



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
ZARAGOZA**

**ANÁLISIS PARA DETERMINAR LOS FACTORES
EN LA PÉRDIDA DE CATALIZADOR EN UNA
UNIDAD CATALÍTICA EN MÉXICO**

TESIS

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:
INGENIERO QUÍMICO**

PRESENTA:

PEDRO ALBERTO QUIROZ CORTÉS

DIRECTOR DE TESIS:

ING. SALVADOR J. GALLEGOS RAMALES



MÉXICO, D.F.

AGOSTO DE 2014



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES

ZARAGOZA

CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

OFICIO: FESZ/JCIQ/ 541/14

ASUNTO: Asignación de Jurado

Alumno (a): Quiroz Cortés Pedro Alberto

PRESENTE

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

PRESIDENTE	I.Q. GONZALO RAFAEL COELLO GARCÍA
VOCAL	I.Q. SALVADOR JACINTO GALLEGOS RAMALES
SECRETARIO	I.Q. DOMINGA ORTIZ BAUTISTA
SUPLENTE	DR. ESTEBAN MINOR PÉREZ
SUPLENTE	DR. EDTSON EMILIO HERRERA VALENCIA

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

ATENTAMENTE

“POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU”

México D.F. a 6 de octubre de 2014

JEFE DE CARRERA

DR. ROBERTO MUNDOZA SERNA



AGRADECIMIENTOS

El presente trabajo primeramente se lo dedico a Dios, por darme salud, fortaleza y sabiduría para poder enfrentar este gran reto de concluir un logro más, el cual no será el último pero si el más importante en mi vida.

Agradezco a mis padres por la fe que depositaron en mí sin esperar nada a cambio, solamente el orgullo de hacer de mí una persona profesionista.

A mi mamá, Tereza Cortés de la Rosa, por el apoyo incondicional que me brindaste en esta etapa de mi vida, por aquellas noches de desvelo en las que estuviste a mi lado y por darme todo lo que pudiste para que pudiera salir adelante.

A mi papá, Pedro Quiroz Corona, por ser mi mejor amigo y consejero, por enseñarme que no hay barrera ninguna que me impida seguir adelante, por ahora solo me resta darte las gracias por todo tu cariño y comprensión que me diste desde que era pequeño, ya que hoy comienzo una nueva etapa como profesionista.

A mis hermanas Evelyn y Berenice, por el apoyo y motivación que me dieron para poder llegar a superarme y por estar conmigo en los momentos más difíciles, saben que cuentan con mi apoyo y quiero decirles que las quiero mucho.

A mis sobrinitos, Vanesa y Jorgito, porque han sido el motor que me inspira a vencer mis miedos y porque solo ustedes saben cómo llenarme de felicidad.

A mi familia, en especial a mi prima Gabriela Riva palacio por ser una gran persona y por todo el apoyo que me brindaste en el transcurso de mi carrera.

A la UNAM, por permitirme ser parte de la máxima casa de estudios y porque llevaré siempre su nombre presente.

A la FES ZARAGOZA, por brindarme los conocimientos necesarios que se quedarán en mí por el resto de mi vida y por enseñarme a superar cualquier obstáculo con el que me enfrente.

A todos mis profesores, por todos sus buenos deseos, enseñanzas y consejos y por toda la paciencia y comprensión que me tuvieron.

A mis amigos, en especial a Alberto, Miriam, Cintli, Estrella y Araxy, por todo su apoyo y buenos deseos que me inspiraron a seguir adelante.

Agradezco al Ing. Salvador J. Gallegos Ramales, por su comprensión, paciencia y grandes consejos para la realización de este proyecto de tesis.

Agradezco a MARQAND por darme la oportunidad de formar parte de su empresa, en especial agradezco al Ing. Eduardo Pedraza, por su apoyo, y consejos que me ayudaron a complementar este proyecto de tesis.

A PETROLEOS MEXICANOS (Gerencia de Proyectos de Alta Rentabilidad en Refinerías), por el apoyo para la realización de mi tesis.

Agradezco en especial al Ing. Víctor Manuel Esquivel Colotla, y al Ing. Gilberto Carlos Hernández Longoria, por la gran oportunidad que me dieron al desarrollar este proyecto de tesis, por sus consejos y apoyo para la oportuna culminación del trabajo, gracias por guiarme en el camino que me llevará al éxito.

MUCHAS GRACIAS

CONTENIDO

RESUMEN	i
INTRODUCCIÓN	iv
CAPÍTULO I	
GENERALIDADES	
1.1. Origen del Craqueo Catalítico Fluido.....	2
1.2. Desintegración Catalítica en México.....	7
1.3. Reactores catalíticos en lecho fluidizado.....	8
1.3.1. Velocidad mínima de fluidización.....	12
1.3.2. Velocidad superficial de fluidización.....	13
1.3.3. Velocidad terminal de partícula.....	13
1.4. Hidrodinámica de la fluidización.....	14
1.5. Craqueo Catalítico en Lecho Fluidizado.....	18
1.6. Tecnología de lecho fluidizado en combustión.....	21
1.6.1. Ventajas de un lecho fluidizado.....	22
1.6.2. Desventajas de un lecho fluidizado.....	22
1.7. Composición de la Carga FCC y Características.....	23
1.8. Generalidades del Catalizador de FCC.....	29
1.8.1. Catalizador de lecho fluidizado.....	30
1.8.2. Componentes del catalizador.....	31
1.8.3. Zeolita.....	31
1.8.4. Arcillas y aglutinante.....	33
1.8.5. Matriz activa.....	34

1.8.6. Aditivos para catalizador	36
--	----

CAPÍTULO II

OPERACIÓN Y FUNCIONAMIENTO DE UNA UNIDAD CATALÍTICA DE CONFIGURACIÓN ORTHOFLOW EN MÉXICO

2.1. Bases para el análisis de Proceso.	38
2.2. Condiciones, operación y funcionamiento del regenerador.	38
2.3. Condiciones, operación y funcionamiento de los ciclones del regenerador.....	42
2.4. Condiciones, operación y funcionamiento de los distribuidores de aire del regenerador.	46
2.5. Condición, operación y funcionamiento del calentador de aire.	48
2.6. Condiciones, operación y funcionamiento del riser.....	48
2.7. Elementos misceláneos	49
2.7.1. Indicadores de nivel.....	49
2.7.2. Indicadores de densidad.....	49
2.7.3. Boquillas para el aceite de antorcha.....	50
2.8. Sumario.	51

CAPÍTULO III

ANÁLISIS DE LOS FACTORES EN LA PÉRDIDA DE CATALIZADOR

3.1. Bases para el análisis del proceso.	53
3.2. Análisis de fluidización hidrodinámico para cálculo en el convertidor (reactor/regenerador).....	54
3.2.1. Cálculo de la velocidad del aire en los anillos interiores del regenerador.....	54
3.2.2. Cálculo de la velocidad del aire en los anillos exteriores del regenerador.....	56
3.2.3. Cálculo de la velocidad mínima de fluidización	57

3.2.4. Cálculo de la velocidad superficial de fluidización	61
3.2.4. Cálculo de la velocidad terminal de partículas.....	64
3.3. Análisis de la expansión del lecho fluidizado.....	66
3.3.1. Cálculo para el diámetro de burbuja.....	68
3.4. Análisis del distribuidor de aire (T - Grids).....	71
3.5. Análisis del separador ciclónico (Gas-Sólido) el convertidor (reactor/regenerador).....	75
3.5.1. Principio de operación de los ciclones de separación.....	76
3.5.2. Dimensiones principales de un separador tipo ciclónico.....	79
3.5.3. Fenómenos generados en un separador tipo ciclón.....	81
3.5.4. Tipo de velocidades de un separador ciclónico.....	85
3.6. Análisis de separación ciclónica (ciclones de primera etapa).....	88
3.6.1. Cálculos en el ciclón de separación de primera etapa.....	91
3.6.2. Cálculos en el ciclón de separación de segunda etapa.....	100
3.7. Análisis de la temperatura del lecho catalítico en el regenerador.....	103

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS

4. Análisis de resultados.....	107
4.1. Resultados del análisis hidrodinámico de fluidización en el regenerador.....	109
4.2. Análisis de resultados en los separadores ciclónicos en el regenerador.....	111
4.3. Circunstancias que puedan provocar pérdidas o costos adicionales.....	113

CAPÍTULO V

PROPUESTAS DE SOLUCIÓN

5.1. Propuestas futuras.....	115
------------------------------	-----

5.2. Beneficios.....	116
CONCLUSIONES.....	117
ANEXO A.....	119
INFORME FOTOGRÁFICO.....	119
ANEXO B.....	123
DIAGRAMAS	
BIBLIOGRAFIA.....	128

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Calores específicos en las reacciones del lecho catalítico	39
Tabla 2. Condiciones de proceso de una unidad catalítica en México	42
Tabla 3. Condiciones de proceso en los separadores ciclónicos.....	45
Tabla 4. Valores de operación en los anillos interiores.....	54
Tabla 5. Valores de operación en los anillos exteriores.....	56
Tabla 6. Condiciones de operación internas en el regenerador.....	59
Tabla 7. Condiciones generales para la fluidización	63
Tabla 8. Iteraciones para el cálculo de la velocidad terminal.....	66
Tabla 9. Relaciones características al diámetro del barril en los separadores ciclónicos de tipo convencional o estándar.....	89
Tabla 10. Configuraciones propuestas para el diseño de separadores ciclónicos....	90
Tabla 11. Comparación de las relaciones de los separadores ciclónicos en la relación de configuración de Stairmand.....	91
Tabla 12. Datos de operación del separador ciclónico de primera etapa	92
Tabla 13. Distribución del tamaño de particular en un separador ciclónico	97
Tabla 14. Datos de operación del separador ciclónico de segunda etapa.....	100
Tabla 15. Comparación de datos de diseño y caso operacional.....	107

ÍNDICE DE FIGURAS

Fig. 1 Unidad FCC diseño de flujo ascendente, Modelo I (Sadeghbeigi R., 2000). ...	3
Fig. 2 Unidad FCC diseño de flujo descendente, Modelo II.	4
Fig. 3 Unidad FCC diseño estacado o apilado, Modelo III.	5
Fig. 4 Unidad FCC, Modelo ESSO IV.	5
Fig. 5 Obtención de las gasolinas en los procesos del refino del petróleo.	6
Fig. 6 Unidad FCC Modelo Orthoflow F (Anchyeta J., 1998).....	7
Fig. 7 Clasificación de sólidos Geldart en	9
Fig. 8 Regímenes de fluidización en la caída de presión a lo largo del lecho ΔP con respecto a la velocidad del flujo (Varreira M., V.M. 2007).....	16
Fig. 9 Configuraciones FCC apiladas (Gary J., Handwerk G. y Kaiser M., 2007. ...	19
Fig. 10 Horno de lecho fluidizado (Castells, 2005)	21
Fig. 11 Proceso de destilación atmosférica (Kraus R. S. 2003).....	24
Fig. 12 Proceso de destilación a vacío (Kraus R. S. 2003).....	24
Fig. 13 Organigrama de proceso de una refinería (Kraus R. S. 2003).....	28
Fig. 14 Geometría de la zeolita Y (Davison G. 1996).....	32
Fig. 15 Geometría de zeolitas USY y REY (Sadeghbeigi R., 2000).....	33
Fig. 16 Clasificación de soportes de catalizador	35
Fig. 17 Sistema de ciclones de 2 etapas (Sadeghbeigi R., 2000).....	43
Fig. 18 Ciclones de dos etapas en el regenerador (Meyers R., 2003).....	44
Fig. 19 Diseño de la red de tuberías (Sadeghbeigi R., 2000).	46
Fig. 20 Ejemplo de un distribuidor de aire (Sadeghbeigi R., 2000).....	47
Fig. 21 Gráfico de Geldart para determinar la densidad de un sólido (Levenspiel O. 1999).....	57
Fig. 22 Clasificación los diferentes tipos de “slugs”	61
Fig. 23 Coeficiente de resistencia para esferas, discos y cilindros (Perry R.H., 1988).	65
Fig. 24 Burbujas en el lecho catalítico (Levenspiel O., 1988).	70
Fig. 25 Clasificación de las grillas o distribuidores de aire (Levenspiel O., 1988)...	71

Fig. 26 a) Formación de burbujas para una velocidad en el orificio relativamente baja, b) para altas velocidades, formación inicial del distribuidor. (Levenspiel O., 1988).....	72
Fig. 27 Dirección de flujo en el interior de un separador ciclónico (Conesa J.A) ...	77
Fig. 28 Ciclón de entrada axial y salida periférica (Conesa J.A).....	78
Fig. 29 Vista superior y lateral de la configuración de entrada de un ciclón de separación de partículas (Conesa J.A).....	79
Fig. 30 Dimensiones principales de un ciclón de entrada axial y salida periférica...	80
Fig. 31 Fuerzas de interacción de una partícula dentro de un ciclón.....	81
Fig. 32 Perfil de velocidad axial en un ciclón (Aguilar M. H., 2008)	85
Fig. 33 Perfil de velocidad axial en un ciclón (Aguilar M. H., 2008)	86
Fig. 34 Perfil de velocidad radial en un ciclón (Aguilar M. H., 2008).....	86
Fig. 35 Perfil de velocidad radial en un ciclón (Aguilar M. H., 2008).....	87
Fig. 36 Perfil de velocidad tangencial en un ciclón (Aguilar M. H., 2008)	88
Fig. 37 Relaciones de magnitudes en un separador ciclónico	90

NOMENCLATURA

a = Altura de la entrada del fluido

A = Área transversal del lecho (m^2)

A = Área transversal del reactor m^2

B = Ancho de la entrada del fluido

B = Diámetro de salida de las partículas sólidas.

d_p = Diámetro de la partícula(m)

D_e = Diámetro del buscador de vórtices

D_c = Diámetro del ciclón (m)

D_c = Diámetro principal del ciclón

F_a = Fuerza de arrastre (N)

F_c = Fuerza centrífuga (N)

F_f = Fuerza de flotación (N)

F_g = Fuerza de gravedad (N)

g = Aceleración de la gravedad ($\frac{m}{s^2}$)

G = Factor de configuración del ciclón

h = Altura del cilindro principal

H = Altura total del ciclón

K_0 = Frecuencia constante (hr – 1atm – 1)

L = Altura del lecho (m)

$m_i =$ Porcentaje masico %

$m_p =$ Masa de la partícula (Kg)

$n =$ Exponente de viscosidad del gas

$n =$ Exponente del vórtice

$N_H =$ Número de cabezas de velocidad a la entrada del ciclón

$P_{O_2} =$ Presión parcial del oxígeno

$Q_b =$ Flujo visible de burbujas $\left(\frac{m^3}{s}\right)$

$Q =$ Flujo volumétrico del aire en el lecho $\left(\frac{m^3}{s}\right)$

$Q =$ Flujo volumétrico de entradas del gas $\left(\frac{m^3}{s}\right)$

$R =$ Constante del gas $\left(\frac{BTU}{lb \frac{mol}{R}}\right)$

$r_c =$ Radio de la curvatura (m)

$r =$ Radio de rotación

$S =$ Altura del buscador de vórtices

$T =$ Temperatura, grados rankie (R)

$U_g =$ velocidad de entrada del gas en el ciclón $\left(\frac{m}{s^2}\right)$

$U_{mf} =$ Velocidad mínima de fluidización $\left(\frac{m}{s}\right)$

$U_a =$ Velocidad promedio de las burbujas $\left(\frac{m}{s}\right)$

$U_o =$ Velocidad superficial $\left(\frac{m}{s}\right)$

$V_T = \text{Velocidad radial } \left(\frac{m}{s}\right)$

$V_t = \text{Velocidad tangencial } \left(\frac{m}{s}\right)$

$V_t = \text{Velocidad tangencial } \left(\frac{m}{s}\right)$

$V_f = \text{Volumen del fluido desalojado } (m^3)$

$W = \text{Carbón sobre el catalizador, (fracción wt)}$

LETRAS GRIEGAS

$\Delta E = \text{Energía de activación } \left(\frac{BTU}{lb} - mol\right)$

$\Delta p = \text{Caída de presión (KPa)}$

$\varepsilon_{mf} = \text{Porosidad mínima de fluidización (-)}$

$\varepsilon = \text{Porosidad (-)}$

$\eta_i = \text{Eficiencia fraccional}$

$\eta_T = \text{Eficiencia total}$

$\mu_g = \text{Viscosidad del gas } \left(\frac{kg}{m*s}\right)$

$\mu = \text{Viscosidad dinámica del fluido } \left(\frac{kg}{m*s}\right)$

$\pi = Pi$

$\rho = \text{Densidad del fluido } \left(\frac{kg}{m^3}\right)$

$\rho_p = \text{densidad del fluido } \left(\frac{kg}{m^3}\right)$

$\rho_g = \text{Densidad del gas } \left(\frac{kg}{m^3}\right)$

$\rho_s = \text{densidad del sólido } \left(\frac{kg}{m^3}\right)$

$\tau_i = \text{Tiempo de relajación (s)}$

RESUMEN

La desintegración catalítica FCC (Fluid Catalytic Cracking), es uno de los procesos de mayor importancia dentro de los esquemas del refino del petróleo debido a la conversión de productos de bajo valor estratégico a productos de alto valor económico y productivo, como son principalmente las gasolinas y olefinas (propileno, butileno y amilenos, etc.).

El proceso del refino del petróleo, es objeto de actuales cambios tecnológicos enfocados en optimizar la operación de proceso en las unidades catalíticas, con el propósito principal de mejorar el funcionamiento y operación para maximizar el rendimiento de los productos valiosos.

Actualmente los problemas operacionales que se presentan en las unidades de craqueo catalítico, pueden provocar un impacto económicamente fuerte en la rentabilidad de una refinería por concepto de adquisición de catalizador, considerando como factor principal al arrastre de finos en los separadores ciclónicos de la sección de regeneración.

Debido a que los catalizadores catalíticos son caros, y en consideración a las grandes cantidades de pérdidas de catalizador que se tienen, se planteó el objetivo de realizar un análisis a los componentes de una unidad catalítica en México, para determinar los factores que influyen en la pérdida de catalizador y comprobar en que los componentes que integran la unidad, persiste una tasa considerable de fuga de catalizador.

Para poder emprender el estudio catalítico, se tuvo que seleccionar el tipo de tecnología FCC, el cual es de tipo “estacado” o apilado, al ser un avance tecnológico reciente y de combustión total por licitantes de tecnología FCC, para reducir las emisiones de CO₂ a la atmosfera apegándose a la normatividad vigente.

Para desarrollar el análisis en el regenerador, primero se requirió conocer la descripción del proceso de craqueo en una unidad catalítica de una refinería de PEMEX, para determinar las condiciones de operación y funcionamiento actuales a las que opera y funciona la unidad.

Posteriormente se tuvo que comparar los datos actuales de operación de la unidad con los datos de diseño, donde fue necesario revisar algunos documentos de ingeniería básica y de detalle de los equipos y componentes que integran la unidad para establecer algunos datos importantes como caídas de presión, que serán los parámetros a establecer en el análisis.

Los alcances del trabajo, se definieron en base a los requerimientos necesarios en la investigación, los cuales se enfocaron únicamente en la sección de regeneración de catalizador, al ser considerada como la zona de mayor pérdida de catalizador a través de los separadores ciclónicos.

Para desarrollar los cálculos, se tomaron ecuaciones basadas de una metodología aplicada en referencias bibliográficas, usando aproximaciones de las propiedades como las densidades y viscosidades tanto del catalizador como el aire del soplador, obtenidos de tablas y anexos.

Los valores obtenidos se sustituyeron en las ecuaciones de la metodología de cálculo, donde se pudo comprobar mediante una comparación entre los datos de diseño de la unidad con los valores obtenidos en el análisis, que las caídas de presión a través de los separadores ciclónicos de segunda etapa están excesivamente fuera de los parámetros establecidos de diseño, concluyendo que la operación en la unidad no es la adecuada.

Con los resultados obtenidos comprobamos que el objetivo propuesto se cumple, ya que es necesario realizar una adecuación a los componentes que integran la unidad, debido a que con las respectivas modificaciones se podrá mantener estable la rentabilidad de la refinería, obteniendo un mayor incremento de productos FCC, logrando una disminución económica por concepto de adquisición de catalizador.

INTRODUCCIÓN

La Industria de refino del petróleo ha sufrido modificaciones y cambios radicales que datan desde el año de 1950, en relación al tamaño de las unidades de proceso, por demandas variables de productos y nuevas fuentes de petróleo a partir de arenas y pizarras que han causado que la tecnología y economía actual del petróleo sea una ciencia compleja y sofisticada.

Actualmente, existen alrededor de 681 centros de refinerías, de las cuales el 21.9% están localizadas en Estados Unidos de América, según la EIA (Energy Information Administration).

No.	País	Número de Refinerías*	No.	País	Número de Refinerías*
1	Estados Unidos	149	7	India	17
2	China	51	8	Alemania	15
3	Rusia	41	9	Brasil	13
4	Japón	31	10	Francia	13
5	Canadá	21	21	México	6
6	Italia	17		MUNDIAL	681

México está en el desarrollo de los centros de refinación más importantes alrededor del mundo, al contar con al menos una de sus refinerías más grandes. La refinería con mayor capacidad en México es Salina Cruz con una producción de 330 MBD.

A razón de incrementar la capacidad de producción en BPD en las refinerías mexicanas y con el propósito de satisfacer las necesidades de la población en el consumo de hidrocarburos, PEMEX ha decidido optar por la reconfiguración de sus unidades para una mayor producción de gasolinas.

PEMEX dio a conocer que la construcción de la nueva refinería ubicada en Tula, ha tenido varios retrasos y el papel de construcción sigue vigente. Hoy en día y con los avances y beneficios que traerá la “Reforma Energética”, se busca invertir en la reconfiguración de muchas unidades en las refinerías entre las cuales destacan las Unidades de craqueo catalítico, debido a que son las que generan mayor valor económico en la rentabilidad de las refinerías.

Tras el paso de obtener un incremento de producción en la capacidad de las refinerías, PEMEX se encuentra en una problemática en relación de sus unidades catalíticas para la generación de mayor producción de gasolinas, en las cuales no es posible por problemas en base a la excesiva pérdida de catalizador.

El catalizador de FCC, es un material por lo general un metal u óxido de metal, que promueve o acelera la reacción química específica sin perjudicar a las reacciones de desintegración catalítica. El catalizador FCC es muy costoso y muy solicitado para las unidades de craqueo.

En base de generar propuestas de solución que ayuden a mejorar la pérdida de finos en las unidades catalíticas y que afecta la rentabilidad de la refinería de manera indirecta, se pretende realizar un análisis a sus componentes que la integran, mediante el planteamiento del siguiente objetivo general:

- Realizar un análisis a los componentes de una unidad catalítica en México, para determinar los factores que influyen en la pérdida de catalizador.

Y los objetivos particulares a cumplir, son:

1. Comprender el proceso de craqueo catalítico y sus generalidades

2. Revisar y obtener datos de operación de una unidad catalítica en México, para realizar un análisis.
3. Llevar a cabo un análisis a los factores en la pérdida de catalizador de una unidad catalítica.
4. Sugerir propuestas de solución para mejorar la operación y funcionamiento en la unidad, con incrementos de gasolinas catalíticas.

