CODE ASME

TABLA 4 (UHA-23)

VALORES DE ESFUERZO MÁXIMO PERMISIBLE A LA TENSION PARA ACEROS DE ALTA ALEACION.

Nominal Composition	UNS No.	P. No.	Group No.	Product Form	Spec. No.	Grade	Notes	Specified Min. Yield, ksi	Specified Min. Tensile, ksi
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Plate	SA-240	304L	(1)	25	70
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Stds.Tb.	SA-213	T304L	(1)		
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Stds.Pp.	SA-312	T304L	(1)		
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Bar	SA-479	304L	(1)		
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Plate	SA-240	304L	...	25	70
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Stds.Tb.	SA-213	T304L	...	25	70
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Stds.Pp.	SA-312	T304L	...	25	70
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Forg.	SA-182	1304L	...	25	65
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Forg.	SA-336	304L	...	25	69
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Bar	SA-479	304L	...	25	70
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Wld.Tb.	SA-219	T304L	(1)(1)	25	70
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Wld.Pp.	SA-312	T304L	(1)(4)		
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Wld.Tb.	SA-698	T304L	(1)(4)		
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Wld.Tb.	SA-249	T304L	(4)	25	70
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Wld.Pp.	SA-312	T304L	(4)		
18 Cr-8Ni	S30403	S	1	Wld.Tb.	SA-698	T304L	(4)		
18 Cr-8Ni	J02600	S	1	Cast.	SA-351	C78	(1)(6)	30	70
18 Cr-8Ni	J02600	S	1	Cast.	SA-351	C78	(1)(6)(8)	30	70
18 Cr-8Ni	J02600	S	1	Cast.	SA-351	C78	(6)	30	70
18 Cr-8Ni	J02600	S	1	Cast.	SA-351	C78	(6)(5)	30	70
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Stds.Pp.	SA-450	T304	(1)(8)(10)	30	70
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Stds.Pp.	SA-450	T304H	(1)		
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Forg.	SA-182	T304	(1)(8)(9)		
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Forg.	SA-336	T304H	(1)(9)		
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Forg.	SA-336	CF304	(1)(8)		
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Forg.	SA-336	CF304H	(1)		
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Stds.Pp.	SA-450	T304	(6)(10)	30	75
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Stds.Pp.	SA-450	T304H	(6)(10)		
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Forg.	SA-182	T304	(8)		
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Forg.	SA-336	CF304H	(8)		
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Forg.	SA-336	CF304H	...	30	75
18 Cr-8Ni	S30200	S	1	Plate	SA-240	302	(1)		
18 Cr-8Ni	S30200	S	1	Bar	SA-479	302	(1)		
18 Cr-8Ni	S30200	S	1	Plate	SA-240	302	...	30	75
18 Cr-8Ni	S30200	S	1	Bar	SA-479	302	...		
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Plate	SA-240	304	(1)(8)	30	75
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Stds.Tb.	SA-213	T304	(1)(8)		
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Stds.Pp.	SA-312	T304H	(1)		
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Stds.Pp.	SA-312	T304H	(1)(8)		
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Stds.Pp.	SA-312	T304H	(1)		
18 Cr-8Ni	S30400	S	1	Stds.Pp.	SA-376	T304	(1)(8)		

Section VIII CODE ASME

TABLA 4 A (UHA-23)

VALORES DE ESFUERZO MÁXIMO PERMISIBLE A LA TENSIÓN PARA ACEROS DE ALTA ALEACIÓN.

Maximum Allowable Stress, ksi (Multiply by 1,000 to obtain psi), for Metal Temp., °F, Not Exceeding													Spec. No.	Ext. Press Chart Fig. No.
-20 to 100	200	300	400	500	600	650	700	750	800	850	900	950		
18.7	18.7	15.3	14.7	14.4	14.0	13.7	13.5	13.3	13.0	SA-240 SA-213 SA-312 SA-479	5-UHA-28.3 5-UHA-28.3 (15)
													SA-240 SA-213 SA-312 SA-182 SA-336 SA-442	
15.7	13.4	12.0	11.0	10.3	9.7	9.5	9.4	9.2	9.1	SA-249 SA-312 SA-688	5-UHA-28.3 5-UHA-28.3 (15)
													SA-249 SA-312 SA-688	
13.3	13.3	13.0	12.9	12.5	11.9	11.7	11.5	11.3	11.1	SA-249 SA-312 SA-688	5-UHA-28.3
													SA-249 SA-312 SA-688	
13.3	11.4	10.2	9.3	8.7	8.3	8.1	8.0	7.8	7.7	SA-351 SA-351 SA-688	5-UHA-28.3
													SA-351 SA-351 SA-688	
17.5	16.6	15.3	15.1	14.8	14.8	14.8	14.8	14.7	14.6	SA-351	5-UHA-28.3
													SA-351	
17.5	16.3	15.1	15.0	14.8	14.8	14.8	14.8	14.7	14.6	14.4	14.1	13.4	SA-351	5-UHA-28.1
													SA-351	
17.5	15.6	14.0	12.9	12.1	11.4	11.2	11.0	10.8	10.5	SA-351	5-UHA-28.3
													SA-351	
17.5	15.6	14.0	12.9	12.1	11.4	11.2	11.0	10.8	10.5	10.3	10.1	9.9	SA-351	5-UHA-28.1
													SA-351	
17.5	16.6	15.5	15.1	14.8	14.8	14.8	14.8	14.7	14.6	14.4	14.2	13.9	SA-430 SA-430 SA-182 SA-182 SA-336 SA-336	5-UHA-28.1
													SA-430 SA-430 SA-182 SA-182 SA-336 SA-336	
17.5	15.7	14.1	13.0	12.2	11.4	11.3	11.1	10.8	10.6	10.4	10.2	10.0	SA-430 SA-430 SA-182 SA-182 SA-336 SA-336	5-UHA-28.1
													SA-430 SA-430 SA-182 SA-182 SA-336 SA-336	
18.8	17.8	16.6	16.2	15.9	15.9	15.9	15.9	15.9	SA-240 SA-479	5-UHA-28.4 5-UHA-28.1 (15)
													SA-240 SA-479	
18.8	15.7	14.1	13.0	12.2	11.4	11.3	11.1	10.8	SA-240 SA-479	5-UHA-28.1
													SA-240 SA-479	
18.8	17.8	16.6	16.2	15.9	15.9	15.9	15.9	15.9	15.2	14.9	14.7	14.4	SA-240 SA-213 SA-213 SA-312 SA-312 SA-376	5-UHA-28.1
													SA-240 SA-213 SA-213 SA-312 SA-312 SA-376	

Tabla UHA-23 Sección VIII CODE ASME

TABLA 4 B (UHA-23)

**VALORES DE ESFUERZO MÁXIMO PERMISIBLE A LA
TENSIÓN PARA ACEROS DE ALTA ALEACIÓN.**

Maximum Allowable Stress, ksi (Multiply by 1000 to Obtain psi) for Metal temp., °F, Not Exceeding											Spec. No.	Ex. Press. Chart Fig. No.
1000	1050	1100	1150	1200	1250	1300	1350	1400	1450	1500		
...	SA-240	5-UHA-28.3 5-UHA-28.3 (15)
...	SA-213	
...	SA-312	
...	SA-479	
...	SA-240	5-UHA-28.3 5-UHA-28.3 (15)
...	SA-213	
...	SA-312	
...	SA-182	
...	SA-336	
...	SA-479	
...	SA-240	5-UHA-28.3
...	SA-312	
...	SA-688	5-UHA-28.3
...	SA-240	
...	SA-312	
...	SA-688	5-UHA-28.3
...	SA-351	
12.0	9.6	7.5	5.8	4.5	3.3	2.5	1.8	1.4	1.0	0.8	SA-351	5-UHA-28.1
...	SA-351	5-UHA-28.3
9.8	9.0	7.5	5.8	4.5	3.3	2.5	1.8	1.4	1.0	0.8	SA-351	5-UHA-28.1
15.4	12.0	9.8	7.7	6.1	4.7	3.7	2.9	2.3	1.8	1.4	SA-430	5-UHA-28.1
...	SA-430	
...	SA-182	
...	SA-336	
...	SA-336	
9.8	9.5	8.9	7.7	6.1	4.7	3.7	2.9	2.3	1.8	1.4	SA-430	5-UHA-28.1
...	SA-430	
...	SA-182	
...	SA-336	
...	SA-336	
...	SA-240	5-UHA-28.1
...	SA-479	5-UHA-28.1(15)
...	SA-240	5-UHA-28.1
...	SA-479	
...	SA-213	
...	SA-213	
...	SA-312	
...	SA-376	