Este proyecto refleja la importancia de llevar a cabo un análisis a los componentes que integran una unidad catalítica y para mejor entendimiento a la problemática a analizar, se estructuró el proyecto de la siguiente manera:

El primer capítulo de este proyecto de investigación muestra de manera general una breve historia del origen del craqueo catalítico fluido y el proceso de desintegración catalítica en México. También plantea las bases de la hidrodinámica de la fluidización y los fenómenos que la conforman. Se mencionan las características de la composición de la carga y algunas generalidades del catalizador para unidades FCC.

El capítulo dos muestra una recopilación de los datos de funcionamiento y las condiciones de operación de los componentes que conforman el regenerador de una FCC, como son: Los separadores ciclónicos, los distribuidores de aire, condiciones del calentador de aire, condiciones de los elementos misceláneos, etc.

En el capítulo tres, se muestran las ecuaciones teóricas que describen el comportamiento del lecho fluidizado y los resultados del estudio de la hidrodinámica de fluidización que se llevó a cabo en el regenerador de la FCC, además se muestra el análisis que se realizó en los separadores ciclónicos.

Los resultados obtenidos en el capítulo anterior del análisis, son detallados en el capítulo cuarto, para detectar los factores causantes a la pérdida de finos (catalizador). A su vez en este capítulo se da énfasis al planteamiento de las principales propuestas de solución que se detectaron a lo largo del proyecto.

Finalmente en el capítulo cinco se puntualizan propuestas de solución, con el fin de mejorar el desempeño de la unidad y se mencionan los beneficios que esto generarían al dar seguimiento a dichas propuestas.

CAPÍTULO I

GENERALIDADES



1.1. Origen del Craqueo Catalítico Fluido.

A comienzos del siglo XX, la industria del petróleo era considerada como la fuente principal en la generación de combustibles para el consumo automotriz en la producción de gasolina. Con las innovaciones realizadas en el calentamiento del petróleo crudo, se descubrió que las moléculas de hidrocarburos se podían romper y posteriormente lograr la agrupación de las mismas, donde el resultado era un aumento en el rendimiento de la gasolina y en la proporción de compuestos cíclicos.

Existen diferentes procesos en el refinado del petróleo, de los cuales el “cracking” o desintegración es uno de los más importantes. Esta desintegración se basaba en el rompimiento de compuestos de altas cadenas de carbono en las fracciones pesadas de petróleo, mediante una destilación para generar compuestos de alto valor productivo como la gasolina y gas LP.

El primer proceso destructivo en la descomposición de moléculas, tomaba a la temperatura como agente de activación. Este proceso fue denominado craqueo térmico o pirolisis a presión. Su interés era el hecho de que las moléculas de menor peso molecular al ser craqueadas endotérmicamente, generaban productos de alto valor económico.

Su eficiencia del proceso era limitada, porque debido a las elevadas temperaturas y presiones se depositaba una gran cantidad de coque (combustible sólido y poroso) en los reactores. Con esto se exigía el empleo de temperaturas y presiones aún más altas para craquear el crudo.

Más tarde se necesitó la presencia de un catalizador para producir moléculas ramificadas en la zona de ebullición de la gasolina, con mejores propiedades (mayores índices de octano), que era utilizado como combustible de motores de alta potencia empleado en los aviones comerciales.

El proceso para producir gasolina de alto octano a elevadas temperaturas y presiones mediante el uso de un catalizador, recibió el nombre de craqueo catalítico fluido o proceso FCC (Fluid Catalytic Cracking).

Una unidad catalítica está conformada por un reactor y un regenerador unidos por un tubo vertical denominado riser, los cuales tienen la finalidad de romper fracciones de gasóleo pesado a altas temperaturas y presiones mediante el implemento de un catalizador para la obtención de gasolina de alto valor.

El desarrollo de este proceso tomó lugar en 1930 (Meyers R.A., 2003) en los Estados Unidos, más tarde la primer unidad comercial con un diseño de flujo ascendente Modelo I, como se muestra en la (figura 1), fue puesto en marcha en la refinería de Baton Rouge Louisiana en Nueva Jersey en el año de 1942, donde sus comienzos de operación datan del año de 1938 (Sadeghbeigi R., 2000).

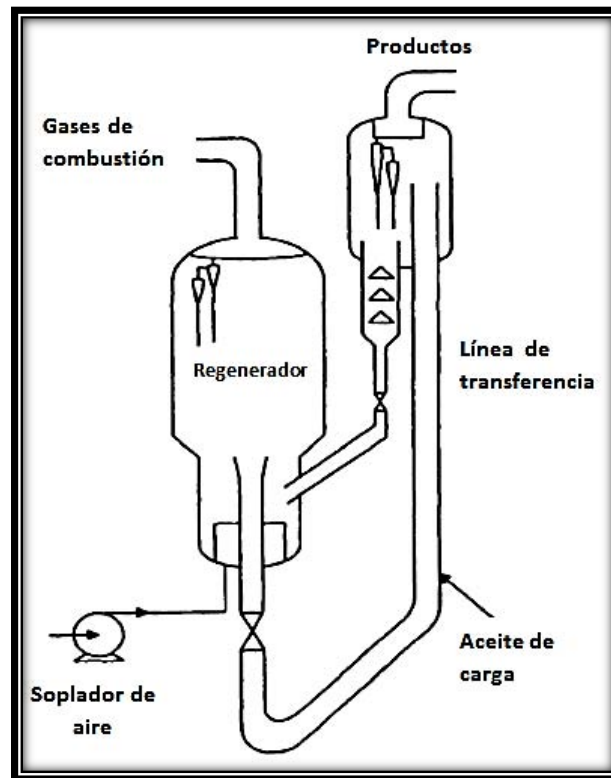


Fig. 1 Unidad FCC diseño de flujo ascendente, Modelo I (Sadeghbeigi R., 2000).

La unidad Modelo I, estaba conformada por dos unidades lado a lado, unidos entre sí por un tubo denominado riser ubicado en la parte inferior de la unidad, el cual actuaba como una línea de transferencia de unión del reactor/regenerador y que transportaba la carga en dirección al reactor de manera ascendente.

Poco después surge el diseño del Modelo II, el cual fue a base del Modelo I, ya que de igual forma estaba integrado por dos unidades lado a lado (reactor/regenerador) unidos por un tubo riser que guiaba a la carga de crudo de manera descendente como se muestra en la (figura 2).

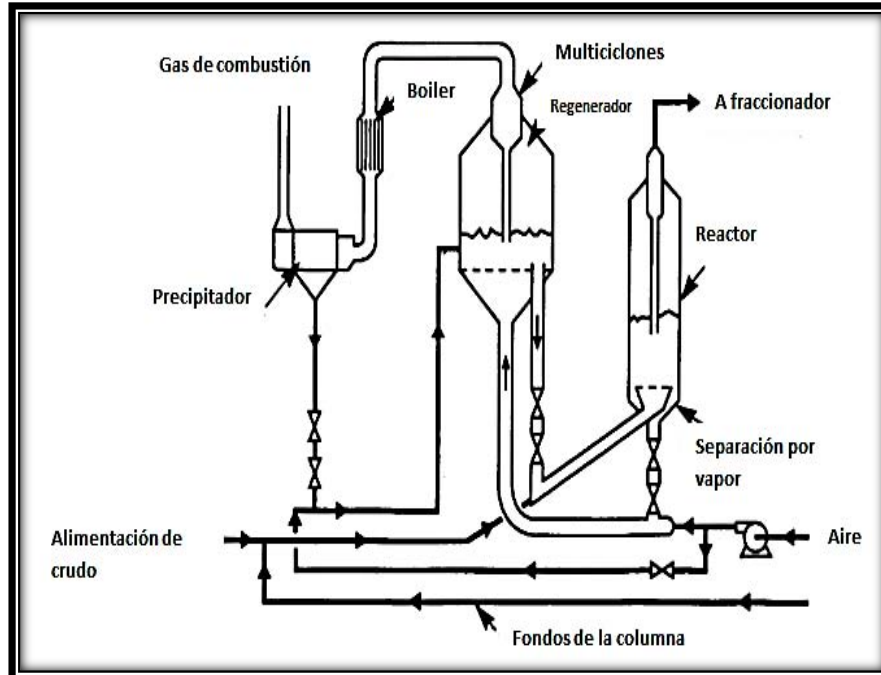


Fig. 2 Unidad FCC diseño de flujo descendente, Modelo II.

El Modelo III tomó auge alrededor del año de 1954, este fue un diseño de tipo estacado (figura 3), el cual constaba del reactor sobre regenerador que conformaban una sola unidad apilada, que eran unidos por el tubo vertical denominado riser, fue un diseño que eliminó las líneas externas para el catalizador proporcionado en anteriores diseños. Este Modelo fue introducido por la compañía M. W. KELLOGG en el año de 1951.

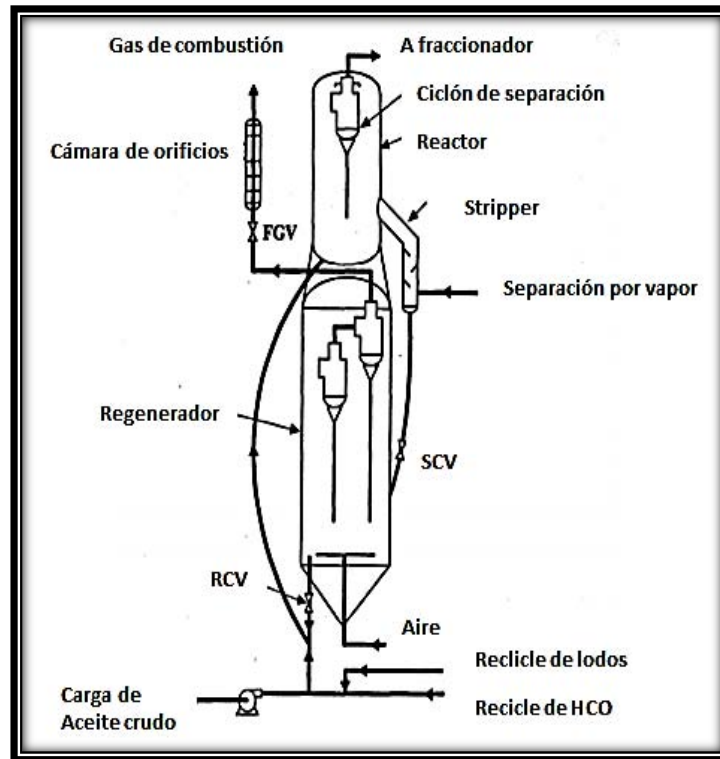


Fig. 3 Unidad FCC diseño estacado o apilado, Modelo III.

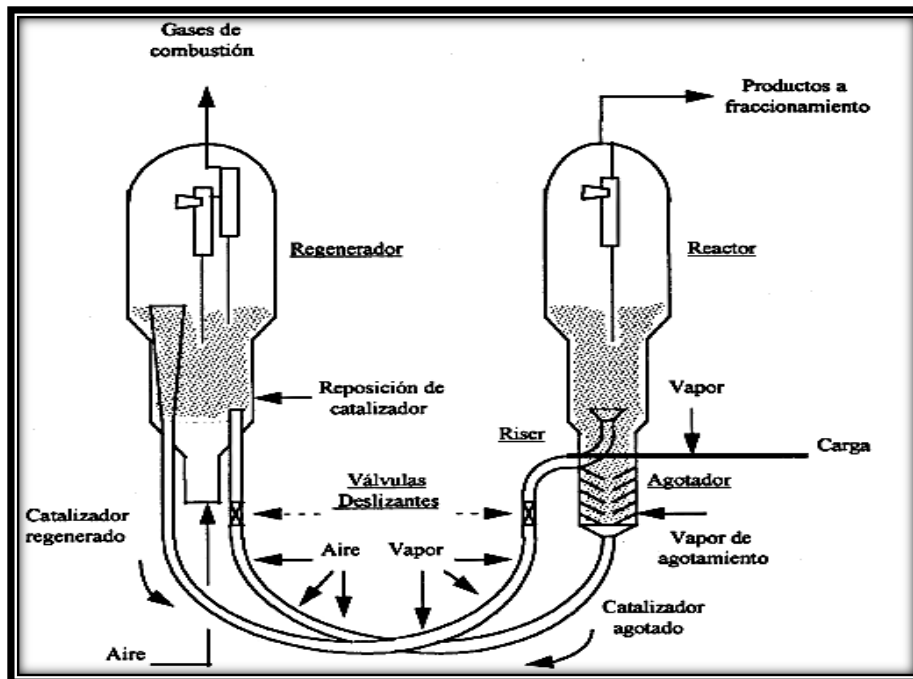


Fig. 4 Unidad FCC, Modelo ESSO IV.

Para el año de 1952, la compañía EXXON, introduce el Modelo IV el cual estaba conformado por dos unidades lado a lado, unidas por un tubo riser en forma de U, en el que se introducía vapor para fomentar las reacciones de desintegración catalítica y otro tubo con la misma forma en donde se introducía aire para llevar a cabo la combustión del catalizador a regenerar, como se muestra en la (figura 4) anteriormente.

Actualmente existen 6 licenciadores de tecnología FCC a nivel mundial, que han diseñado y modificado las unidades catalíticas desde la década de los 40's, estos licenciadores son:

- ABB Lummus Global
- Exxon Research and Engineering (ER&E)
- Kellogg Brown & Root –KBR
- Shell Oil Company
- Stone & Webster Engineering Corporation (SWEC)/IFP
- UOP (Universal Oil Products)

El proceso FCC es una de las más importantes y sofisticadas contribuciones en la refinación del petróleo, debido a este proceso se logra obtener usualmente del 35% al 40% de la capacidad de destilación del crudo. En la figura 5, se muestra un esquema general del % en volumen de obtención de las gasolinas en el proceso del refino del petróleo.

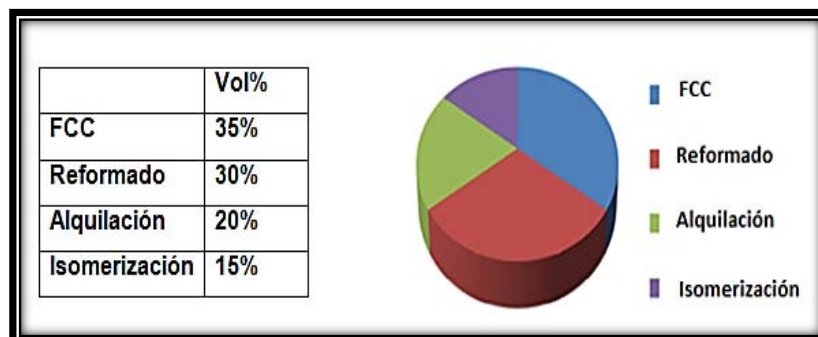


Fig. 5 Obtención de las gasolinas en los procesos del refino del petróleo.

1.2. Desintegración Catalítica en México

La desintegración catalítica FCC, comenzó su proceso en México en el año de 1958 con la adquisición de una unidad modelo IV de la compañía ESSO (figura 4), con capacidad de 25,000 BPD para la ex Refinería de Azcapotzalco, la cual tras el paso del cierre de esta refinería en el año de 1993, fue trasladada a la Refinería de Cadereyta y rediseñada por la compañía Stone & Webster (S&W).

En el año del 1960 una nueva unidad de mayor capacidad (43,000 BPD) modelo ESSO-IV fue adquirida para la Refinería de Cd. Madero, la cual fue rediseñada en 1972 para incrementar su capacidad a 51,000 BPD. Posteriormente en 1963 se optó por la adquisición de una unidad modelo UOP para la Refinería de Minatitlán con una capacidad de 24,000 BPD.

A partir de 1972 se inició la adquisición de unidades FCC Modelo Orthoflow (figura 6) y hasta el año de 1988 el Modelo Ultra Orthoflow, diseños por la compañía Kellogg.

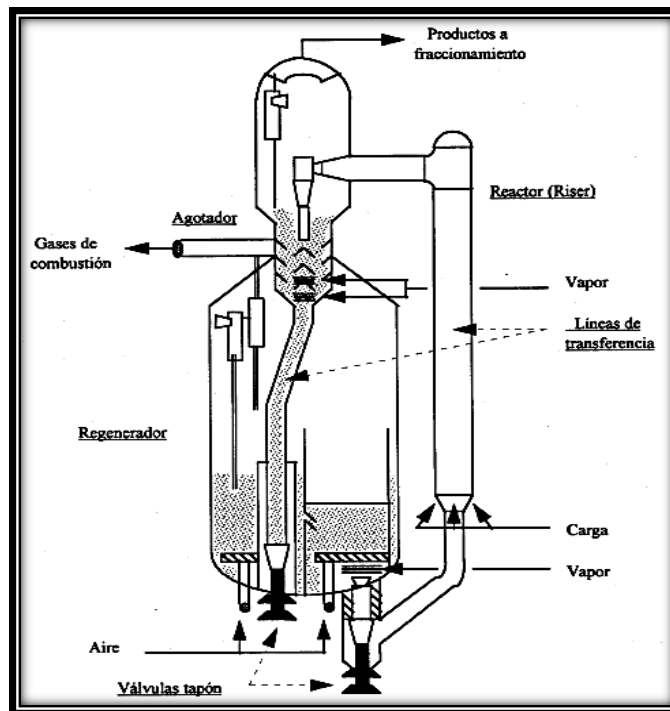


Fig. 6 Unidad FCC Modelo Orthoflow F (Anchyeta J., 1998)

La diferencia entre ambos Modelos es que el Orthoflow opera a combustión parcial y el modelo Ultra Orthoflow a combustión completa.

Un reactor Orthoflow es un equipo en donde se lleva a cabo el proceso de desintegración catalítica, este es uno de los procesos más recientes en la tecnología FCC en la refinación del petróleo debido al valor estratégico y económico de los productos que se obtienen, principalmente gasolina y olefinas. Las unidades con un reactor de este tipo tienen la aptitud de generar gasolinas comerciales y sirven como proveedor de materias primas para la industria petroquímica.

1.3. Reactores catalíticos en lecho fluidizado.

La formación del anhídrido ftálico es altamente exotérmica, por lo que el diseño más cuidadoso para la eliminación de calor en los reactores de lecho empacado se hizo incontrolable, ocasionando disparos de temperatura, fundición en reactores e inclusive explosiones (Kunii, D y Levenspiel, O, 1991).

A raíz de esta circunstancia se hizo presente la invención de reactores con lechos fluidizados, los cuales se caracterizaron por la presencia de sólidos en suspensión, motivo que dio solución a esta peligrosa situación.

El estudio de los reactores comenzó en el año de 1973 por Geldart y más tarde por Geldart y Abrahamson en 1978, quienes estudiaron el comportamiento de los diferentes tipos de sólidos cuando son sometidos a un fluido en movimiento (fluidización). Ellos elaboraron una clasificación de sólidos en los tipos A, B, C y D, que se conoce con el nombre de clasificación Geldart. Dicha gráfica se muestra en la figura 7.

En esta clasificación se puede observar que el tipo de fluidización se puede alcanzar a partir del diámetro medio equivalente de partícula (ya que normalmente se tiene una distribución de tamaños de partícula y las densidades del fluido y del sólido).

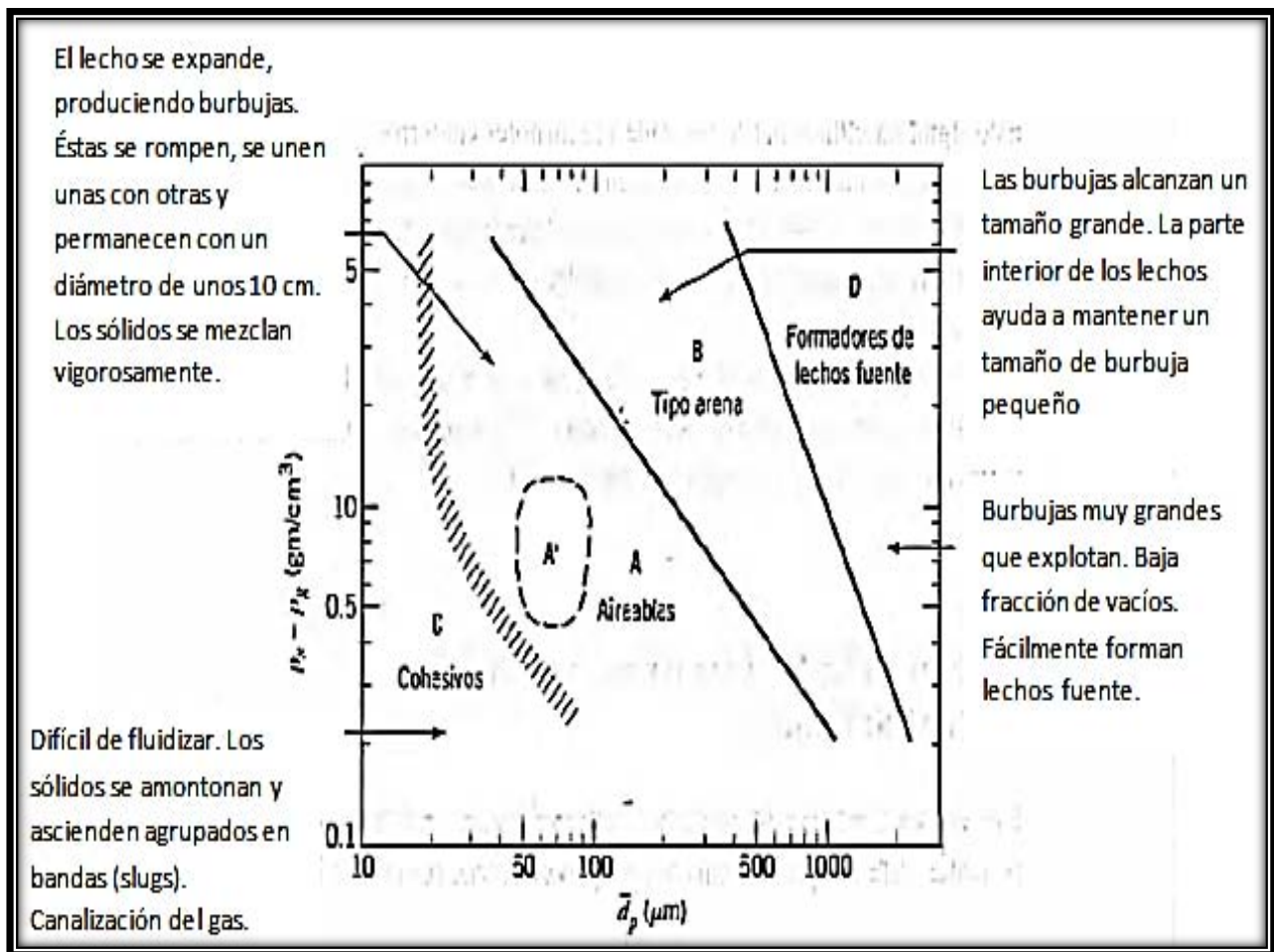


Fig. 7 Clasificación de sólidos Geldart en Lecho fluidizado (Kunii D. y Levenspiel O., 1991).

Geldart da la siguiente clasificación de los diferentes tipos de sólidos utilizados en los reactores de lecho fluidizado, en los que destacan los de clase A de tipo aireable, los de clase B de tipo burbujeante, los de clase C de tipo arena y los de clase D o formadores de lechos fuente.

Clase A: (Aireables)

A este tipo de sólidos les corresponde una fluidización fácil, con tamaños de partículas pequeños entre los 30-150 μm con baja densidad $<1500 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$. Son caracterizados por tener un comportamiento “abnormal”, $U_{\text{mb}} > U_{\text{mf}}$, la velocidad de las burbujas es mayor que la de la fase densa, $U_b > U_e$ y la fracción de huecos en la emulsión crece con la velocidad del fluido, $\epsilon_e > \epsilon_{\text{mf}}$.

Clase B: (Burbujeantes)

A este tipo de sólidos les corresponde una fluidización puramente agresiva, con tamaños de partículas pequeños entre los 150 y 500 μm y densidades de partícula entre 1500 y 4000 $\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$. Tiene un comportamiento “normal”, $U_{\text{mb}} = U_{\text{mf}}$, y la fracción de huecos en la emulsión es aproximadamente constante e igual a la mínima de fluidización en un rango normal de velocidad del fluido, $\epsilon_e > \epsilon_{\text{mf}}$.

Clase C: (Cohesivos)

Este tipo de sólidos corresponde principalmente a polvos ($d_p < 30 \mu\text{m}$ y cualquier densidad) con gran capacidad de cohesión formando agregados que difícilmente se fluidizan y dan lugar a canalizaciones. La consideración de que en un lecho fluidizado las partículas flotan y no interaccionan entre ellas solo es válido para partículas relativamente grandes.

Clase D:

Fluidización posible pero de baja calidad: corresponde a la fluidización de partículas grandes ($d_p > 400 \mu\text{m}$) y/o muy densas ($\rho_p > 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$). La velocidad del gas en la fase densa es alta, y si se llega a formar burbujas, éstas tienen una velocidad menor que las de los grupos A y B. Se suelen formar burbujas mal definidas y glóbulos.

Aunque las propiedades del sólido y las del fluido determinan el tipo de fluidización, hay otros factores que influyen sobre la agitación del sólido, el tamaño de burbuja y la extensión de la heterogeneidad. Estos factores incluyen la geometría del lecho (cuanto más alto y estrecho mayor globalización) el flujo de gas, el tipo de distribuidor y los dispositivos internos. La diferencia de comportamiento (conversión y selectividad) entre una planta pequeña y otra grande reside de forma crítica en el diseño de los dispositivos internos y del distribuidor del gas.

Una vez establecidos los fundamentos teóricos en la fluidización, es necesario conocer los tres valores hidrodinámicos que la caracterizan: la velocidad mínima de fluidización, la velocidad de arrastre y la expansión del lecho en función de flujo.

Para poder conocer el significado de estos valores hidrodinámicos es necesario conocer los fenómenos que se llevan a cabo dentro de un reactor fluidizado y se denominan regímenes de contacto G/S. Para un régimen en un reactor, se considera un sólido de tamaño d_p , en un lecho con área de sección transversal A , en el cual fluye un gas a una velocidad superficial U_0 .

La simplificación de las ecuaciones viene dada por las siguientes cantidades adimensionales:

$$dp^* = dp \left[\frac{\rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (1)$$

$$U^* = U \left[\frac{\rho_g^2}{\mu (\rho_s - \rho_g) g} \right]^{\frac{1}{3}} = (Re_p)/dp \quad (2)$$

1.3.1. Velocidad mínima de fluidización.

La velocidad mínima de fluidización U_{mf} , es la velocidad superficial del gas a la que el lecho comienza a fluidizar (Levenspiel O., 1999). Se ha comprobado experimentalmente que esta velocidad es dependiente del tamaño y la densidad de las partículas del lecho, de las propiedades del gas fluidizante y de las condiciones de presión y temperatura en las que se lleva a cabo el proceso (Varreira M., V.M. 2007).

La velocidad de mínima fluidización, define el trayecto del estado de lecho fijo al de lecho fluidizado. Es posible obtener una expresión para su cálculo igualando la expresión de pérdida de carga en el lecho fijo con la ecuación de Ergun. Así se obtiene:

$$(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g) = 150 \frac{\mu_g U_{mf} (1 - \varepsilon_{mf})^2}{d_p^2 \varepsilon_{mf}^3} + 1.75 \frac{\rho_g U_{mf}^2 (1 - \varepsilon_{mf})}{d_p \varepsilon_{mf}^3} \quad (3)$$

Donde:

ε_{mf} = porosidad mínima de fluidización (-)

ρ_p = densidad del fluido $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

ρ_g = densidad del sólido $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

U_{mf} = Velocidad mínima de fluidización $\left(\frac{m}{s}\right)$

d_p = diámetro de la partícula (m)

μ_g = Viscosidad del gas $\left(\frac{kg}{m*s}\right)$

1.3.2. Velocidad superficial de fluidización.

La velocidad superficial, U_o^+ es considerada como la velocidad con la que circula el fluido, se calcula como caudal Q $\left(\frac{m^3}{s}\right)$ dividido por la sección S del cuerpo geométrico $\left(\frac{\pi}{4} * D^2\right)$ siendo D el diámetro del reactor cilíndrico.

Esta velocidad representa un fenómeno donde las partículas salen del lecho cuando la velocidad del gas supera lo que se denomina velocidad terminal U_t^* .

La velocidad está dada por la ecuación:

$$U_o = \frac{Q}{A} \quad (4)$$

Donde:

$U_o =$ Velocidad superficial $\left(\frac{m}{s}\right)$

$Q =$ Flujo volumétrico del aire en el lecho $\left(\frac{m^3}{s}\right)$

$A =$ Área transversal del reactor (m^2)

1.3.3. Velocidad terminal de partícula.

La velocidad terminal indica el límite, en el cual las partículas individuales se alejan de la pared y su velocidad al aumentar se volverá estable. Es decir, indica cuando las partículas salen del lecho al superar lo que se denomina velocidad terminal, U_T . Esta ecuación para partículas esféricas, viene dada por la siguiente expresión:

$$U_T = \sqrt{\frac{4 * g * d_p * (\rho_p - \rho_g)}{3 * Cd * \rho_g}} \quad (5)$$

Levenspiel recomienda que la velocidad terminal de una partícula individual, no es muy útil para estimar, cuando se produce un arrastre considerable de sólidos.

Una vez conocidos los fundamentos involucrados en la fluidización, se tiene que tener conocimiento de la manera en que ellos afectan al lecho catalítico y sus repercusiones que se puede tener debido a problemas de operación, esto se logra realizando un estudio de hidrodinámica de fluidización.

1.4. Hidrodinámica de la fluidización.

El proceso de fluidización puede distinguir dos tipos de lechos fluidizados: el gas-sólido y el líquido-sólido. En este análisis se tratará el sistema gas-sólido ya que es el que se lleva a cabo en la unidad catalítica posterior a analizar.

El comienzo de la fluidización está asociado a una pérdida de carga del gas a lo largo del lecho que es igual al peso aparente de todas sus partículas por unidad de área de lecho perpendicular a la dirección del peso (Varreira M., V.M. 2007). En general se puede escribir:

$$\text{Pérdida de carga en el lecho} = \frac{\text{Peso aparente de las partículas del lecho}}{\text{Sección transversal del lecho}} \quad (6)$$

El efecto, suponiendo un lecho de partículas de densidad ρ_p , con una altura L en un depósito de sección transversal A , siendo ε la fracción de vacío y ρ_g la densidad del gas fluidizante, se define la pérdida de carga a través de éste como:

$$\Delta p = \frac{(\rho_p - \rho_g)LA(1 - \varepsilon)g}{A} \quad (7)$$

Simplificando la Ecuación (7), se tiene:

$$\Delta p = (\rho_p - \rho_g)L (1 - \varepsilon)g \quad (7.1)$$

Donde:

$\Delta p =$ Caída de presión (KPa)

$\rho_p =$ densidad del fluido $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

$\rho_g =$ densidad del sólido $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

$L =$ Altura del lecho (m)

$\varepsilon =$ Porosidad (-)

Para poder analizar la diferencia de fases entre un lecho fijo y un fluidizado en relación con la trayectoria del lecho y la velocidad superficial del gas, hacemos referencia a la figura 8. En la cual se puede apreciar la transición de la fluidización en base a la velocidad del flujo y caída de presión

En esta figura observamos que la curva tiene diferente forma según la variación de la velocidad del gas en sentido ascendente o descendente. El hecho de que exista mayor pérdida de carga en el tramo O'AB de la curva en sentido ascendente, se debe a la necesidad de vencer las fuerzas de atracción entre las partículas del lecho cuando se incrementa la velocidad del gas desde cero.

En la curva de sentido descendente el comportamiento es diferente debido a que se parte del lecho fluidizado, habiéndose vencido por tanto esas fuerzas entre partículas.

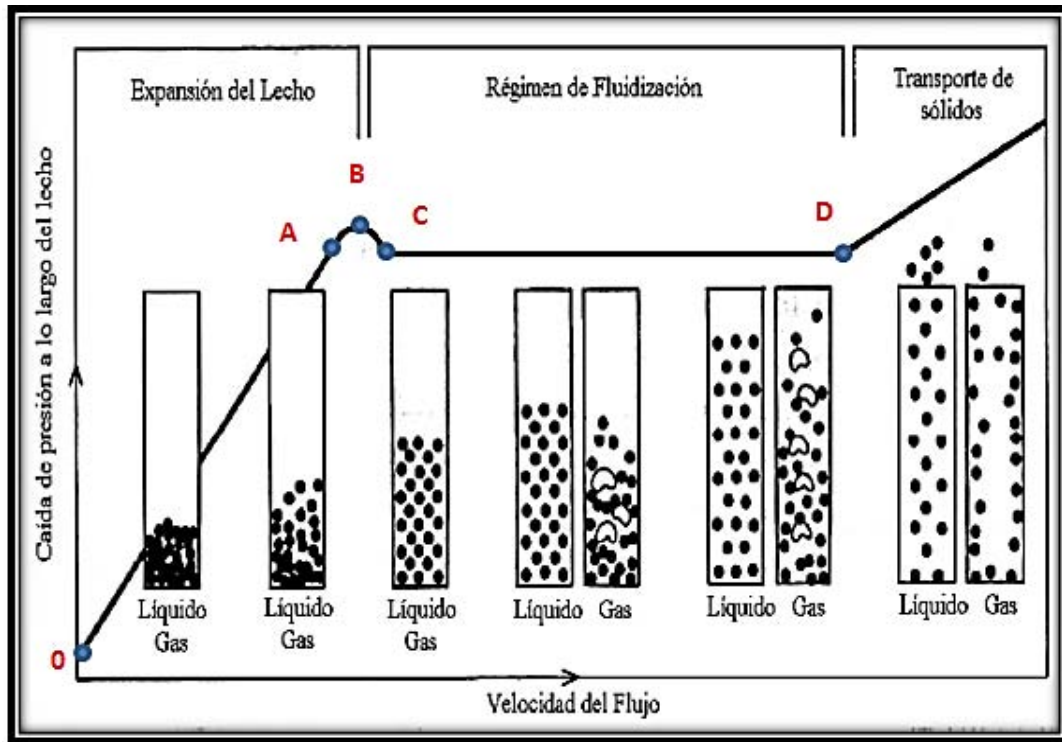


Fig. 8 Regímenes de fluidización en la caída de presión a lo largo del lecho ΔP , con respecto a la velocidad del flujo (Varreira M., V.M. 2007).

Los tramos BC/DC definen el comportamiento del lecho en estado fluidizado y para ellos aplica la ecuación (3). Los tramos O´A/OD corresponden al lecho fijo, donde el movimiento relativo entre las partículas es nulo y su separación permanece constante. Para este tramo la relación entre la pérdida de carga y la velocidad del gas se determina mediante la ecuación propuesta por Ergun y en forma adimensional es:

$$\frac{\Delta p}{L} = 150 \frac{\mu_g U (1 - \epsilon)^2}{d_p^2 \epsilon^3} + 1.75 \frac{\rho_g U^2 (1 - \epsilon)}{d_p \epsilon^3} \quad (8)$$

(componente laminar) + (componente turbulento)

Donde:

$U =$ Velocidad superficial del gas $\left(\frac{m}{s}\right)$

$\mu_g =$ Viscosidad del fluido $\left(\frac{kg}{m \cdot s}\right)$

$d_p =$ diámetro de la partícula con fracción de vacío en estado fijo (m)

$\varepsilon =$ Esfericidad de la partícula (adimensional)

O también

$$\frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3 \Phi_s} Re_{mf}^2 + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \Phi_s^2} Re_{mf} = Ar$$

La ecuación de Ergun es utilizada para determinar la pérdida de carga en el lecho fijo para todo el rango de condiciones de flujo, sin atender el régimen en el que se esté evaluando; donde el número de Arquímedes y el Reynolds se definen como:

$$Re = \frac{U_{mf}^* \rho d_p}{\mu_g} \qquad Ar = \frac{d_p^3 \rho (\rho_s - \rho) g}{\mu^2}$$

La ecuación de Ergun es utilizada para determinar la pérdida de carga en el lecho fijo para todo el rango de condiciones de flujo, sin atender el régimen en que se esté evaluando.

Debido a las altas velocidades por vencer las fuerzas de atracción que se dan en el lecho, podemos deducir que en el regenerador de una unidad FCC, se llevan a cabo fenómenos de fluidización con mayor frecuencia de tipo turbulento.

1.5. Craqueo Catalítico en Lecho Fluidizado.

Los procesos FCC emplean el uso de partículas finas denominadas catalizadores que tienden a comportarse como un fluido cuando se airean con vapor. El catalizador fluidizado circula continuamente entre la zona de reacción y la zona de regeneración.

Hoy en día se utilizan dos tipos de unidades básicas de Lecho Fluidizado, como son las de tipo “lado a lado”, donde el reactor y el separador son vasijas adyacentes una a la otra y las de tipo Orthoflow o apilado, donde el reactor va montado sobre la parte superior del regenerador.

Una característica más importante en las unidades FCC, es la localización y control de la reacción de craqueo, por el rompimiento de cadenas de hidrocarburos. A principios de 1965 la mayoría de las unidades se diseñaban con una fase densa de lecho catalítico fluidizado separada en el recipiente de reacción. Las unidades operaban de tal manera que la mayor parte del craqueo tenía lugar en el lecho del reactor.

La extensión del craqueo se controlaba variando la profundidad del lecho del reactor (tiempo) y la temperatura. Se conocía que el craqueo tenía lugar en la línea de alimento que ascendía al reactor debido a que la actividad catalítica y la temperatura, poseen valores más altos, no se realizó ningún intento para regular la reacción controlando las condiciones de la línea ascendente.

La fig. 9 muestra las configuraciones características de las unidades FCC de tipo apilado.

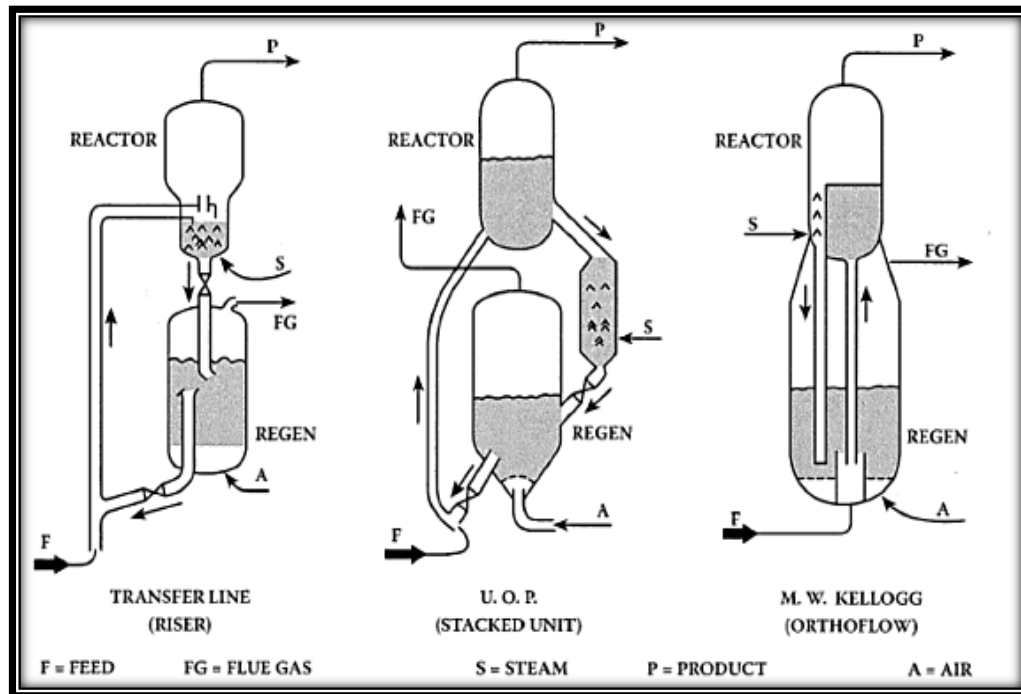


Fig. 9 Configuraciones FCC apiladas (Gary J., Handwerk G. y Kaiser M., 2007).

Tiempo después las refinerías implementaron un catalizador de tipo zeolita más reactivo, la cantidad de craqueo que tenía lugar en la línea ascendente (o línea de transferencia), se incrementó a niveles que requirieron cambios operacionales en las unidades existentes.

Muchas de las unidades de craqueo han sido diseñadas para operar con un nivel mínimo de lecho en el reactor, manteniéndose el control de la reacción variando la velocidad de circulación del reactor. (Gary J.H. Y Handwerk G.E, 2007). Dicho lo anterior muchas unidades han sido modificadas para maximizar y controlar el craqueo en la línea ascendente, como es el caso del diseño de la unidad de tipo apilado, que cuenta con líneas ascendentes de alimento paralelas (una para el alimento nuevo y la otra para reciclado).

Las corrientes de alimentación y reciclado son precalentadas por medio de un horno o intercambiador de calor y entran en la unidad por la base de la línea

ascendente donde son mezcladas con el catalizador regenerado caliente. El calor del catalizador vaporiza al alimento y lo lleva a la temperatura deseada de la reacción.

Una mezcla de catalizador y vapores de hidrocarburo son formados y se desplazan por la línea ascendente hacia el reactor. Una serie de reacciones empieza cuando la carga entra en contacto con el catalizador caliente en la línea ascendente y continua hasta que vapores se separan del catalizador en el reactor.

Las formaciones de hidrocarburos son enviadas a la columna fraccionadora para su separación en productos líquidos y gaseosos. El catalizador que abandona el reactor se denomina catalizador debilitado debido a que contiene hidrocarburos adsorbidos en la superficie. Es necesario retirar los hidrocarburos de la superficie del catalizador para regresar su actividad catalítica y esto se logra mediante el agotamiento con vapor antes de que el catalizador entre al regenerador.

La temperatura del regenerador y la eliminación de coque por combustión se controlan variando el caudal de aire para dar la razón deseada CO_2/CO en los gases de combustión de la regeneración.

El catalizador contiene de 0.2 a 0.4% en peso de coque residual. Los gases de combustión que abandonan el regenerador contienen una gran cantidad de monóxido de carbono el cual se quema a CO_2 en un horno de CO , con el fin de recuperar la energía del combustible disponible. Los gases calientes pueden utilizarse para regenerar vapor o para accionar turbinas de expansión (Turbo expansor) para comprimir el aire de regeneración y generar potencia eléctrica.

1.6. Tecnología de lecho fluidizado en combustión.

Al paso del tiempo se han desarrollado diversas aportaciones tecnológicas en la tecnología de combustión en el lecho fluidizado. El proceso ha consistido en suspensión de partículas de combustible, cenizas y a veces un gas inerte, los cuales son fluidizados por una corriente ascendente de aire de combustión.

Los lechos fluidizados permiten quemar combustibles de diversas características, como son: bajo poder calorífico y alto contenido en cenizas, de forma eficiente y limpia. La temperatura del lecho se mantiene entre el intervalo de 750 °C y 900°C (Ramos y Bahillo, 2004) y es controlada eliminando el calor de combustión mediante intercambiadores de calor que utilizan agua, vapor o aire como fluido de refrigeración.



Fig. 10 Horno de lecho fluidizado (Castells, 2005)

Los lechos fluidizados ofrecen las condiciones de operación apropiadas para una buena combustión. Algunas características como la agitación del lecho, la inercia térmica y la elevada superficie de contacto entre las partículas hacen que la temperatura en el lecho permanezca aproximadamente constante.

1.6.1. Ventajas de un lecho fluidizado

- Permite operaciones continuas que son fáciles de controlar y automatizar, debido al comportamiento de partículas que se asimilan a las de un fluido.
- El mezclado de las partículas origina que se den condiciones isoterma a lo largo del reactor.
- Resiste a cambios rápidos de temperatura, por lo que responde lentamente a los cambios en condiciones de operación y evita la fuga de temperatura en reacciones exotérmicas.
- La circulación de sólidos entre el lecho fluidizado hace posible (o agregar) las cantidades extensas de calor producido (o necesitado) en reactores grandes.
- Presentan un mejor comportamiento ambiental ya que disminuye la formación de NOx.
- Permite descender el nivel de CO.

1.6.2. Desventajas de un lecho fluidizado

- En el lecho, el libre movimiento de las partículas origina un mezclado, el cual da origen a tiempos no uniformes de residencia de sólidos en el reactor. Para el tratamiento continuo de sólidos, esto da un producto no uniforme y desempeño más pobre en niveles altos de conversión.
- Para reacciones catalíticas, el movimiento de las partículas de catalizador poroso, pueden reducir el rendimiento y desempeño contribuyendo al reactante gaseoso.

- La erosión de tubos y recipientes por la rozadura de partículas puede causar el desgaste causando daños serios.
- Presentan mayor consumo de energía, mayores costos de inversión.

1.7. Composición de la Carga FCC y Características.

La alimentación de FCC es considerada como la fracción pesada de petróleo con un punto de ebullición entre 330 y 550 °C que recibe el nombre de gasóleo. Esta alimentación es proveniente de los fondos de la destilación atmosférica o de los destilados y/o fondos de la torre de vacío. Una torre de destilación produce gasóleos, y se usan para separar productos de craqueo catalítico del residuo sobrante (Kraus R. S. 2003). En la fig. 11 y 12 se puede observar el proceso de destilación atmosférica y vacío implementados en las refinerías.

La alimentación la conforman principalmente destilados de vacío al igual que aceites desfaltados, residuos hidrotratados y así como subproductos de otros procesos, tales como extractos, gachas parafínicas, destilados de viscoreducción y coquización, residuos de hidrocraqueo, mezclados con la carga principal. (Wauquier J. P., 1994).

El gasóleo o también conocido como gasoil, es un hidrocarburo líquido de densidad de $832 \frac{kg}{m^3}$, que está compuesto de principalmente de parafinas y es utilizado como combustible y en motores diesel.

Este hidrocarburo está formado con cadenas de 12 carbonos o superiores que sirve como alimentación de las unidades de destilación a vacío y unidades de craqueo catalítico FCC.