Tabla UHA-23 Section VIII CODE ASME

TABLA 5
ESPECIFICACIONES DE TUBERIA

<i>Medida nominal Pulg.</i>	<i>Diámetro externo Pulg.</i>	<i>CDULA</i>	<i>Espesor Pulg.</i>	<i>Diámetro interno Pulg.</i>
1/8	0.405	40	0.068	0.269
		80	0.095	0.215
1/4	0.540	40	0.088	0.364
		80	0.119	0.302
3/8	0.675	40	0.091	0.493
		80	0.126	0.423
1/2	0.840	40	0.109	0.622
		80	0.147	0.546
3/4	1.050	40	0.113	0.824
		80	0.154	0.742
1	1.315	40	0.133	1.048
		80	0.179	0.957
1 1/4	1.660	40	0.140	1.380
		80	0.191	1.278
1 1/2	1.900	40	0.145	1.610
		80	0.200	1.500
2	2.375	40	0.154	2.067
		80	0.218	1.939
2 1/2	2.875	40	0.203	2.469
		80	0.276	2.323
3	3.500	40	0.216	3.068
		80	0.300	2.900
3 1/2	4.000	40	0.226	3.548
		80	0.318	3.364
4	4.500	40	0.237	4.026
		80	0.337	3.826
5	5.563	40	0.258	5.047
		80	0.375	4.813
6	6.625	40	0.280	6.065
		80	0.432	5.761
8	8.625	40	0.322	7.981
		80	0.500	7.625
10	10.750	40	0.365	10.020
		80	0.593	9.564
12	12.750	40	0.406	11.938
		80	0.687	11.376

SELMEC. Manual de datos Técnicos. 1990.

TABLA 6
FACTORES PARA DIFERENTES ÁNGULOS DE DOBLEZ

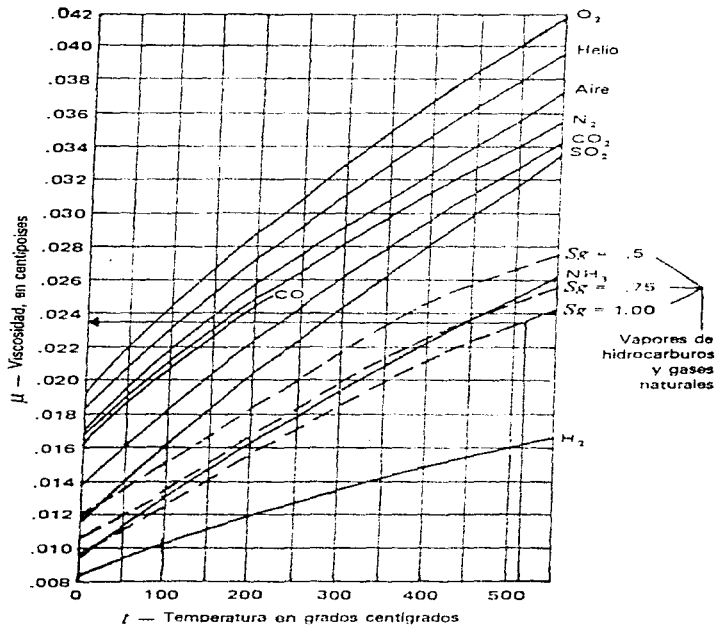
<i>Angulo</i>	<i>Factor</i>
30°	0.52
45°	0.78
60°	1.04
90°	1.57
180°	3.14

TABLA 7
RADIO MÍNIMO PARA DOBLECES EN TUBOS

<i>TUBO O.D.</i>	<i>RADIO</i>
1/8"	3/8"
1/4"	9/16"
3/8"	15/16"
1/2"	1-1/2"
5/8"	1-1/2"
3/4"	1-3/4"
7/8"	2"
1"	3"
1-1/4"	3-3/4"
1-1/2"	4-1/2"
2"	8"

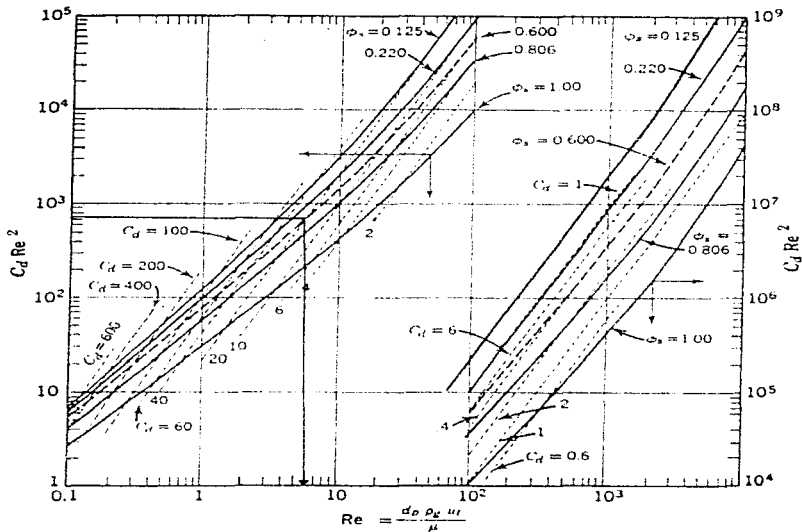
GRÁFICA 1

VISCOSIDAD DE GASES Y VAPORES DE HIDROCARBUROS



GRÁFICA 2

GRÁFICA PARA CALCULAR LA VELOCIDAD DE PARTÍCULAS QUE CAEN A TRAVÉS DEL FLUIDO.