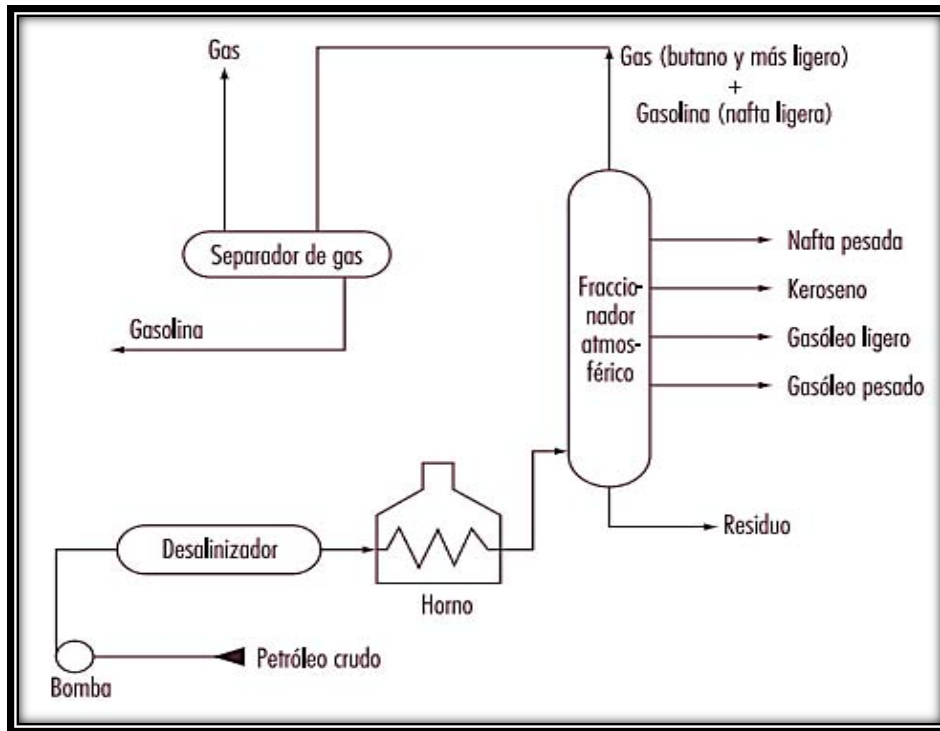


Fig. 11 Proceso de destilación atmosférica (Kraus R. S. 2003)

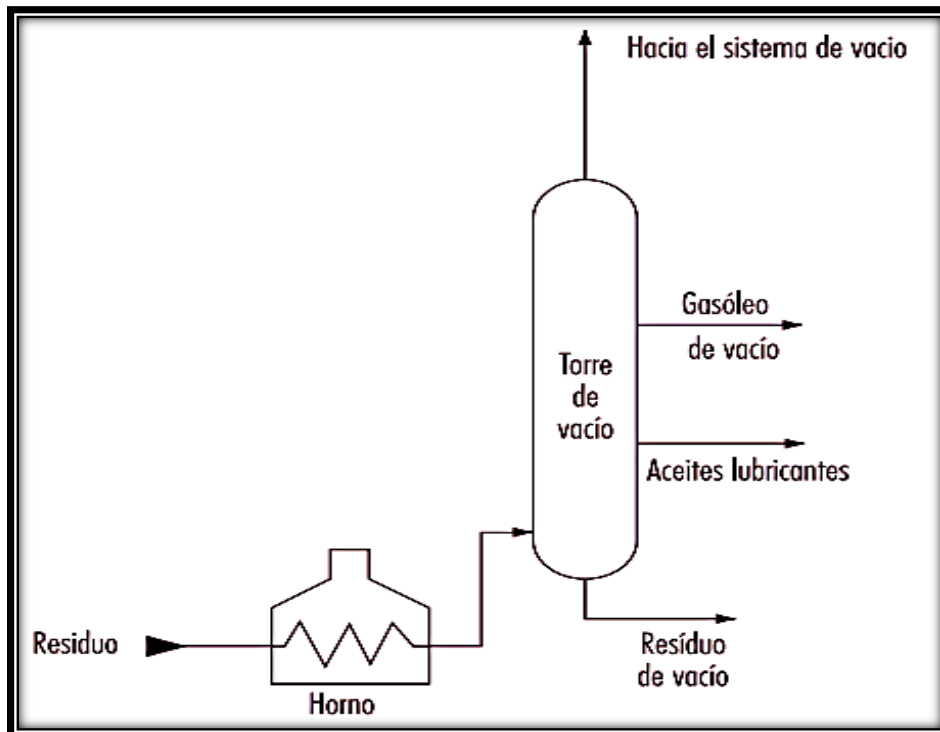
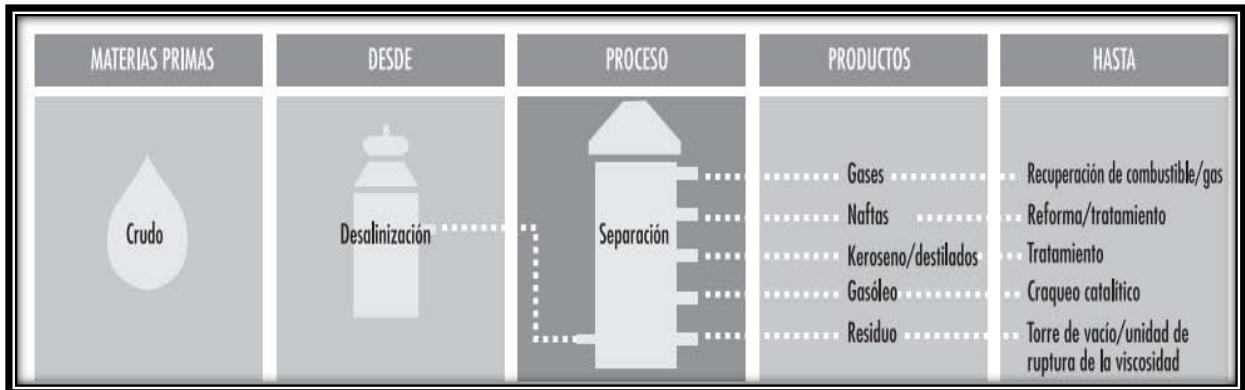
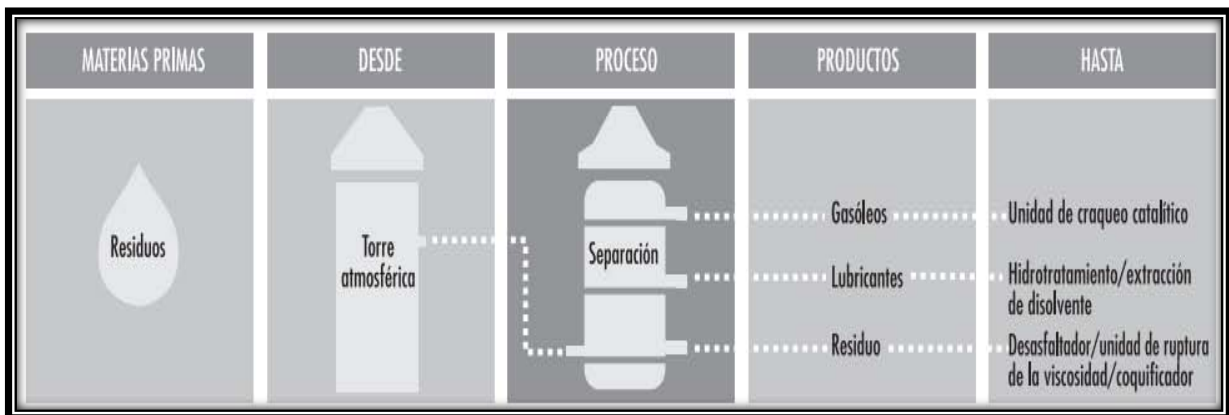


Fig. 12 Proceso de destilación a vacío (Kraus R. S. 2003)



Proceso de destilación atmosférica (Kraus R. S. 2003)

En el esquema anterior se puede apreciar que la finalidad del proceso de una destilación atmosférica es producir gasóleo pesado para generar subproductos y en el esquema siguiente de una destilación a vacío es aprovechar los gasóleos para envío a una unidad FCC para generar productos de alto valor como las gasolinas.



Proceso de destilación al vacío (Kraus R. S. 2003)

Para determinar la composición de las materias primas (hidrocarburos) que conforman la carga FCC, son usadas algunas técnicas analíticas sofisticadas como la espectrometría de masas, consideradas como técnicas tediosas para determinar la composición completa de las materias primas. Otra manera de conocer la composición de la alimentación es a través de correlaciones empíricas más sencillas que son utilizadas con mayor frecuencia.

Los tipos de hidrocarburos en la alimentación de FCC son ampliamente clasificados como parafinas, olefinas, nafténicos y aromáticos (PONA).

Las parafinas son hidrocarburos saturados de cadena lineal o ramificada con fórmula C_nH_{2n+2} , que presentan poca reactividad química. En una carga FCC el contenido parafínico representa el 50% en peso y 65% el peso total de la alimentación. Las parafinas son fáciles de romper y estas son las encargadas de producir la mayor parte de gasolina generando la menor cantidad de combustible.

Las olefinas son hidrocarburos inestables e insaturados con fórmula C_nH_{2n} , que pueden reaccionar con ellos mismos o con otros compuestos tales como el oxígeno y bromo. Las olefinas tienden a fomentar la producción de petróleo, por lo que no se consideran como materia de carga preferida a una unidad de FCC, a menudo se polimerizan para formar productos como el coque. Las olefinas representan en la alimentación menos del 5% en peso.

Los naftenos son compuestos saturados con la misma fórmula a las de una olefina pero con características diferentes. Son considerados como materia prima para la unidad FCC porque producen gasolina de alto octanaje. La gasolina derivada del craqueo de naftenos es más pesada y está conformada por componentes aromáticos.

Los aromáticos son compuestos similares a los naftalenos pero estos contienen un núcleo estabilizado por resonancia. Los aromáticos contienen al menos un anillo de benceno, este anillo es muy estable y no se agrieta a componentes más pequeños. Al igual que las olefinas no son considerados como materia prima preferida a FCC, por la ruptura de sus moléculas en las cadenas laterales de los anillos de benceno que resulta en exceso rendimiento de gas combustible. (Sadeghbeigi R., 2000).

Al paso de los años la composición de la carga ha venido siendo más pesada y tiene un alto contenido de impurezas tales como el N, S y metales, las cuales pueden originar efectos negativos en el funcionamiento y operación de la unidad. Un ejemplo está en el nitrógeno, el cual desactiva temporalmente al catalizador mientras que otros metales como el Ni, V y Na lo desactivan permanentemente.

Es recomendable que la carga antes de entrar a la unidad catalítica, sea purificada mediante un hidrot ratamiento para cumplir con los parámetros de las normas ambientales. Cabe mencionar que la composición de la alimentación determinará, la selección del catalizador, condiciones de operación y los rendimientos de los productos FCC.

La figura 13, muestra el esquema típico del refino, con las entradas que conforman una carga para el proceso FCC.

Las unidades FCC pueden aceptar un amplio intervalo de materias primas, con efectos más flexibles a los procesos de las refinerías hoy en día. Algunos ejemplos más comunes de materias primas para destilado convencional que se alimentan a las unidades de FCC (Robert. E., 2000), son:

- Gasóleo atmosférico.
- Gasóleo de vacío.
- Gasóleo de coquización.
- Gasóleo craqueado térmicamente.
- Solventes de aceites desfaltados.
- Extractos de lubricación.
- Fondos de hidrocraqueo.

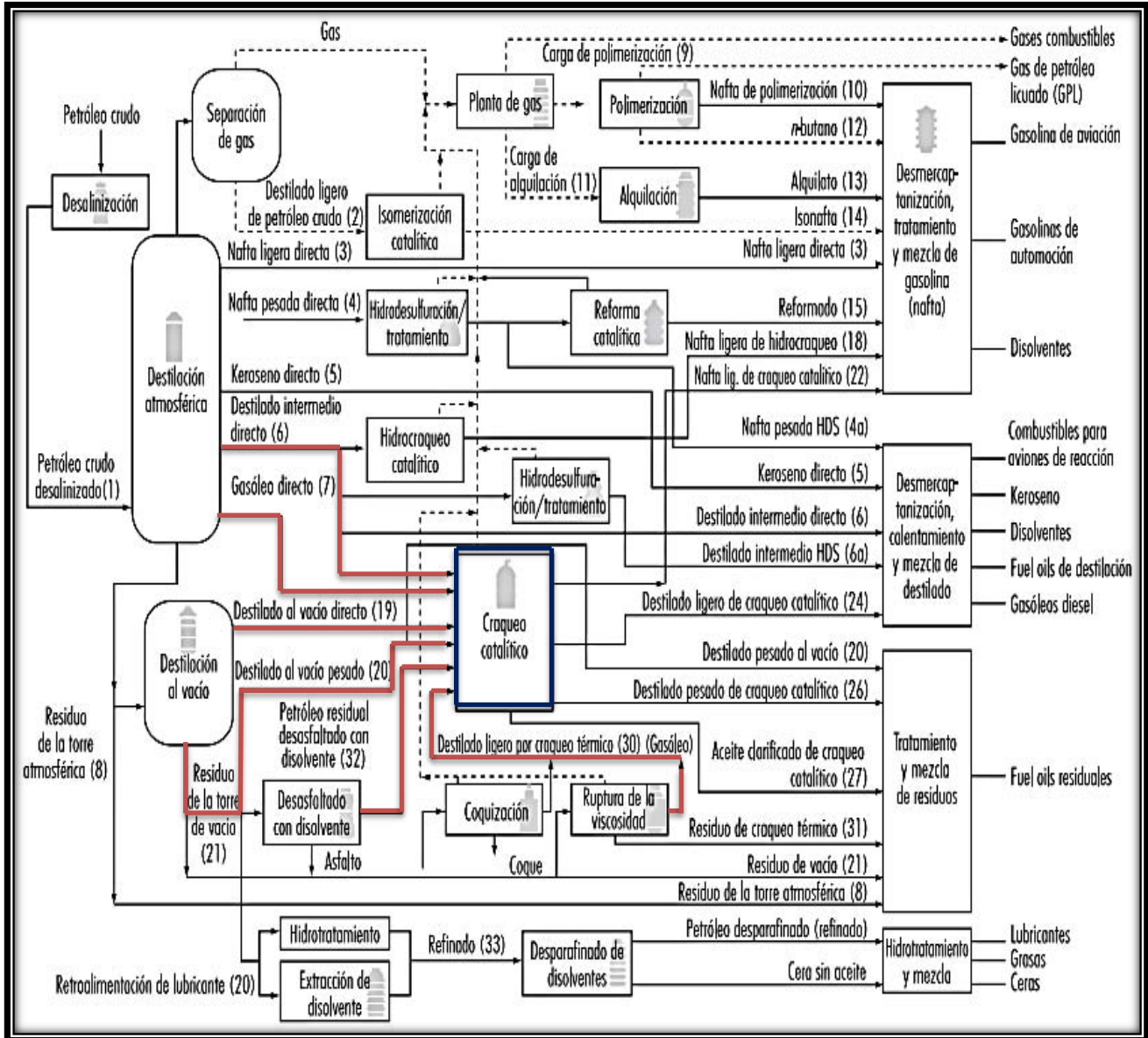


Fig. 13 Organigrama de proceso de una refinería (Kraus R. S. 2003)

1.8. Generalidades del Catalizador de FCC

La explotación de los recursos petroleros surge como parte de la guerra de 1940. El desarrollo de la Industria, pretendió el desarrollo de un catalizador. A través de los años este catalizador ha sido mejorado en varias ocasiones, siendo actualmente el más utilizado en la refinación del petróleo. En la actualidad se considera que de los procesos de transformación química del petróleo, el 90% son catalíticos.

Un catalizador es una sustancia que sin estar permanentemente involucrada en la reacción, incrementa la velocidad con la que una transformación química se aproxima al equilibrio. (Fuentes Sergio, Díaz Gabriela, 1998). Para los procesos catalíticos, un promedio de tamaño de partícula está en el rango de 75 micras.

W. Ostwald fue el primero en señalar que la presencia de una sustancia que químicamente presente en el sistema de reacción, se limita a modificar la velocidad de la transformación. “Un catalizador en una reacción no se considera ni reactivo ni productivo”.

Para poder analizar el efecto del catalizador se puede utilizar la teoría de las colisiones. Esta teoría explica que la velocidad de reacción química es función del número de choques que se efectúan entre las moléculas de reactivo con determinada energía. En una reacción heterogénea catalítica el número de colisiones es menor considerado aproximadamente 10^{12} veces, que el número de colisiones entre moléculas de reactivo.

Para que la reacción catalítica compita con la reacción no catalizada, su término pre exponencial deberá ser 10^{12} veces más grande, lo cual se compensa con una disminución en la energía de activación de al menos $65 \frac{kJ}{mol}$.

1.8.1. Catalizador de lecho fluidizado.

Un catalizador de craqueo fluidizado es un polvo fino y poroso compuesto de óxidos de silicio y aluminio. Otros elementos pueden estar presentes en muy pequeñas cantidades. Los sitios ácidos inician y aceleran las reacciones de carbocatión que causan la reducción del tamaño de las moléculas de los aceites de petróleo, a las condiciones del reactor de una unidad de FCC. Cuando se airean con gas, el polvo adquiere la propiedad de parecer un fluido, lo que permite comportarse como un líquido (Davison G. 1996). Esta propiedad permite, que el catalizador que circula entre el reactor y el regenerador tome el nombre de catalizador de craqueo fluidizado.

El catalizador que se suministra de fábrica para el proceso FCC recibe el nombre de catalizador fresco de craqueo fluidizado. Y el catalizador circulante en la unidad es el catalizador de equilibrio. Este catalizador recibe este nombre ya que después de ser suministrado a la unidad FCC alcanza el equilibrio, es decir llega a alcanzar un estado estacionario.

Cuando el catalizador se equilibra, los contaminantes de la carga se depositan en él y éste está expuesto a las severas condiciones de operación en el regenerador. El catalizador del equilibrio pierde la actividad, se hace menos selectivo y sufre cambios físicos, como la pérdida del área superficial y la reducción del tamaño de la celda debido a su uso en la unidad.

El catalizador de equilibrio también es llamado catalizador gastado o regenerado. Este catalizador deja al reactor cargado de coque, este catalizador es el que sale del regenerador.

1.8.2. Componentes del catalizador.

Los catalizadores están conformados por sodio y tierras raras. Además de tener silicio, aluminio y pequeñas cantidades de otros elementos.

Los catalizadores están formados por partículas esféricas en un rango de tamaño extremadamente pequeño y normalmente están disponibles en grados de tipo fino, mediano y grueso. Estos grados poseen un tamaño promedio de partícula (APS) de 58, 64 y 72 micrones respectivamente (Davison G. 1996).

Los componentes contenidos en la mayoría de los catalizadores son: zeolita, arcilla, matriz activa y aglutinante.

1.8.3. Zeolita.

La Zeolita o también conocida como faujasita es el principal ingrediente de los catalizadores FCC, la cual proporciona actividad y selectividad. Las zeolitas son consideradas como la fuente principal de actividad del catalizador de craqueo. Forma parte de un grupo de minerales “aluminosilicatos cristalinos microporosos”, cuya estructura tridimensional está construida de unidades tetraédricas de $(\text{Si}^{+4}\text{O}_4^{-2})$ $(\text{Al}^{+3}\text{O}_4^{-2})$, (Rodríguez C. M. B. 2008.)

La compartición de sus átomos de oxígeno con los tetraedros forma redes tridimensionales, en la que iones y moléculas pequeños tienen fácil accesibilidad a través de la zeolita. Las zeolitas tienen una abertura de poro de 8-9 °A.

La zeolita usada en los catalizadores de craqueo es la ZSM-5. Que se discutirá más adelante en el numeral de aditivos.

Tipos de zeolita

Hay dos tipos de zeolitas básicas implementadas en el uso de catalizadores que difieren en su comportamiento:

- Estándar – Y (HY, REY)
- Ultraestable – Y (USY, REUSY).

La zeolita estándar Y es producida por la cristalización del aluminato de sodio y el silicato de sodio. Después de lavarse puede convertirse en USY. En la figura 14, se puede apreciar el tipo y geometría de este tipo de catalizador.

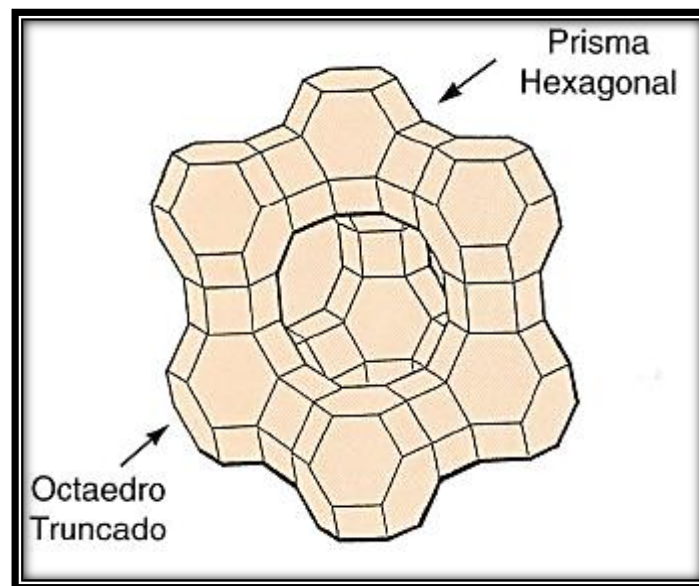


Fig. 14 Geometría de la zeolita Y (Davison G. 1996).

La zeolita estándar USY es una zeolita utilizada en los catalizadores de craqueo fluidizado. Esta zeolita es generada mediante un proceso denominado desaluminización. Este proceso pretende extraer aluminio de la red zeolítica y lo reemplaza con silicio sin que colapse la estructura de la red. Una zeolita USY es más

resistente que la zeolita estándar Y. Este proceso aumenta la porosidad para la mejora en la difusión de la zeolita.

Las zeolitas tienen propiedades de intercambio de cationes debido a las presencia del sodio asociado con la red. Ambas zeolitas, la estándar Y y USY pueden ser tratadas con otros cationes, generalmente con una mezcla de tierras raras, para remover el sodio y formar grados REY y REUSY (Davison G. 1996).

El intercambio con tierras raras aumenta la actividad de la zeolita y retarda la destrucción de la cristalinidad y desaluminización en el ambiente de calcinación por vapor, la cual está sometido el catalizador en el regenerador. En la figura 15, se muestra una comparación de las zeolitas REY y USY.

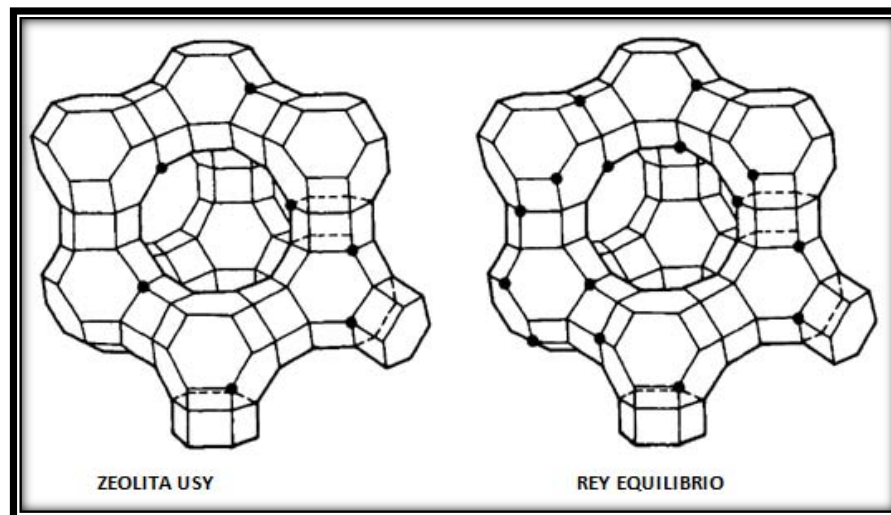


Fig. 15 Geometría de zeolitas USY y REY (Sadeghbeigi R., 2000).