Bibliografía

1. W.R. Grace
The Davison Chemical Guide to Catalytic Cracking.
Davison Chemical.
Artículo.
2. V.Erij, M. Rásina & M. Rudin.
Química y Tecnología del Petróleo y del Gas.
pp. 226 - 292.
3. Desintegración Catalítica.
Revista del Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos (IMIQU).
México, Marzo-Abril 1977; pp. 42 - 51.
4. Avalos Soria Alfredo, Gómez R. Elías R. Salazar Aguilar Sergio.
Alternativas Tecnológicas para Procesar Residuos Pesados Mediante
el Proceso de Disintegración Catalítica en México.
Tesis IPN-ESIQUE-IQP.
México D.F., 1991, pp. 89-102.
5. Desintegración catalítica en Lecho Fluido.
Publicaciones del Instituto Mexicano del Petróleo
México, D.F., 1993, pp.13-21, 35-48, 51-57, 127-135.
6. Manual de Operación de la Planta Piloto
Desintegración de Gasóleo FCC.
Departamento de Plantas Piloto
1993, pp. 23, 34-44, 72.
7. Kirk - Othmer
Fluiditation. Encyclopedia of Chemical Technology
Vol. 10, 3ra edition, pp.548-571.

8. Octave Levenspiel
Chemical Reaction Engineering
Edit. Repla, New York, 2da. edición.
pp. 339, 342, 557-568, 572-574.
9. Ing. M. Joel Delfin Medivil.
Plantas Piloto para el estudio de Proceso de Refinación y Petroquímica.
Artículo.
10. Características de las corrientes de las Plantas de la Refinería PEMEX
Superintendencia de Química
 - Departamento de catálisis (IMP).
 - Refinería "Miguel Hidalgo", Tula de Allende Hidalgo.
 - Refinería "Madero", Cd. Madero Tamaulipas.
11. Rase Howard F., Barrow M.H.
Ingeniería de Proyectos para plantas de proceso.
Edit. Continental, Mexico, 1982, pp. 61-82, 83-106
12. Smith J.M.
Ingeniería de la Cinética Química
Edit. Continental, Mexico, D.F., 1986
pp. 529-535, 692-698.
13. Kunii Daizo and Levenspiel Octave
Fluidization Engineering
Malabar Florida, 1987, Edit. Robert Krieger Publishing Company,
pp. 24-244, 76-77.
14. Trambouze Pierre, Van Landeghem Hugo y Wauquier Jean Pierre.
Chemical Reactors design/engineering/operation
France Paris, 1989, Edit. Technip, pp. 415-428.

15. CRANE
Flujo de Fluidos en válvulas, accesorios y tuberías.
Por la División de Ingeniería CRANE
México, 1989, Edit. Mc. Graw-Hill, pp. A-8

16. ASME Boiler and Pressure vessel.
Code an American National Standard.
The American Sopciety of Mechanical Engineers
New York, 1983, pp. 20-21, 336-338.

17. Manual del Ingeniero Mecánico.
Octava edición, Edit. Mac Graw-Hill
vol. 11, Cap. 8, pp. (8-142) - (8-146), (8-179) - (8-188).

18. Callahan F.J.
Swagelok
Tube Fitting and Installation Manual
Ltd, Niagara (Canada), 1985, pp. 34-47.

19. Arco's Updated Cat-Cracking Piloto Unit
Revista Chemical Engineering Progress
February, 1983, pp. 51-54

20. Volt Sterling E.
Aplication of Kinetic Model for Catalytic Cracking some correlations of
rate constants.
Revista Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop., vol.10
N.40, 1991, pp. 530-5 - 530-38.

21. Corella José, Fernández Ana y Vidal José M.
Pilot Plant for the Fluid Cracking Process: Determination of the kinetic
Parameters of Deactivation of the catalyst
Revista Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev., vol.25, N. 25,
1986, pp. 554-562.

22. Refining Pilot Plants
Prepared by: Nytel Corporation
1001 Cambridge Drive
Elk Grove Village, IL 60007, March, 1997, pp. W-20 - W-40
23. PARC
Technical services Update
Manual de ventas, pp. 39-48
24. Perry Robert H., Green Don W., Maloney James O.
Manual del Ingeniero Químico
México, 1992, 6ta edición, Edit. Mc Graw Hill
Tomo VI, pp.(22-119) - (22-148).