1.8.4. Arcillas y aglutinante.

La arcilla es un componente importante que completa los requerimientos restantes para el comportamiento de las partículas del catalizador. La arcilla sirve como un receptor y medio de transferencia del calor. También sirve como receptor del sodio, la cual mejora la resistencia al envenenamiento por sodio del catalizador.

La arcilla proporciona poca o ninguna actividad al catalizador, pero le da fuerza mecánica y la densidad a la partícula para lograr sus óptimas propiedades de fluidización.

El aglutinante es el que mantiene unidos a todos los componentes del catalizador. La zeolita, la arcilla y una matriz activa se mantienen juntas por el aglutinante.

1.8.5. Matriz activa

La mayoría de los catalizadores de craqueo fluidizado son fabricados con una matriz- activa como componente. La matriz activa es una superficie catalíticamente activa, que deriva su actividad y selectividad principalmente de una sílica-alúmina porosa, que ha sido sometida a una modificación química o física con el propósito de mejorar la actividad.

La matriz activa es la directamente responsable de la actividad catalítica, se caracteriza principalmente porque ella puede llevar a cabo la reacción en las condiciones establecidas. Una desventaja es que esta fase activa puede tener un costo elevado, como es el caso de los metales nobles (platino, paladio, rodio, etc.) o puede ser muy sensible a la temperatura (como los sulfuros de molibdeno y cobalto), por lo cual se requiere de un soporte para dispersarla, estabilizarla y proporcionarle buenas propiedades mecánicas. (Fuentes S. y Díaz G., 1998).

La matriz activa tiene un soporte el cual puede ser poroso y por lo tanto puede presentar un área superficial por gramo elevada. (Ver figura 16). El soporte es aquel en el que se deposita la fase activa y el que permite optimizar sus propiedades catalíticas.

En las matrices activas existen poros mucho mayores a los existentes en las zeolitas de 8 a 9°A. Los poros grandes facilitan la accesibilidad de las grandes moléculas de muy alto punto de ebullición, contenidas en las cargas, disminuyendo el rendimiento de los fondos.

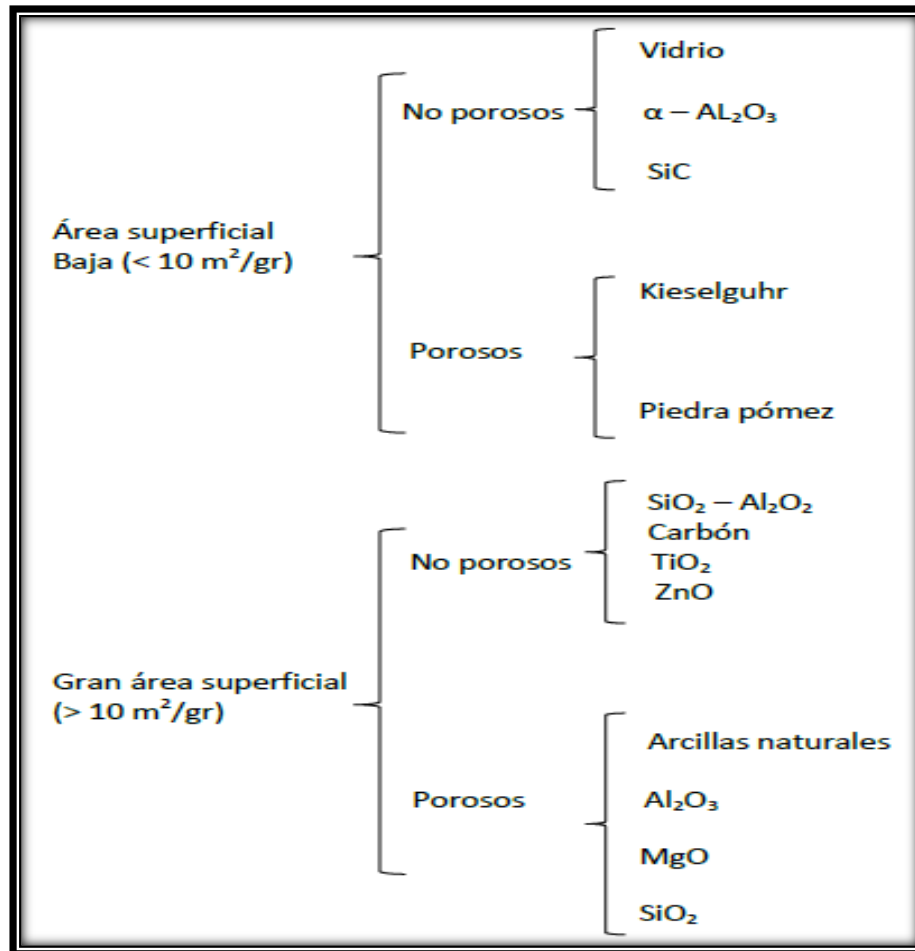


Fig. 16 Clasificación de soportes de catalizador
(Fuentes Sergio, Díaz Gabriela, 1998).

El comportamiento de un catalizador de craqueo fluidizado depende de la calidad, composición, estabilidad, selectividad y cantidad de cada uno de sus ingredientes. La zeolita y la matriz activa son los ingredientes principales para su comportamiento.

1.8.6. Aditivos para catalizador

Los aditivos para catalizadores de craqueo fluidizado son inyectados al catalizador circulante en pequeñas cantidades con el propósito de mejorar rendimientos específicos, calidad de producto o para reducir la contaminación atmosférica. La mayoría de los aditivos son partículas esféricas solidas con propiedades físicas similares a los catalizadores de craqueo fluidizado y son añadidos usualmente al regenerador de la unidad FCC.

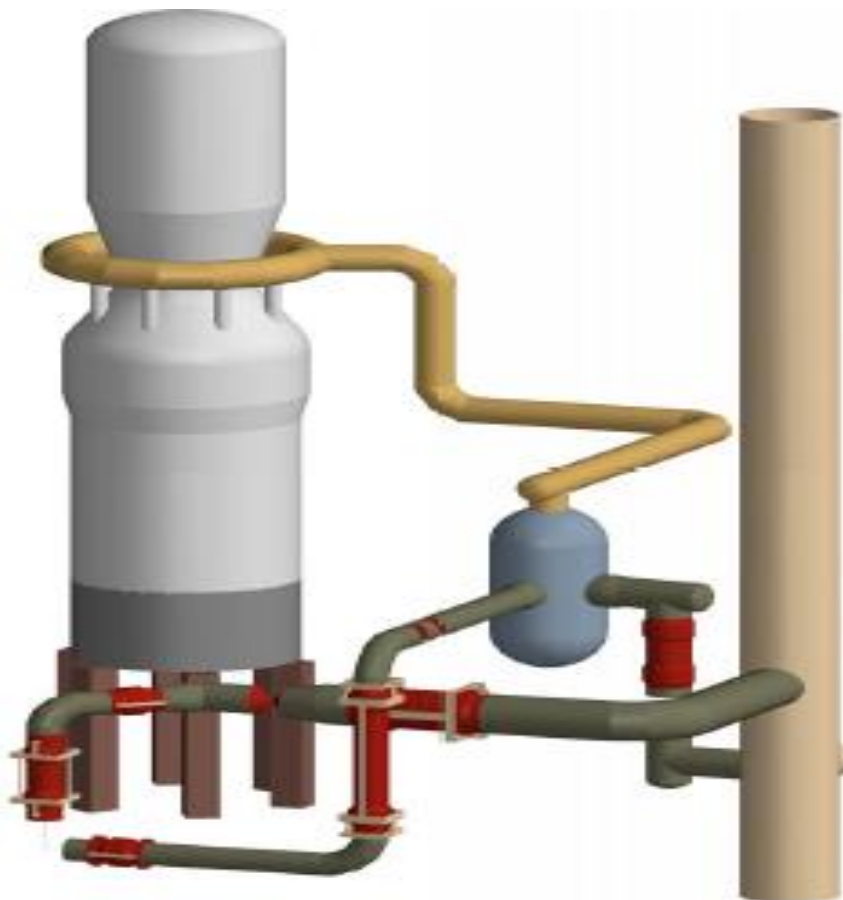
Promotor de combustión

Los promotores de combustión son los aditivos para catalizadores más utilizados. Fueron desarrollados principalmente para mejorar la regeneración de los catalizadores, sin embargo satisfacen igualmente el importante requerimiento de eliminar las emisiones de CO. De allí, que los promotores de combustión mejoran el comportamiento de las unidades de FCC de dos maneras: mejoran los rendimientos mediante la regeneración más eficiente y reducen la contaminación del aire.

Los promotores de combustión son partículas esféricas solidas de alúmina o sílica-alúmina impregnadas con metales nobles, usualmente platino. Los metales nobles catalizan la combustión de CO a CO₂. Debido a que los promotores de combustión son caros, deben poseer excelentes propiedades de retención y su distribución del tamaño de partícula debe ser controlada estrictamente para que haya poca o ninguna pérdida de finos por los ciclones.

CAPÍTULO II

OPERACIÓN Y FUNCIONAMIENTO DE UNA UNIDAD CATALÍTICA DE CONFIGURACIÓN ORTHOFLOW EN MÉXICO



2.1. Bases para el análisis de Proceso.

En relación a la problemática de pérdida de catalizador que tiene PEMEX en unidades FCC para la producción de gasolinas de alto nivel de octano, surge la determinación de realizar un análisis a los factores que pueden ser la causa al arrastre de finos (catalizador).

Para realizar este estudio, se tuvo la necesidad de tomar como referencia datos de una unidad catalítica con configuración de tipo Orthoflow, ubicada en México con el propósito de determinar las causas a la pérdida de finos mediante un análisis a los componentes que integran dicha unidad, con base en datos reales de operación y funcionamiento.

La selección de la unidad catalítica es de tipo Orthoflow, ya que es una de las tecnologías actuales y consideradas propiciada a usarse en las próximas generaciones. Los datos que se presentaran más adelante forman parte del paquete Ingeniería Básica de la unidad y fueron complementados con información proporcionada por PEMEX Refinación. La unidad se puede observar en el diagrama A-1 “Diagrama de flujo de proceso convertidor (reactor-regenerador”, como parte del Anexo B.

2.2. Condiciones, operación y funcionamiento del regenerador.

El convertidor (reactor/regenerador) es considerado como el corazón FCC. El regenerador tiene dos funciones principales: Una es restaurar la actividad del catalizador y la otra es generar el calor necesario para poder llevar a cabo el rompimiento de la carga.

En el regenerador se suministra una carga de catalizador gastado proveniente del reactor, que contiene 0.4% en peso y 2.5% en peso de coque (Shadeghbeigi R., 2000), dependiendo de la calidad de materia prima.

El coque está compuesto por carbono, hidrógeno y trazas de azufre y nitrógeno. Al quemarse el coque genera un calor de reacción con base en las siguientes reacciones, mostradas en la tabla 1.

Hay dos regiones que se forman con el catalizador fluidizado en el regenerador, la fase densa y la fase diluida. La mayor parte de las partículas de catalizador están en el lecho denso inmediatamente por encima del distribuidor de aire. La fase diluida es la región por encima de la fase densa hasta la entrada del ciclón y tiene una concentración de catalizador menor.

La temperatura en la fase diluida se consideró para un caso de diseño de 721 °C, el cual hasta el 2005 según datos operacionales sigue trabajando a estas condiciones.

La mayor parte de las partículas se encuentran en el lecho denso según la consideración a velocidades comunes del regenerador, que es de 0.6 a 1.2 $\left(\frac{m}{s}\right)$. La unidad opera a una velocidad superficial de 1.07 $\left(\frac{m}{s}\right)$ cuando fue construida en base de un diseño de velocidad superficial de 0.99 $\left(\frac{m}{s}\right)$.

Tabla 1. Calores específicos en las reacciones del lecho catalítico

Reacción	K $\left(\frac{Cal}{kg}\right)$ de C, H ₂ o S	$\left(\frac{BTU}{lb}\right)$ de C, H ₂ o S
C + ½ O ₂ → CO	2,200	3,968
CO + ½ O ₂ → CO ₂	5,600	10,100
C + O ₂ → O ₂	7,820	14,100
H ₂ + ½ O ₂ → H ₂ O	28,900	52,125
S + xO → SO _x	2,209	3,983
N + xO → NO _x	-----	-----

Los internos del regenerador están diseñados a base de una pared fría con una coraza exterior de acero al carbón y recubierta con una capa interna de un material refractario de 4 pulgadas de espesor. El recipiente tiene dos diámetros, es decir un diámetro interno (superficie del metal) de 8.128 m en la sección inferior y un diámetro de 8.738 m (superficie del metal) en la sección superior. Las condiciones de la coraza están diseñadas para soportar una presión de $3.16 \left(\frac{kg}{cm^2}\right)$ a una temperatura en el exterior de $343 \text{ }^\circ\text{C}$ y una temperatura interna de diseño de $788 \text{ }^\circ\text{C}$. Estos datos pueden ser observados en el diagrama A-2 “Modificaciones del regenerador” como parte del Anexo B. La temperatura externa de diseño es consistente con diseños de pared fría hecha con acero al carbono material considerado para regeneradores de FCC. La temperatura interna es consistente con acero inoxidable tipo 304H que por lo regular es una aleación (UNS S30409) de acero inoxidable que es una variación de la aleación 304 austenítica con 18% de cromo y 8% de níquel, en la que el contenido de carbono se controla dentro de un intervalo de 0.04 a 0.10 para proporcionar una mayor resistencia a las altas temperaturas a las partes expuestas a temperaturas superiores a los $800 \text{ }^\circ\text{C}$.

Actualmente los dibujos del regenerador indican una presión de diseño en la tangente superior de $3.6 \left(\frac{kg}{cm^2}\right)$ pero información del último revamp realizado a la unidad menciona que es de $2.71 \left(\frac{kg}{cm^2}\right)$.

Durante la regeneración el nivel de coque en el catalizador es reducido a 0.05%. Desde el regenerador, el catalizador fluye hacia abajo por medio de un tubo vertical. Este tubo vertical es típicamente dimensionado para una tasa de flujo en el intervalo de $100 \text{ a } 300 \left(\frac{lb}{s}\right)/ft^2$ ($500 \text{ a } 1500 \left(\frac{kg}{s}\right)/m^2$) de catalizador circulante.

El tubo vertical por lo general tiene de 4 a 5 pulgadas (10 a 13 cm) de espesor con un revestimiento refractario para el aislamiento y resistencia a la abrasión. Cuenta

con bandas típicas que son de 2 a 6 *ft* (60 a 180 *cm*) de diámetro y de 75 a 120 *ft* (25 a 30 *m*) de largo.

Un medio de gas, como aire, vapor, nitrógeno es introducido a lo largo de la longitud del tubo vertical para atomizar la alimentación. Los tubos verticales, están diseñados para soportar densidades de catalizador en el rango de 35 a 45 $\left(\frac{lb}{ft^3}\right)$ o 560 a 720 $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$.

El flujo de catalizador regenerado hacia tubo vertical es regulado por una válvula deslizante o válvula de tapón. El principio de funcionamiento de esta válvula es similar al de una válvula de orificio variable. Esta válvula es a menudo controlada por la temperatura del reactor. Su función principal es suministrar suficiente catalizador para calentar la alimentación y lograr la temperatura deseada en el reactor.

Actualmente se reportó que la válvula de catalizador gastado de tipo tapón tiene problemas de atascamiento cuando se intenta abrir. Se cree que la causa principal a dicho problema es que catalizador que se halla en la válvula no se ha fluidizado.

A continuación se muestra en la tabla 2, un resumen de los casos y condiciones de proceso que se recabaron durante la revisión de los documentos de ingeniería básica y de detalle de la sección de regeneración de la unidad catalítica.

Las tablas que serán mostradas a continuación, dan las condiciones de proceso de diseño de la unidad y las condiciones del último revamp realizado en la unidad en febrero del año 2005.

	Diseño	Operación, 2005
Velocidad superficial ($\frac{m}{s}$), Regenerador	0.99	1.07
Temperatura fase diluida (°C), Regenerador	721	721
Presión línea tangente superior, ($\frac{kg}{cm^2}$)	2.71	2.71
Flujo del soplador de aire, ($\frac{kg}{hr}$)	212,777	229,144
Flujo del gas de combustión, ($\frac{kg}{hr}$)	226,776	244,220
Gas de combustión, Peso molecular	29.37	29.37
Composición mol % del gas de combustión Base Húmeda		
O2	1.34	1.34
N2	73	73
CO2	14.67	14.67
SO2	0.11	0.11
SO3	0.01	0.01
H2O	10.87	10.87
Composición mol % del gas de combustión Base Seca		
O2	1.50	1.50
N2	81.92	81.92
CO2	16.45	16.45
SO2	0.12	0.12
SO3	0.01	0.01

Tabla 2. Condiciones de proceso de una unidad catalítica en México

(Los datos fueron proporcionados por PEMEX Refinación).

2.3. Condiciones, operación y funcionamiento de los ciclones del regenerador.

El gas de combustión que resulta del contacto catalizador/aire puede llegar arrastrar las partículas de catalizador. La cantidad de arrastre de partículas puede depender en gran medida de la velocidad superficial de combustión. Datos

operacionales de la unidad catalítica indican que el flujo de combustión es de 226,776 kg/hr. Un ejemplo de ciclones se muestra en la figura 17.

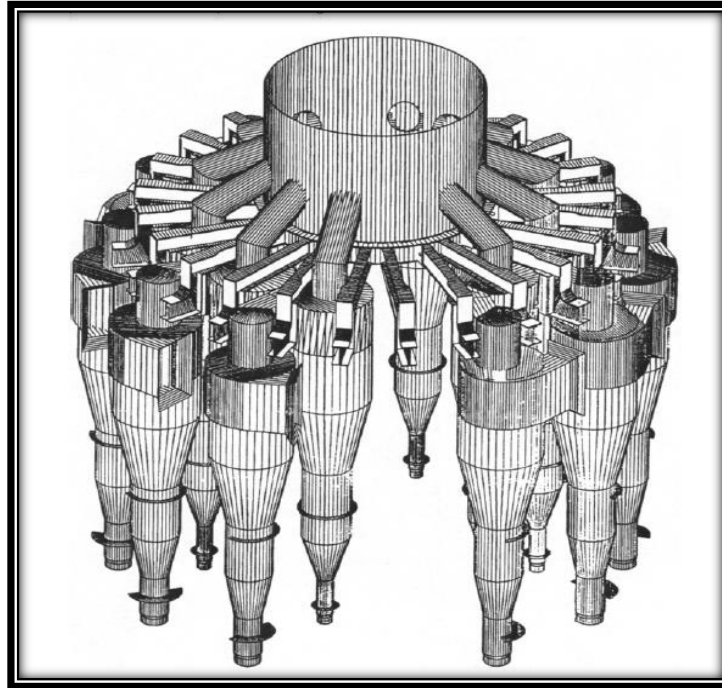


Fig. 17 Sistema de ciclones de 2 etapas (Sadeghbeigi R., 2000).

Las partículas de catalizador más grandes aproximadamente 50μ - 90μ tienden a quedarse suspendidas en el lecho denso y las partículas 0μ - 50μ se suspenden en la fase diluida y son llevadas a los ciclones.

La mayoría de los regeneradores de las unidades FCC, emplean un conjunto de 4 a 16 ciclones paralelos primarios y secundarios. Estos ciclones están diseñados para recuperar partículas de catalizador mayores a 20μ de diámetro. El catalizador que es recuperado se devuelve nuevamente al regenerador.

El regenerador tiene 8 pares de ciclones de 2 etapas. Los ciclones de primera etapa tienen un diámetro en la cámara de giro (tambor) de 1.219 m con una razón de 3.87 entre el área de entrada tangencial contra el área de la cámara de giro (tambor) y

los ciclones de segunda etapa tienen un diámetro en el tambor de 1.143 m con una razón de 3.87 entre el área de entrada contra el área de tambor.

En la figura 18, se puede apreciar el diseño de los ciclones de segunda etapa como integración de los componentes a la unidad de craqueo catalítico.

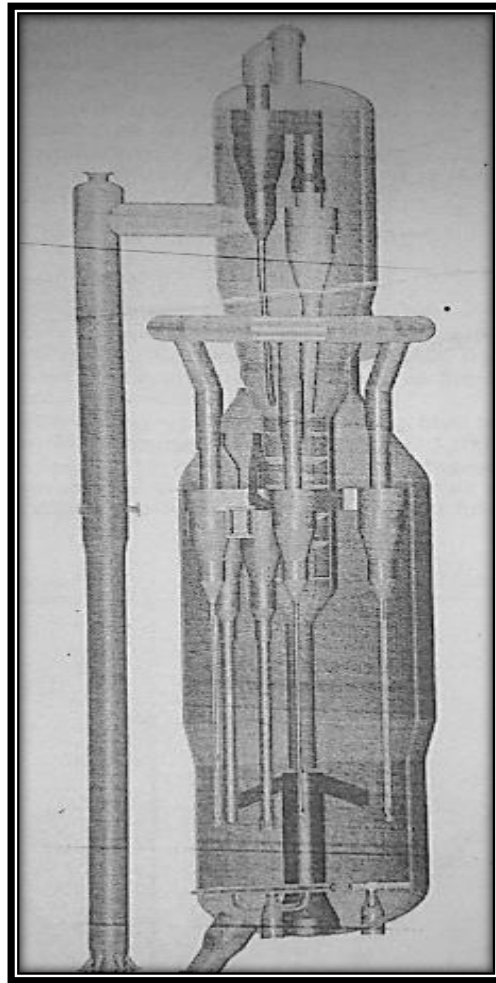


Fig. 18 Ciclones de dos etapas en el regenerador (Meyers R., 2003).

Estos datos pueden ser observados en el diagrama A-4 “Ciclones en el regenerador” como parte del Anexo B.

La distancia por encima del lecho de catalizador en que la velocidad del gas de combustión se ha estabilizado recibe el nombre de altura de transporte de desacoplamiento (THD). A esta altura, la concentración de catalizador permanece constante, y el catalizador no caerá de la cama.

La línea central de entrada del ciclón de primera etapa debería estar en TDH o superior; de lo contrario, el arrastre excesivo de catalizador causara pérdidas de catalizador extremas.

A continuación se muestra en la Tabla 3, los casos y condiciones de proceso que se recabaron durante la revisión de la ingeniería de los ciclones del regenerador, en sus casos de diseño y operación.

Tabla 3. Condiciones de proceso en los separadores ciclónicos

	Diseño		Operación, 2005	
Número de ciclones de 2 etapas	8		8	
Flujo de gas, $\left(\frac{m^3}{hr}\right)$	175,878		189,406	
Etapa del ciclón	Primera	Segunda	Primera	Segunda
Razón de barril a área de entrada	3.87	3.87	3.87	3.87
Diámetro interno del barril, mm	1,129	1,143	1,129	1,143
Velocidad de entrada del gas, $\left(\frac{m}{s}\right)$	20.3	23.1	21.8	24.8
Velocidad de salida del gas, $\left(\frac{m}{s}\right)$	22.5	37.2	24.2	40.1
Razón de la longitud del Tambor al diámetro interno del tambor	1.77	1.97	1.77	1.97
Razón entre la longitud del cono al diámetro interno del tambor	1.06	1.44	1.06	1.44
Razón entre la longitud total al diámetro interno del tambor	4.38	4.37	4.38	4.37
Razón entre la distancia del ápice a la pierna del ciclón y el diámetro interno del tambor.	0.02	-0.01	0.02	-0.01

(Los datos fueron proporcionados por PEMEX Refinación).

2.4. Condiciones, operación y funcionamiento de los distribuidores de aire del regenerador.

Para quemar el coque, se introduce aire por un distribuidor de aire como el que se muestra en la figura 19, ubicado en la parte inferior del recipiente el cual es el encargado de proporcionar oxígeno para la combustión. El aire es introducido por un soplador de aire a un flujo de aire de $212,777 \left(\frac{kg}{hr}\right)$, este flujo debe mantener el lecho de catalizador de manera homogénea en un estado fluido.

Los distribuidores de aire por lo general están diseñados típicamente para un psi 1,0 a 2,0 (7 a 15 kPa), con fin de asegurar el flujo de aire positivo a través de todas las boquillas.



Fig. 19 Diseño de la red de tuberías (Sadeghbeigi R., 2000).

Los distribuidores de aire existentes en el regenerador consisten de dos anillos de aire localizados en el fondo del regenerador y tres rejillas de distribución de aire (de tipo T) localizadas a la altura de la tangente inferior del regenerador, como se muestra en el diagrama A-3 “Distribuidor de aire en el regenerador” como parte de los documentos del Anexo B.

La función principal de los anillos de aire es fluidizar el catalizador en el fondo del regenerador. Basados en datos operativos en la unidad en el año 2005 la distribución del aire se realiza de la siguiente forma: el 5.8% del aire que entra del soplador se usa para la fluidización y se distribuye a los anillos de la siguiente manera: el 3.8% al anillo exterior y el 2% al anillo interior. Un esquema de distribución de aire se muestra en la figura 20.

El resto del aire de combustión se distribuye a tres grandes rejillas de distribución que se hallan cerca pero por debajo de la línea tangente inferior del regenerador.

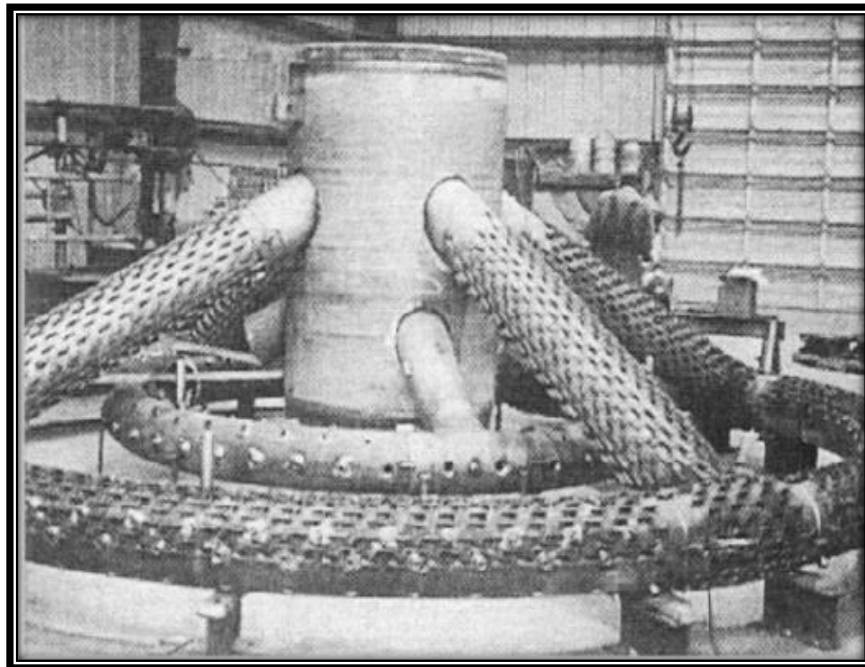


Fig. 20 Ejemplo de un distribuidor de aire (Sadeghbeigi R., 2000).

2.5. Condición, operación y funcionamiento del calentador de aire.

El calentador directo de aire tiene un tamaño pequeño el cual no cumple con su función actual. El diámetro interno del calentador (al material refractario) es de 49 pulgadas y tienen una longitud de 12 pies desde la boquilla de entrada del aire a la salida medida por el eje longitudinal del recipiente.

Según consideraciones en la parte de Ingeniería, el diámetro del calentador que es pequeño y del cual se conoce que carece de internos, causan que el flujo al entrar desvié la llama contra la pared del horno y esto hace que se cree la posibilidad de que el material refractario se derrita debido al contacto directo con la llama contra el refractario.

Según tecnólogos de unidades catalíticas, comentan que el material refractario fundido (vitrificado) ha tapado partes de las 3 rejillas de distribución de aire empeorando la mala distribución de aire en el regenerador.

El material refractario que se fuga puede también afectar a la válvula de distribución de aire del soplador.

2.6. Condiciones, operación y funcionamiento del riser

El riser es un tubo vertical el cual tiene la función de llevar acabo las reacciones de desintegración catalíticas, además de transportar al catalizador regenerado nuevamente al reactor.

El riser está normalmente diseñado para una velocidad de vapor de salida de $50 \left(\frac{m}{s}\right)$ a $75 \left(\frac{ft}{s}\right)$ o $15,2$ a $22,8 \left(\frac{m}{s}\right)$. El tiempo de residencia de hidrocarburos es de al menos de 3 a 5 segundos para las reacciones catalíticas.

El riser soporta una temperatura de entrada del catalizador proveniente del regenerador de 1300 °F y una temperatura de salida de 950 a 1000 °F. Además cuenta con un termopozo el cual es denominado como el receptáculo hermético adaptado para recibir un elemento sensor de temperatura.

2.7. Elementos misceláneos

2.7.1. Indicadores de nivel

La regeneradora actual cuenta con dos medidores de nivel que miden diferentes valores. Datos proporcionados por PEMEX REFINACIÓN de una de sus unidades catalíticas, indican que los transmisores estaban al 53% y 49.6%.

La altura física del lecho catalítico según datos registrados de los indicadores de nivel correspondía a 2.445 m y 2.255 m respectivamente sobre la línea de la tangente inferior. Estos valores se basaron en una velocidad superficial de 0.79 $\text{m}\left(\frac{\text{m}}{\text{s}}\right)$ y una densidad teórica en el lecho denso de 577 $\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$.

Actualmente estos puntos de medición se hallan 229 mm debajo de la línea o eje longitudinal de las rejillas de distribución de aire, una zona donde no se halla una fluidización ideal del lecho catalítico

2.7.2. Indicadores de densidad

La regeneradora actual cuenta con dos medidores de densidad PDI-119 y PDI-120, las cuales registran valores diferentes. Según los datos registrados indican valores de 146 y 683 $\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$ respectivamente con una velocidad superficial de 0.79 m/s. Con una densidad teórica del lecho catalítico de 577 $\left(\frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right)$.

El medidor PDI-119 con un valor de densidad de $146 \left(\frac{kg}{m^3}\right)$ es un valor muy bajo. Actualmente se considera que existen problemas con la ubicación de los puntos de medición para el medidor PDI-119, uno de ellos es que el punto alto de medición se encuentra ubicada en la fase diluida del regenerador.

El otro problema es que el punto bajo de medición se halla 21 mm arriba del eje longitudinal de las rejillas de distribución de aire que es considerada como una ubicación donde no hay fluidización ideal del lecho catalítico.

El medidor PDI-120 con un valor de densidad de $683 \left(\frac{kg}{m^3}\right)$ es un valor muy alto. Presenta la misma situación que el PDI-119 ya que se encuentra en una zona donde no hay fluidización ideal del lecho catalítico.

2.7.3. Boquillas para el aceite de antorcha

El regenerador cuenta con una sola boquilla de aceite de antorcha, esta boquilla tiene un diámetro de 2 pulgadas y se halla localizada a una elevación de 1.981 m sobre la línea tangente inferior del regenerador.

Tomando en consideración que el nivel del lecho catalítico se halla aproximadamente a 3 m sobre la línea tangente inferior del regenerador y la boquilla a 1.981 m de esta línea, esto ubica a esta boquilla a solo 369 mm debajo del nivel superior del lecho catalítico. PEMEX ha detectado que esto crea el problema de altas temperaturas debido a que la boquilla se halla muy cerca del nivel superior del catalizador y esto no da suficiente tiempo para que el catalizador absorba el calor del aceite de antorcha.

2.8. Sumario.

Como se puede observar, los datos y parte del proceso antes mencionado fueron parte del paquete de documentos de Ingeniería Básica proporcionados por PEMEX Refinación, estos datos forman parte de la condición, operación y funcionamiento del proceso de los componentes que integran la unidad catalítica actualmente.

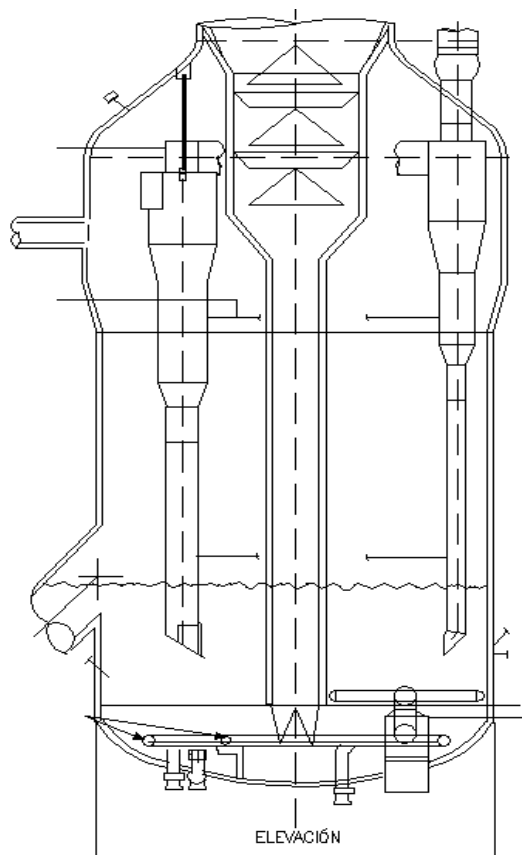
El siguiente estudio de análisis, es delimitado única y exclusivamente al convertidor reactor/regenerador y sus componentes que lo integran. Este alcance no engloba a los separadores ciclónicos de tercera y cuarta etapa, ni al tren de recuperación de potencia (Turbo Expansor) así como la fraccionadora principal.

Actualmente se conocen dos limitantes a la capacidad de procesamiento de la unidad, las cuales son tomadas en consideración para el análisis a la pérdida de finos (catalizador) que se desarrollará en el Capítulo III, Análisis de factores a en la pérdida de finos, estas limitantes son:

- Altas vibraciones en el soplador de aire (MAB).
- La segunda limitante era el alto nivel de carbón en la carga.

CAPÍTULO III

ANÁLISIS DE LOS FACTORES EN LA PÉRDIDA DE CATALIZADOR



3.1. Bases para el análisis del proceso.

Dadas las limitantes al procesamiento de carga y tomando en consideración los datos de condición, operación y funcionamiento actuales de la unidad catalítica, se procede a realizar un análisis para determinar los factores a la pérdida de catalizador en el regenerador de la unidad.

En base a la revisión de las condiciones del proceso, se llevó a cabo un sumario de los problemas en los que se encuentra la unidad con el propósito de analizar los factores que pueden ser la causa al arrastre de finos, este sumario está conformado por los siguientes puntos:

- 1.- Problemas en el soplador de aire (MAB).
- 2.- Contenido de carbón en la carga.
- 3.- Pérdida de eficiencia en los distribuidores de aire.
- 4.- Dimensionamiento de los ciclones de 2 etapas.
- 5.- Calentador de aire – Regenerador.
- 6.- Refractario del regenerador.

Se pretende analizar estos puntos para verificar si es o no factible un nuevo rediseño de ingeniería a los componentes, o es necesaria la adecuación o reemplazo a la unidad catalítica.

Para llevar a cabo un análisis hidrodinámico necesitamos conocer el término fluidización. La fluidización es considerada como un proceso mediante el cual, se suspenden un conjunto de partículas por medio de un fluido.

En las unidades FCC, el catalizador de equilibrio es fluidizado por un flujo de aire de 229,144 $\left(\frac{kg}{hr}\right)$ proveniente del soplador de aire MAB, el cual es distribuido a los anillos de distribución.

3.2. Análisis de fluidización hidrodinámico para cálculo en el convertidor (reactor/regenerador)

3.2.1. Cálculo de la velocidad del aire en los anillos interiores del regenerador.

Una vez obtenida la fundamentación teórica, procedemos a realizar los cálculos correspondientes para la sección de regeneración, tomando como referencia los siguientes datos:

Tabla 4. Valores de operación en los anillos interiores

<i>VARIABLES</i>	<i>UNIDADES</i>	
<i>Flujo de aire del soplador</i>	4,034	$\left(\frac{\text{kg}}{\text{hr}}\right)$
<i>Número de boquillas</i>	110	Boquillas
<i>Diámetro externo de la boquilla</i>	26.7	(mm)
<i>Diámetro interno de la boquilla</i>	18.8	(mm)

Para poder determinar la velocidad total que circula por todas las boquillas, se hace uso de la siguiente ecuación:

$$U_{\text{Boquillas}} = \frac{Q}{A} \quad (9)$$

Para calcular el área, tenemos la siguiente ecuación:

$$A = \frac{\pi}{4} (D)^2$$

Conocemos que las boquillas tienen un diámetro externo de 26.7 mm y un diámetro interno de 18.8 mm, por lo tanto:

$$A = \frac{\pi}{4} (0.0188 \text{ m})^2$$

$$A = 0.00027 \text{ m}^2$$

En base al flujo de aire del soplador $4,034 \frac{Kg}{hr}$ que entra por las boquillas y dividido por la densidad del fluido para obtener el flujo volumétrico, en donde la densidad del aire es considerada a una temperatura promedio @ $37^{\circ}C$, tenemos:

$$Q = \frac{W}{\rho}$$

$$Q = \frac{1.1206 \frac{Kg}{seg}}{3.048 \frac{Kg}{m^3}}$$

$$Q = 0.3676 \frac{m^3}{seg}$$

Ya que conocemos tanto el flujo total que fluye por todas las boquillas y el área interna de las boquillas de los anillos del regenerador, se calcula la velocidad total por boquilla, con:

$$U_{Boquillas} = \frac{0.3676 \frac{m^3}{seg}}{0.00027 m^2}$$

$$U_{Boquillas} = 1,361.67 \frac{m}{s}$$

Para conocer el flujo que sale por cada una de las boquillas, se procede a dividir la $U_{Boquillas}$ entre el número de boquillas el cual es de 110 boquillas.

$$U_{Por\ cada\ Boquilla} = \frac{1,361.67 \frac{m}{s}}{110\ Boquillas}$$

$$U_{Por\ cada\ Boquilla} = 12.37 \frac{m}{s}$$

3.2.2. Cálculo de la velocidad del aire en los anillos exteriores del regenerador.

El análisis para el cálculo de la velocidad en los anillos exteriores, está en consideración a los siguientes datos:

Tabla 5. Valores de operación en los anillos exteriores

<i>VARIABLES</i>	<i>UNIDADES</i>	
<i>Flujo de aire del soplador</i>	6,091	$\left(\frac{\text{kg}}{\text{hr}}\right)$
<i>Número de boquillas</i>	210	Boquillas
<i>Diámetro externo de la boquilla</i>	26.7	(mm)
<i>Diámetro interno de la boquilla</i>	18.8	(mm)

Dónde:

$$Q = \frac{1.6919 \frac{\text{Kg}}{\text{seg}}}{3.048 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}}$$

$$Q = 0.5550 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}$$

Y calculando el área, tenemos:

$$A = \frac{\pi}{4} (0.0188 \text{ m})^2$$

$$A = 0.00027 \text{ m}^2$$

Sustituyendo datos en la ecuación (10), tenemos:

$$U_{\text{Boquillas}} = \frac{0.5550 \frac{\text{m}^3}{\text{seg}}}{0.00027 \text{ m}^2}$$

$$U_{\text{Boquillas}} = 2,055.92 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

Para conocer el flujo que sale por cada una de las boquillas, se procede a dividir la $U_{Boquillas}$ entre el número de boquillas, el cual es de 210 boquillas.

$$U_{Por\ cada\ Boquilla} = \frac{2,055.92 \frac{m}{s}}{210\ Boquillas}$$

$$U_{Por\ cada\ Boquilla} = 9.79 \frac{m}{s}$$

3.2.3. Cálculo de la velocidad mínima de fluidización

Para llevar a cabo el cálculo de pérdida de gas o mejor conocida como caída de presión en el lecho fluidizado, hacemos uso de la ecuación (7.1) mencionada anteriormente en el capítulo I.

Para determinar la densidad de la partícula “catalizador zeolita ZSM-5” ($\rho_p - \rho_g$), es necesario el uso del principio de Geldart y Abrahamson en base al comportamiento de diferentes tipos de fluidos, para este caso es clase A, de tipo aireable al tener un diámetro de partícula entre los 40 a 75 μm .

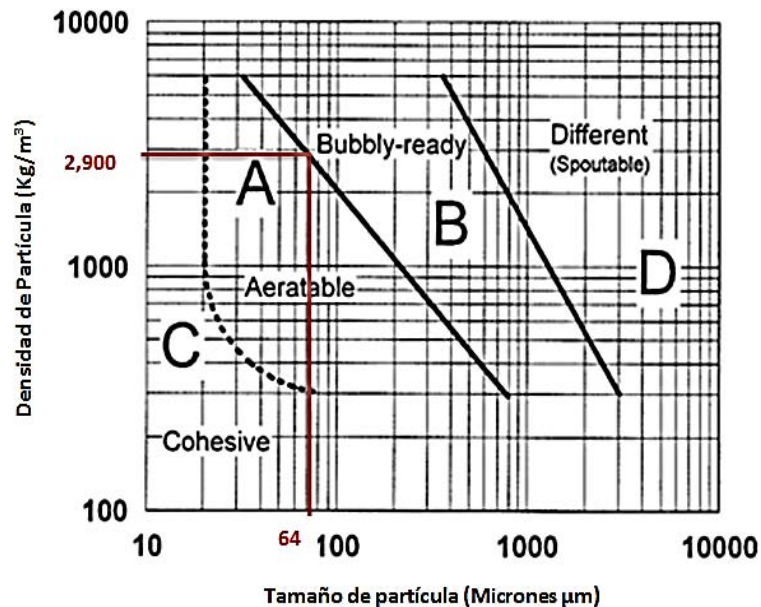


Fig. 21 Gráfico de Geldart para determinar la densidad de un sólido (Levenspiel O. 1999).

En la bibliografía “**Fluid Catalytic Cracking Handbook (Design operation and troubleshooting of FCC facilities)**”. De Shadeghbeigi, menciona que el tamaño de partícula de catalizadores para unidades FCC es aproximadamente de 75 μm , pero en la Guía de craqueo catalítico fluidizado menciona que el tamaño promedio de partícula que se suministra a las FCC es de 64 μm , ya que si se usa un catalizador de mayor diámetro de partícula superior a los 64 μ habrá un incremento en su tamaño, lo cual ocasionará arrastre de finos por los ciclones, tomando el dato del tamaño de partícula de 64 μm en la gráfica de la figura 7, para obtener una densidad promedio aproximada del catalizador.

El valor de la densidad tiene un valor de 2,900 $\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}$

En el caso de lechos de partículas con diámetros (d_p en μm) entre 50 y 500 μm , se puede usar la siguiente expresión:

$$\varepsilon_{mf} = 1 - 0.356(\text{Log } d_p - 1) \quad (10)$$

Sustituyendo el tamaño de partícula de 64 μm en la ecuación (10), para el cálculo de la esfericidad, tenemos:

$$\varepsilon_{mf} = 1 - 0.356(\text{Log } 64\mu\text{m} - 1)$$

$$\varepsilon_{mf} = 0.7129 \text{ adimensional}$$

Ahora bien, sabemos que la altura del lecho del reactor es de aproximadamente 3 m y conociendo que el valor de la gravedad es de 9.81 $\frac{\text{m}}{\text{s}^2}$, sustituyendo todos los datos en la ecuación (7.1), tenemos:

$$\Delta p = \left(2,900 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}\right) * 3 \text{ m } (1 - 0.7129) 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$\Delta p = 24503.12 \text{ Pa } \text{ o } 0.2498 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2}$$

Este valor representa la caída de presión máxima del gas a lo largo del lecho, si se supera este valor puede generarse un arrastre de finos como lo menciona el principio de velocidad superficial, este puede observarse con una gráfica (ΔP v/s velocidad mínima de fluidización).

Tomando en consideración los valores de las variables involucradas en la ecuación:

Tabla 6. Condiciones de operación internas en el regenerador

<i>Datos @ 721 °C</i>		<i>UNIDADES</i>	
<i>(TEMP. INTERNA DEL REGENERADOR)</i>			
<i>Altura del lecho</i>	L	3	(m)
<i>Porosidad mínima de fluidización</i>	ϵ_{mf}	0.7129	adimensional
<i>Viscosidad del gas</i>	μ_g	0.000041	$\left(\frac{kg}{m \cdot s}\right)$
<i>Diámetro de la partícula</i>	d_p	0.000608	(m)
<i>Densidad del aire</i>	ρ_g	3.1354	$\left(\frac{Kg}{m^3}\right)$

Para poder conocer la trascendencia en el lecho, cuando deja de ser fijo y pasa a ser fluidizado hacemos uso de la ecuación de Ergun, es decir la ecuación (3) de la velocidad mínima de fluidización.

$$(1 - \epsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g) = 150 \frac{\mu_g U_{mf} (1 - \epsilon_{mf})^2}{d_p^2 \epsilon_{mf}^3} + 1.75 \frac{\rho_g U_{mf}^2 (1 - \epsilon_{mf})}{d_p \epsilon_{mf}^3}$$

Se puede observar que tenemos una ecuación de orden dos, debido a los términos cuadrático, lineal e independiente cuando se iguala a cero. Reordenando e igualando a cero, tenemos:

$$1.75 \frac{\rho_g L (1 - \epsilon_{mf})}{d_p \epsilon_{mf}^3} U_{mf}^2 + 150 \frac{\mu_g L (1 - \epsilon_{mf})^2}{d_p^2 \epsilon_{mf}^3} U_{mf} - \Delta p = 0$$

Como se conoce el valor de la ΔP , y las demás variables de la ecuación, los sustituimos en la ecuación de Ergun, así tenemos:

$$1.75 \frac{3.1354 \frac{Kg}{m^3} * 3 m * (1 - 0.7129)}{0.000608 m * 0.7129^3} U_{mf}^2 + 150 \frac{0.000041 * 3 m (1 - 0.7129)^2}{0.000608^2 * 0.7129^3} U_{mf} - 24,503.12 Pa = 0$$

Despejando el valor de la U_{mf} , obtenemos:

$$U_{mf} = 0.8363 \frac{m}{s}$$

Una vez que se alcanza el estado de fluidización a medida que se va incrementando la velocidad del gas, va incrementando el tamaño de las burbujas por el efecto de coalescencia pudiendo llegar a tener un diámetro tan grande como el del reactor. Estas burbujas reciben el nombre de glóbulos o “slugs” y constituyen una gran canalización de paso de gas (bypass) y son los causantes de originar fluctuaciones del lecho y la pérdida de presión.

El slugging se presenta cuando el diámetro efectivo de burbuja excede un tercio del diámetro del lecho. Se pueden formar diferentes tipos de slugs en un lecho:

- a) Glóbulos asimétricos: Fluidización grupo A de la clasificación de Geldart.
- b) Flat-nosed slugs: Fluidización de partículas grandes de elevada densidad.
- c) Glóbulos de pared: Se forman cuando a elevadas velocidades del gas rompen los glóbulos.

En la figura 22 se pueden observar los diferentes tipos de slugs que se forman en un lecho. El análisis de la expansión en el lecho fluidizado, se describe más adelante.

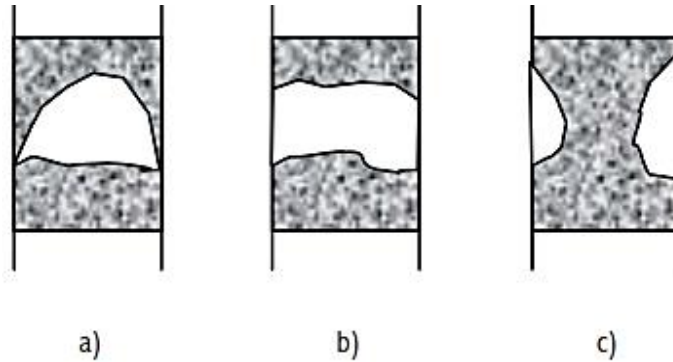


Fig. 22 Clasificación los diferentes tipos de “slugs”

3.2.4. Cálculo de la velocidad superficial de fluidización

Para poder determinar la máxima velocidad superficial a la que se tiene que operar, se hace uso de la siguiente ecuación:

$$U_o = \frac{Q}{A} \tag{11}$$

En base a DTI's, conocemos que el regenerador tiene un diámetro interno de 7.928 m, por lo tanto:

$$A = \frac{\pi}{4} (7.928 \text{ m})^2$$

$$A = 49.3647 \text{ m}^2$$

Sustituyendo datos, en consideración al flujo de aire del soplador que es de 229,144 $\frac{Kg}{hr}$ y dividido por la densidad del fluido que es aire, considerado una temperatura promedio @ 500°C (temperatura del aire considerada antes de entrar al regenerador), para obtener el flujo volumétrico, tenemos:

$$Q = \frac{W}{\rho}$$

$$Q = \frac{63.6511 \frac{Kg}{seg}}{1.20 \frac{Kg}{m^3}}$$

$$Q = 53.0425 \frac{m^3}{seg}$$

Ya que conocemos tanto el flujo volumétrico y el área interna del regenerador, sustituimos los datos en la ecuación (11), y así tenemos:

$$U_o = \frac{53.0425 \frac{m^3}{seg}}{49.3647 m^2}$$

$$U_o = 1.07 \frac{m}{s}$$

El valor de operación de diseño en exceso de la velocidad superficial es de $0.99 \frac{m}{s}$ ($3.25 ft$), factible desde el punto de vista hidráulico. Según lo recomendable por el libro Levenspiel no se debe rebasar este límite ya que si se supera el valor de $1.07 \frac{m}{s}$ ($3.50 ft$) se generará un arrastre de finos (catalizador de equilibrio).

Para poder apreciar los cambios al ser superada la velocidad superficial de fluidización se elabora una gráfica (ΔP v/s velocidad mínima de fluidización), con el uso de la ecuación (7.1) para la máxima caída de presión en el lecho, en donde se realiza una simulación, tomando como base datos de la operación actual del flujo de aire en el regenerador.

Para lo cual tenemos, los siguientes datos.

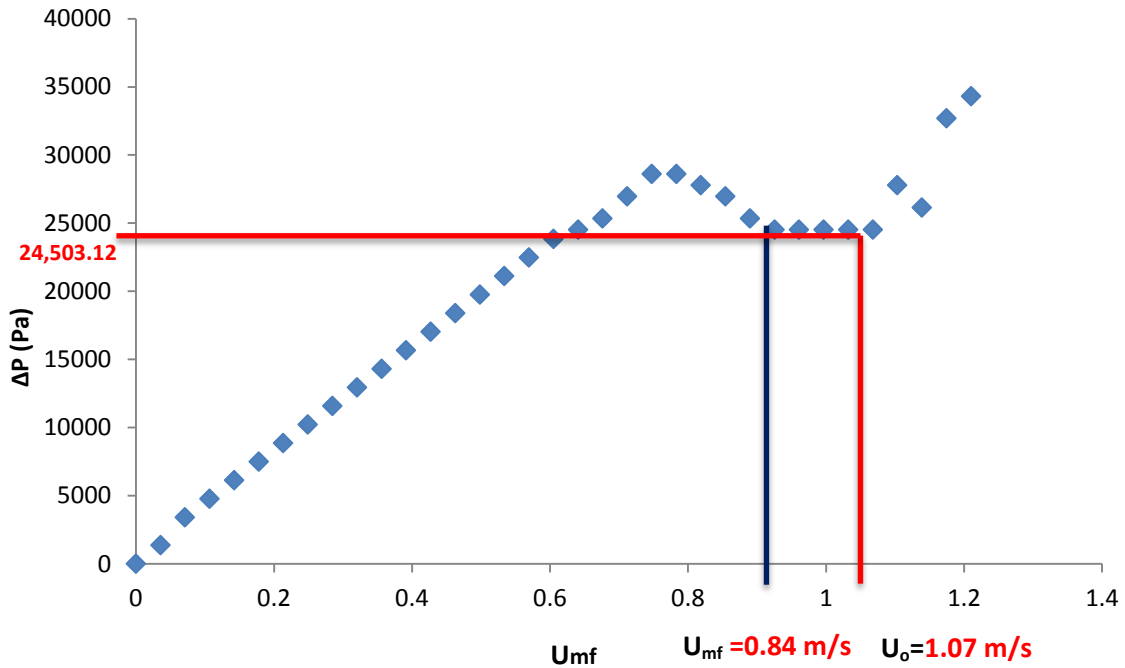
Tabla 7. Condiciones generales para la fluidización

DATOS		UNIDADES	
Densidad de partícula	$(P_p - P_g)$	2,900	$\left(\frac{Kg}{m^3}\right)$
Altura del lecho	L	3	m
Porosidad mínima de fluidización	ϵ_{mf}	0.7129	adimensional
Aceleración de la gravedad	g	9.81	$\left(\frac{m}{s^2}\right)$

$U_{mf} \left(\frac{m}{s}\right)$	ΔP (Pa)
0	0
0.0356	1361.28465
0.0712	3403.211625
0.1068	4764.496275
0.1424	6125.780925
0.178	7487.065575
0.2136	8848.350225
0.2492	10209.63488
0.2848	11570.91953
0.3204	12932.20418
0.356	14293.48883
0.3916	15654.77348
0.4272	17016.05813
0.4628	18377.34278
0.4984	19738.62743
0.534	21099.91208

0.5696	22461.19673
0.6052	23822.48138
0.6408	24503.1237
0.6764	25319.89449
0.712	26953.43607
0.7476	28586.97765
0.7832	28586.97765
0.8188	27770.20686
0.8544	26953.43607
0.89	25319.89449
0.9256	24503.1237
0.9612	24503.1237
0.9968	24503.1237
1.0324	24503.1237
1.068	24503.1237
1.1036	27770.20686
1.1392	26136.66528
1.1748	32670.8316
1.2104	34304.37318

Nota: El valor con borde en color azul de la tabla anterior, corresponde al resultado calculado anteriormente en la caída de presión de la pág. 58, el cual si se sobrepasa dicho valor, dará paso e inicio a un arrastre de finos.



Gráfica 1. Gráfica de U v/s ΔP en relación a la altura del lecho catalítico y flujo de aire por el soplador.

3.2.4. Cálculo de la velocidad terminal de partículas

Con el propósito de determinar la velocidad en la que las partículas se vuelven estables al alejarse de la pared del regenerador (sección transversal), hacemos uso de la ecuación (5).

$$U_T = \sqrt{\frac{4 * g * d_p * (\rho_p - \rho_g)}{3 * C_D * \rho_g}}$$

La ecuación anterior está en función del C_D o coeficiente de arrastre, el cual no se conoce y para determinarlo recurrimos a la curva de arrastre del Perry, en donde es necesario conocer el tipo de partícula (esfericidad) y el N_{Re} .

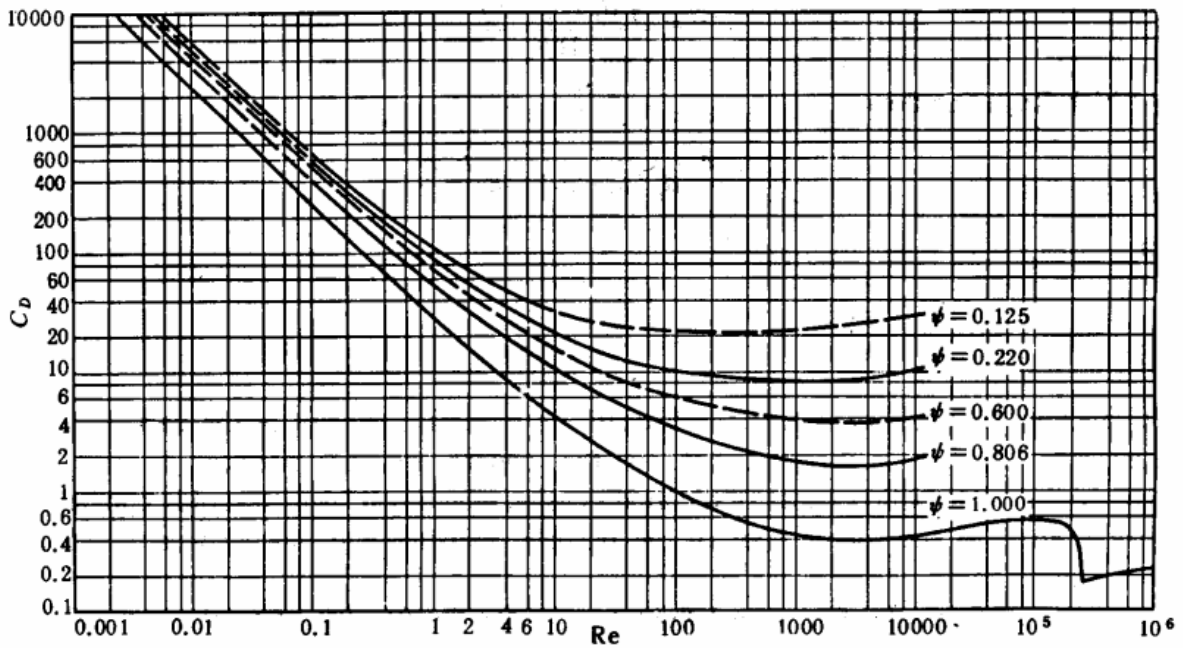


Fig. 23 Coeficiente de resistencia para esferas, discos y cilindros (Perry R.H., 1988).

Donde el número de Reynolds se calcula de la siguiente manera:

$$N_{Re} = \frac{d_p U_T \rho_P}{\mu}$$

Sustituyendo datos y considerando que la velocidad terminal no se conoce, el problema se hace iterativo.

Donde:

$$N_{Re} = \frac{(0.000608 \text{ m})(U_T \text{ m})(3.048 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}{(0.000041 \frac{\text{kg}}{\text{m} * \text{s}})}$$

Don la velocidad total (U_T), es nuestro valor supuesto y es necesario determinarlo.

Por lo tanto, suponiendo un valor para la velocidad y haciendo uso del coeficiente de arrastre de la figura 23 en donde la $\Phi=1$ (esferas), tenemos:

Tabla 8. Iteraciones para el cálculo de la velocidad terminal

<i>U supuesta</i>	<i>NRe</i>	<i>Cd</i>	<i>U calculada</i>	<i>U sup. = Ucalc.</i>
2	92.9913756	1.2	2.475811413	NO
2.47581141	115.114555	0.82	2.995030555	NO
2.99503056	139.256006	0.8	3.03223733	NO
3.03223733	140.98596	0.78	3.070866115	NO
3.07086611	142.782032	0.78	3.070866115	SI

En donde tenemos un valor de $U_T = 3.0708 \frac{m}{s}$, que representa el máximo de velocidad cuando la partícula de diámetro d_s cae y regresa a través del lecho fluidizado.

3.3. Análisis de la expansión del lecho fluidizado.

La expansión en el lecho fluidizado por un gas no es fácilmente estimable. En las unidades FCC es considerado la adición de distribuidores de aire y el uso de relaciones como el diámetro/altura, D/H , elevadas para conseguir una mayor uniformidad y eliminar posibles glóbulos (slugs). Cuando se sobrepasa el valor de la velocidad mínima de fluidización un exceso de gas pasa por el lecho en forma de burbujas, la erupción de las burbujas en la superficie del lecho provoca que en esta zona crezca la fracción de huecos.

La existencia de burbujas ocasiona un aumento en el volumen que varía dependiendo el tamaño de burbuja y su manera de distribución. Una forma de comprender la manera en que la burbuja afecta el tamaño del lecho, es analizando una sección del lecho en el que exista un flujo visible de burbujas.

$$\varepsilon_b = \frac{Q_b}{A U_a} \quad (12)$$

Donde:

$A = \text{Área transversal del lecho (m}^2\text{)}$

$Q_b = \text{Flujo visible de burbujas (}\frac{\text{m}^3}{\text{s}}\text{)}$

$U_a = \text{Velocidad promedio de las burbujas (}\frac{\text{m}}{\text{s}}\text{)}$

Cuando no se conoce alguno de los valores involucrados en la ecuación (12) se puede hacer uso de correlaciones estimatorias que nos ayudan a determinar la expansión de las burbujas de gas en lecho.

Una correlación que da buenos resultados en las predicciones de ε_{mf} ($\pm 10\%$) cuando las partículas a fluidizar son bastante pequeñas es:

$$\varepsilon_b = 0.586 \varphi_s^{-0.722} \left(\frac{\mu^2}{\rho_f * g * (\rho_p - \rho_f) d_p^3} \right)^{0.029} \left(\frac{\rho_f}{\rho_p} \right)^{0.021} \quad (13)$$

$$\varepsilon_b = 0.586 * 1^{-0.722} \left(\frac{\left(0.000041 \frac{\text{kg}}{\text{m} * \text{s}} \right)^2}{3.1354 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * \left(2900 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) (0.000608 \text{ m})^3} \right)^{0.029} \left(\frac{3.1354 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{577 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} \right)^{0.021}$$

$$\varepsilon_b = 0.40$$

3.3.1. Cálculo para el diámetro de burbuja.

El tamaño de las burbujas está determinado por la velocidad superficial, la geometría del recipiente, y principalmente el diseño del distribuidor. Su control depende del uso de dispositivos internos, que permiten tener burbujas pequeñas (con un tamaño razonable de 4-10 cm) y distribuidas uniformemente para conseguir un buen contacto G-S.

Los dispositivos internos de cualquier reactor (unidades FCC) son parrillas, bafles ondulados, platos perforados. El diseño y el espacio de estos dispositivos determina el tamaño de las burbujas y actualmente no existen fórmulas para predecirlas.

Los dispositivos horizontales permiten el incremento de los gradientes de temperatura, al igual retardan la mezcla del sólido, provocan la clasificación de partículas y originan el perfil axial de temperatura.

A elevadas velocidades de gas los dispositivos verticales presentan mucho bypass de gas (slugging 45), para evitarlo deben estar separados al menos 30 veces el diámetro de partículas.

El tamaño de burbuja ha sido medido por Yasui y Johnson (Alche J. 4,445 (1958), Kobayashi et al. (Chem.Eng.Japan 29,846(1965)), Toei et al. (Chem.Eng. Japan 29,851(1965)) y Kunii et al. (Chem.Eng.Japan 29,846(1965)). Los resultados muestran que el tamaño de burbujas crece con la velocidad del gas y con la altura en cualquier lecho.

Está comprobado que las altura del lecho y la coalescencia son factores que alteran significativamente el diámetro de las burbujas. Davison y Harris (1963) sugieren que la condición para el tamaño máximo de burbuja. En el punto de vista práctico, una buena correlación (Rowe, 1993), es:

$$d_{b,m\acute{a}x} = 1.87 * d_{b \text{ orificio}} \quad (14)$$

Tomando en consideración que el sistema lecho gas, cuando alcanza un equilibrio dinámico, se alcanza un diámetro (tamaño) de burbuja medio.

Una correlación que da buenos resultados de d_b para platos perforados a caudales elevados, o plato poroso a caudales altos o bajos, es:

$$d_b = \frac{1.30}{g} (U_T - U_{mf})^2 \quad (15)$$

Haciendo uso de la ecuación (15) para calcular el diámetro de burbuja en el lecho fluidizado, se obtiene:

$$d_b = \frac{1.30}{9.81 \frac{m}{s^2}} \left(3.0708 \frac{m}{s} - 0.8363 \frac{m}{s} \right)^2$$

$$d_b = 0.6440 \text{ m}$$

El tamaño de burbuja es calculado y considerando para la fase diluida, ahora para conocer el tamaño de burbuja aproximado que se genera en la zona densa del lecho se usa la ecuación (14), en la cual se utiliza el diámetro interno del orificio de las rejillas de distribución de 0.16 m.

$$d_{b,m\acute{a}x} = 1.87 * 0.16 \text{ m}$$

$$d_{b,m\acute{a}x} = 0.2992 \text{ m}$$

Se puede observar que el tamaño de las burbujas que se forman en la fase densa es más pequeño que la fase diluida, esto se debe a la formación de slugs a través del lecho.

En la figura 24, observamos que el tamaño de burbuja a través del lecho catalítico va incrementando desde la fase densa a la fase diluida, adquiriendo diferentes formas en el transcurso de su paso por el lecho catalítico. La formación de burbujas también depende a su vez del aire de fluidización suministrado por el soplador de aire y de las propiedades del catalizador.

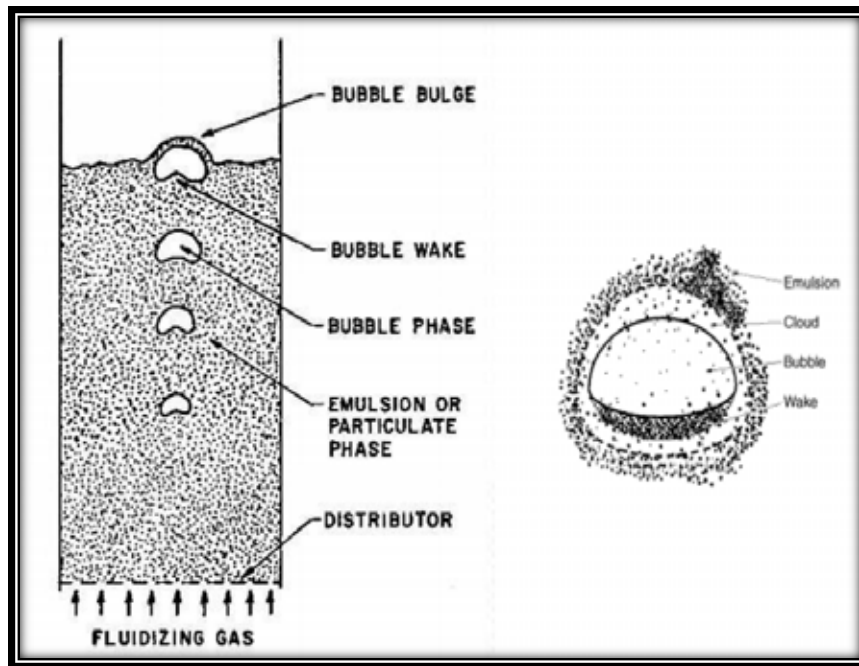


Fig. 24 Burbujas en el lecho catalítico (Levenspiel O., 1988).

3.4. Análisis del distribuidor de aire (T - Grids).

El distribuidor de aire en lechos fluidizados es uno de los factores más importantes en las unidades catalíticas, ya que puede afectar la calidad y el comportamiento del lecho.

En la siguiente figura podemos observar la clasificación de las rejillas de distribución o grillas.

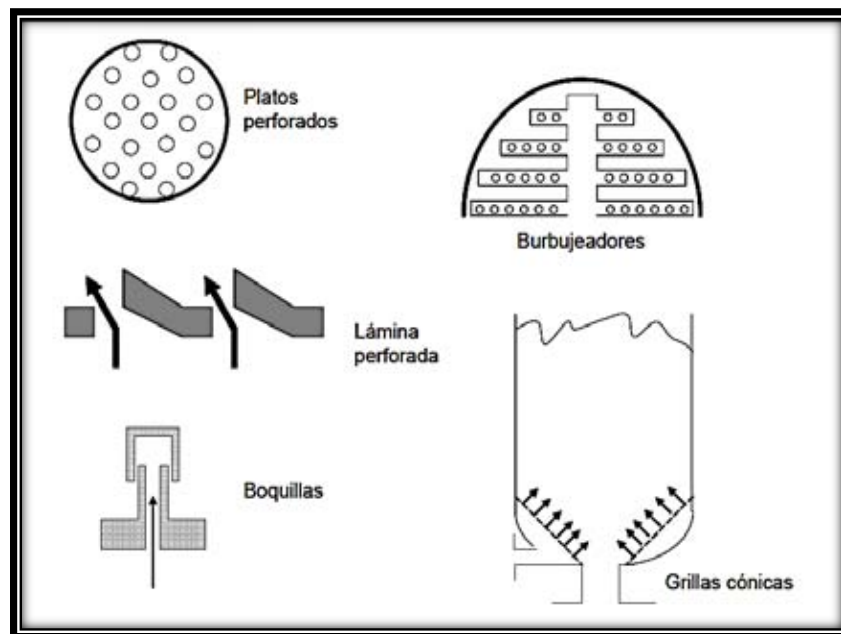


Fig. 25 Clasificación de las grillas o distribuidores de aire (Levenspiel O., 1988).

Para realizar el análisis al distribuidor de aire, debemos tomar las consideraciones implicadas en éste como las que se mencionan a continuación:

- 1) El distribuidor debe proporcionar una distribución uniforme del aire en el lecho.
- 2) Prevenir la pérdida del sólido por el distribuidor.
- 3) Prevenir la atrición del sólido en los puntos de inyección del gas.
- 4) Debe tener una fluidización desde el inicio del lecho sin la formación de zonas muertas en las cercanías del distribuidor.

5) Se debe tener un control de la formación de chorros durante la inyección del gas a través de los orificios del distribuidor, para mantener un lecho homogéneo y estable, como se muestra en la figura 26.

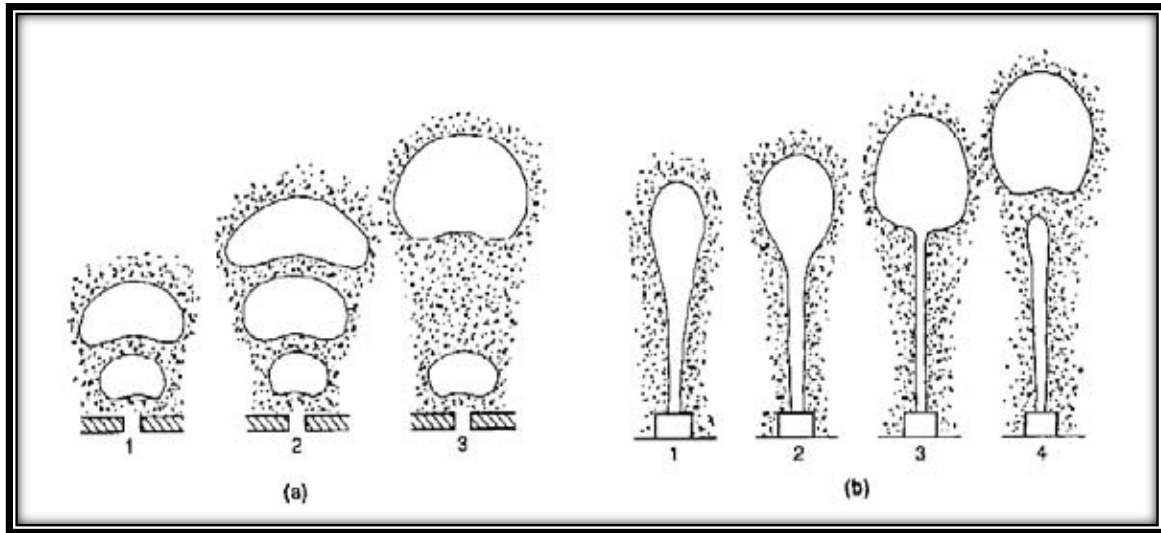


Fig. 26 a) Formación de burbujas para una velocidad en el orificio relativamente baja, **b)** para altas velocidades, formación inicial del distribuidor. (Levenspiel O., 1988).

La pérdida de presión, es la variable esencial en la verificación de las consideraciones anteriores. Cuanto más elevada sea mejor será la distribución del aire, ya que el aire debe vencer de manera uniforme las perturbaciones que son producidas en el burbujeo del gas.

Si la caída de presión es baja, el aire busca los orificios más fáciles, donde la caída de presión sea más baja ocasionando canalizaciones preferentes y que dará efecto a orificios tapados. Pero así mismo una elevada pérdida de carga origina una mayor compresión del aire, es decir, un incremento en el coste y por lo tanto un aumento considerable de la velocidad en los chorros del distribuidor.

Experimentalmente se ha comprobado que la pérdida de presión debe estar entre un 10 y un 30% de la pérdida total de presión en el lecho fluidizado.

Existen criterios para la elección de la pérdida de presión en el distribuidor de aire, en los que se propone que sea una fracción de la pérdida de presión en el lecho con la finalidad de tener una distribución uniforme del gas para platos perforados y boquillas, (Hyby 1997) sugiere utilizar las siguientes relaciones:

$$\frac{\Delta P_d}{\Delta P} = 0.15 \quad \frac{U_o}{U_{mf}} \approx 1 - 2 \quad (16)$$

$$\frac{\Delta P_d}{\Delta P} = 0.015 \quad \frac{U_o}{U_{mf}} \gg 1 \quad (17)$$

Para Determinar la caída de presión en los distribuidores de aire ΔP_d usando la ecuación de Hyby, y sustituyendo el valor de U_o y U_{mf} , tenemos:

$$\frac{1.07 \frac{m}{s}}{0.8363 \frac{m}{s}} = 1.2794$$

En referencia a este valor, usamos la ecuación (16) y despejando el ΔP_d , tenemos:

$$\Delta P_d = 0.15 * \Delta P \quad (16.1)$$

El valor de ΔP es de $24,502.12 \frac{Kg}{m^2}$ que corresponde a la caída de presión en el lecho catalítico, por lo tanto sustituyendo datos, tenemos:

$$\Delta P = 0.15 * 24,502.12 Pa$$

$$\Delta P = 3675.468 Pa \text{ o } 0.0374 \frac{Kg}{m^2}$$

Como se observa, este valor es calculado para las boquillas de distribuidor de aire interior que es el que está relacionado con el lecho catalítico y es el que soporta la carga del catalizador fluidizado.

Se ha visto que es posible encontrar buenas distribuciones para valores muy inferiores al comentado, mostrándose la dependencia de la pérdida de presión con la altura y del diámetro del lecho.

La expresión propuesta por Creasy (1971) cuantifica dicha dependencia y es muy útil para calcular la caída de presión en las boquillas de los anillos exteriores, este es representada, como:

$$\frac{\Delta P_d}{\Delta P} = 0.01 + 0.2 \left[1 - \exp\left(\frac{-D}{2H}\right) \right] \quad (18)$$

Despejando el valor de ΔP

$$\Delta P_d = 0.01 + 0.2 \left[1 - \exp\left(\frac{-D}{2H}\right) \right] * \Delta P \quad (18.1)$$

En donde suponemos el valor total que ocupa todo el lecho catalítico es de 3.025 m del centro del regenerador al área transversal, en una altura de 3 m, sustituyendo datos en la ecuación (18), tenemos:

$$\Delta P_d = 0.01 + 0.2 \left[1 - \exp\left(\frac{-3.025 \text{ m}}{2 (3 \text{ m})}\right) \right] * 24,503.12 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_d = 1940.61 \text{ Pa} \quad \text{o} \quad 0.0197 \frac{\text{Kg}}{\text{cm}^2}$$

Como se observa este valor es calculado para las boquillas de distribuidor de aire exterior considerando el área transversal del regenerador.

3.5. Análisis del separador ciclónico (Gas-Sólido) el convertidor (reactor/regenerador).

El análisis de la distribución del tamaño de partículas es muy valioso, como una forma de determinar la circulación potencial de catalizador y los problemas de pérdidas, así como el identificar la fuente de pérdidas.

Si el catalizador de equilibrio se hace más grueso (pierden finos), puede ser identificado analizando los finos de la chimenea del regenerador del “slurry” la pobre retención de los finos por los ciclones, tanto en el regenerador como el reactor, aparecerá reflejada por las muestras gruesas provenientes de estos recipientes.

Idealmente los finos que escapan de los ciclones de dos etapas que están operando eficientemente deberían tener un fracción de 0 a 40 μ equivalente al 97%. Las partículas mayores de 40 μ solo representan el 3% de las partículas que se pierden por los ciclones.

En separación de partículas sólidas pequeñas o polvo fino de los gases (catalizador), el uso más común es el separador de ciclón. (Geankoplis J C. 1995). El ciclón consiste en un cilindro vertical con fondo cónico que no posee partes móviles.

Su principio de funcionamiento radica en la entrada de una mezcla de gas-partícula sólida que entran tangencialmente por la parte superior. La penetración de la mezcla hace que se genere un movimiento rotatorio provocando la formación de un remolino que se desarrolla el cual produce la fuerza centrífuga que arrastra a las partículas hacia la pared en forma radial.

Al entrar, el aire del ciclón fluye hacia abajo en una espiral o vórtice adyacente a la pared. Cuando el aire llega a las cercanías del fondo cónico, vuelve a subir por medio de una pequeña espiral en el centro del cono y del cilindro. Por consiguiente se forma un vórtice doble.

Las partículas son arrastradas hacia la pared y caen al fondo, saliendo por la parte inferior del cono. Es considerado que la fuerza centrífuga en un ciclón va desde unas 5 veces la fuerza de gravedad en unidades grandes de baja velocidad, hasta 2,500 veces en unidades pequeñas de alta resistencia.

Los ciclones son usados para extraer partículas de más de 5 μm de diámetro suspendidas en gases.

3.5.1. Principio de operación de los ciclones de separación.

En un separador ciclónico el uso de las fuerzas centrifugas en vez de las fuerzas gravitatorias, la velocidad de sedimentación de las partículas se incrementa en gran medida haciéndose más efectiva la separación de los fluidos y los sólidos.

Al introducir tangencialmente a un recipiente en forma de cilindro una corriente gaseosa cargada con partículas sólidas a determinada velocidad, estas adquieren un movimiento en forma de doble hélice. Inicia con un giro en forma de espiral hacia abajo, acercándose gradualmente a la parte central ubicada en la parte superior dejando atrás a las partículas que debido a su inercia tienden a moverse hacia la periferia del equipo alejándose de la entrada del gas y recogándose en un colector situado en la base cónica de éste.

En el interior del ciclón, se distinguen dos zonas de movimiento (Conesa J.A):

- a) En la zona exterior del cilindro (cerca a la pared) predomina la velocidad tangencial, la velocidad radial es centrípeta y la axial de sentido descendente. La presión es relativamente alta.
- b) En la zona interior del cilindro (cerca al centro), el flujo es más turbulento y la presión baja. Predomina la velocidad axial con sentido ascendente.

En un ciclón de separación cualquier partícula se encuentra sometida a dos fuerzas opuestas en la dirección radial, la fuerza centrífuga y la de arrastre. Ambas fuerzas son función del radio de rotación y del tamaño de partícula.

Existe una órbita de diámetro $0.4D_e$ (siendo D_e el diámetro del cilindro concéntrico de salida de los gases o buscador de vórtices), esta órbita también es conocida como cilindro ideal de Stairmand, que separa la zona en la cual las partículas van a ser capturadas de aquella en la que los sólidos escapan junto con el gas.

Si la partícula sigue una trayectoria cuya órbita se encuentra dentro del cilindro de Stairmand y con una componente axial ascendente, la partícula abandonará el ciclón sin ser retenida. En el caso contrario la órbita es mayor a este diámetro $0.4D_e$, entonces la componente axial será descendente y la partícula tenderá irse al fondo del ciclón.

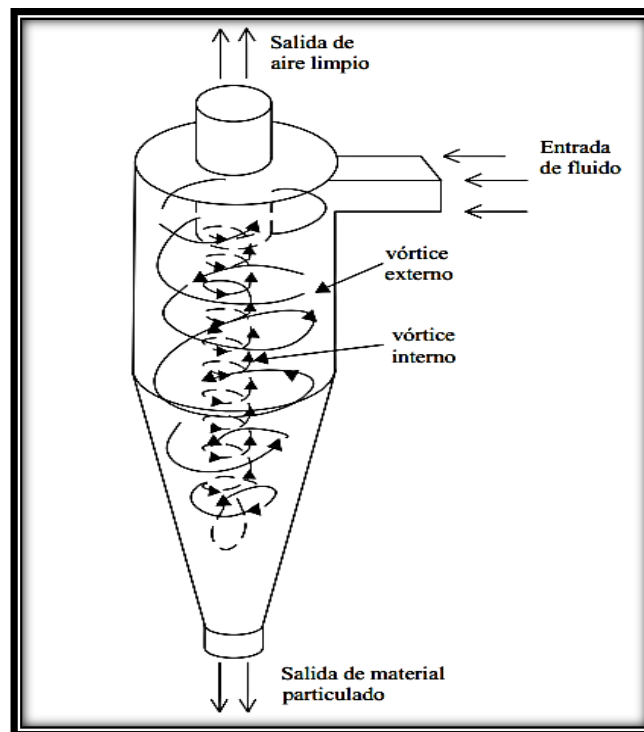


Fig. 27 Dirección de flujo en el interior de un separador ciclónico (Conesa J.A)

En la siguiente figura 27, se puede observar el movimiento que sigue el flujo en el interior de un separador ciclónico

Un ciclón que tiene un buen funcionamiento, debe garantizar que la salida de las partículas se lleve a cabo en condiciones de estancamiento. Se debe impedir que el aire exterior penetre en el interior del ciclón provocando la dispersión de las partículas ya depositadas.

Existen 4 tipos distintos de ciclones de separación de partículas, los ciclones implementados en las unidades FCC son los ciclones de entrada tangencial y descarga axial. Este tipo de ciclones representa el considerado ciclón tradicional. En la figura 28 se muestra una configuración geométrica de este tipo de ciclones.

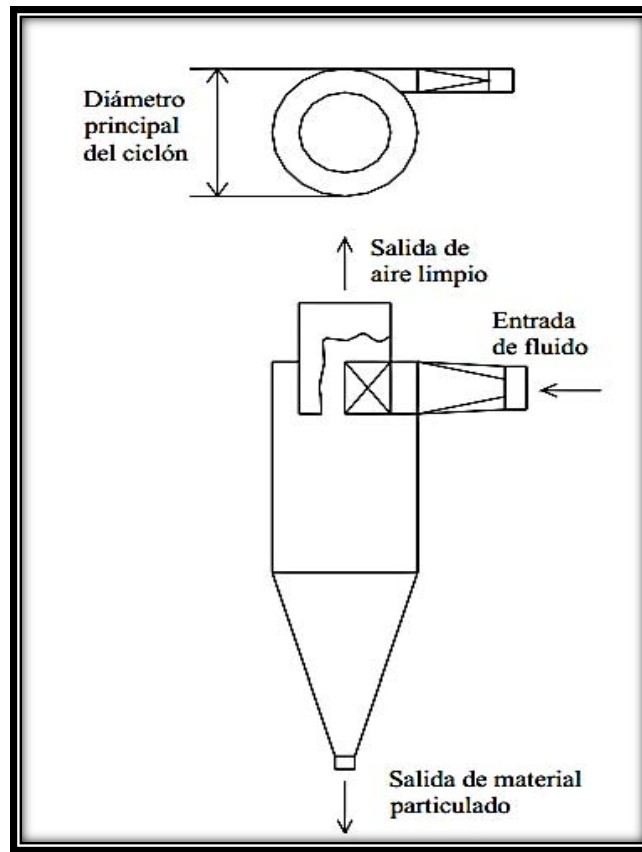


Fig. 28 Ciclón de entrada axial y salida periférica (Conesa J.A)

El tipo de entrada de un ciclón de separación que es usado en la industria química y petrolera es el que se muestra en la figura 29.

Otro criterio considerado en la separación de los ciclones de separación es la eficiencia, debido a que está en función de su tamaño. Esta clasificación está en base a lo siguiente:

- Ciclón con alta eficiencia (98 – 99.5%)
- Ciclón moderadamente eficiente (70 – 80%)
- Ciclón de baja eficiencia (50%)

Se ha comprobado que los ciclones de menor diámetro son los que proporcionan mejores eficiencias en la separación de las partículas.

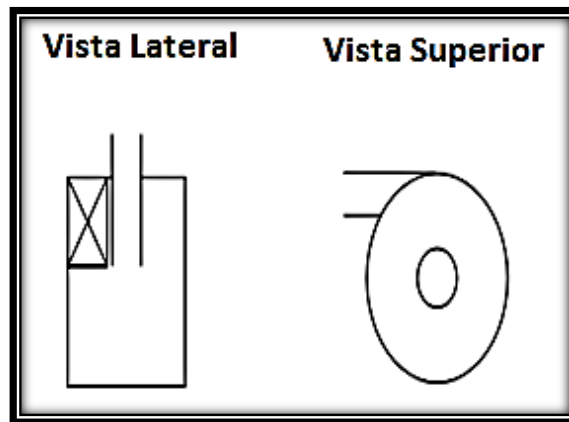


Fig. 29 Vista superior y lateral de la configuración de entrada de un ciclón de separación de partículas (Conesa J.A).

3.5.2. Dimensiones principales de un separador tipo ciclónico.

Las dimensiones de los separadores ciclónicos varían en consideración de su uso. En base a su forma geométrica el separador ciclónico consta de las siguientes partes que se muestran y describen en la figura 30.

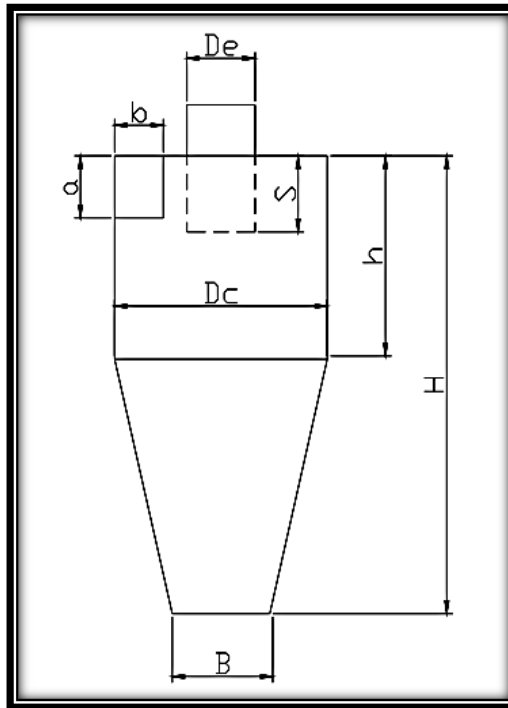


Fig. 30 Dimensiones principales de un ciclón de entrada axial y salida periférica.

Donde:

a = Altura de la entrada del fluido

B = Ancho de la entrada del fluido

S = Altura del buscador de vórtices

D_e = Diámetro del buscador de vórtices

D_c = Diámetro principal del ciclón

h = Altura del cilindro principal

H = Altura total del ciclón

B = Diámetro de salida de las partículas sólidas.

Como se puede observar en la figura 27, un separador está conformado por cuatro componentes principales; Consta de un cuerpo cilíndrico principal, un cono truncado, una entrada rectangular de los gases y un segmento de cilindro por donde salen los gases limpios llamado “buscador de vórtices”, el cual evita que se mezcle el aire en la entrada del ciclón con los gases a la salida.

3.5.3. Fenómenos generados en un separador tipo ciclón

En un ciclón comienza a operar se puede observar que cuando una partícula entra en movimiento existe principalmente cuatro fuerzas que actúan sobre ella:

- Fuerza centrífuga
- Fuerza de arrastre
- Fuerza de gravedad
- Fuerza de flotación

En la figura 31 se observa las fuerzas con las que interactúa una partícula en un ciclón.

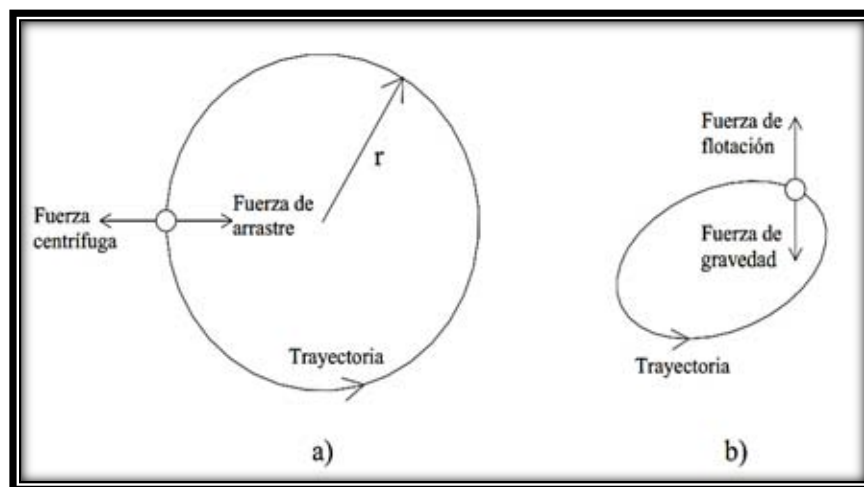


Fig. 31 Fuerzas de interacción de una partícula dentro de un ciclón

a) Vista superior, b) Vista lateral.

Fuerza centrífuga

Este tipo de fuerza se presenta cuando una partícula recorre una trayectoria circular. Esta lleva una dirección radial con sentido de alejamiento del centro y es el resultado de la inercia de la partícula que tiende a seguir una trayectoria.

$$F_c = \frac{m_p V_t^2}{r_c}$$

Donde:

F_c = Fuerza centrífuga (N)

m_p = Masa de la partícula (Kg)

r_c = Radio de la curvatura (m)

V_t = Velocidad tangencial $\left(\frac{m}{s}\right)$

Fuerza de arrastre

Esta fuerza representa la fuerza que un fluido en movimiento ejerce sobre un cuerpo en la dirección del flujo. La magnitud de ésta depende en parte de la viscosidad.

Para poder determinar la fuerza de arrastre es necesario conocer si el flujo es laminar o turbulento, ya que está en función de este parámetro. Considerando un flujo laminar, la ecuación para determinar la fuerza de arrastre es la siguiente:

$$F_a = 3\pi D_p \mu V_T$$

Donde:

$F_a = \text{Fuerza de arrastre (N)}$

$D_p = \text{Diámetro de la partícula(m)}$

$\mu = \text{Viscosidad dinámica del fluido } \left(\frac{\text{kg}}{\text{m}\cdot\text{s}}\right)$

$V_T = \text{Velocidad radial } \left(\frac{\text{m}}{\text{s}}\right)$

Esta fuerza es la responsable de que las partículas que no alcanzan a llegar a la pared del ciclón por la acción de la fuerza centrífuga, sean atraídas hacia el centro del ciclón que se encuentran a una presión menor, y posteriormente son expulsadas por el buscador de vórtices.

Fuerza de gravedad

La fuerza de gravedad es conocida como la fuerza de atracción que existe entre al menos dos cuerpos separados entre sí.

Algunos factores como la altura, la densidad pueden afectar la aceleración gravitacional. La aceleración de la gravedad es constante en $9.81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$.

La fuerza de gravedad en un ciclón es considerada como la fuerza de gravedad que actúa en las partículas en dirección axial, hacia abajo. Sin embargo, debido a la acción de la fuerza centrífuga, la fuerza de gravedad no resulta ser de tan importancia.

La fuerza de gravedad puede ser determinada por la segunda ley de Newton:

$$F_g = m_p g$$

Donde:

$F_g = \text{Fuerza de gravedad (N)}$

$m_p = \text{Masa de la partícula (Kg)}$

$g = \text{Aceleración de la gravedad } \left(\frac{m}{s^2}\right)$

Fuerza de flotación

Para poder describir el significado de este tipo de fuerza de flotación hacemos referencia al principio de Arquímedes el cual dice que un cuerpo es sumergido en un fluido recibe una fuerza ascendente sobre él. Esta fuerza siempre tiene una dirección vertical y sentido hacia arriba y es conocida como fuerza de flotación.

Esta fuerza es debida a la diferencia de presión que existe entre las superficies superior e inferior del cuerpo. La resultante es una fuerza neta hacia arriba y es igual al peso del volumen del fluido desplazado por el cuerpo. La fuerza de flotación está dada por la siguiente ecuación:

$$F_f = \rho g V_f$$

Donde:

$F_f = \text{Fuerza de flotación (N)}$

$V_f = \text{Volumen del fluido desalojado (m}^3\text{)}$

$\rho = \text{Densidad del fluido } \left(\frac{Kg}{m^3}\right)$

$g = \text{Aceleración de la gravedad } \left(\frac{m}{s^2}\right)$

3.5.4. Tipo de velocidades de un separador ciclónico.

En la operación de un ciclón se dan diferentes tipos de velocidades, estas son:

- Velocidad axial
- Velocidad radial
- Velocidad tangencial

Velocidad Axial

La velocidad axial relaciona la distribución volumétrica del producto entre descarga de salida del gas por el buscador de vórtices y la salida de los sólidos. Una cualidad de esta componente de velocidad es que existe una zona donde la velocidad axial tiene un cambio de dirección. Ese cambio de dirección se da en el punto donde la velocidad axial toma el valor de cero.

En la siguiente figura 32 y 33 se puede observar un perfil de velocidad axial a lo largo de la dirección radial del ciclón, se puede observar que la velocidad axial es ascendente pero llega a un punto donde dicha velocidad decrece hasta hacerse cero (donde se invierte el sentido) y cerca de la pared del ciclón la velocidad axial es descendente.

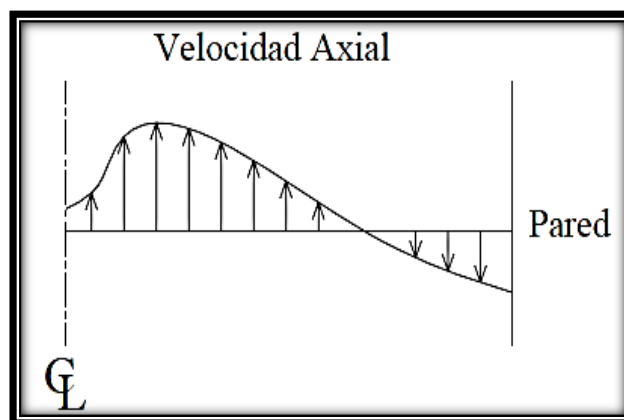


Fig. 32 Perfil de velocidad axial en un ciclón (Aguilar M. H., 2008)

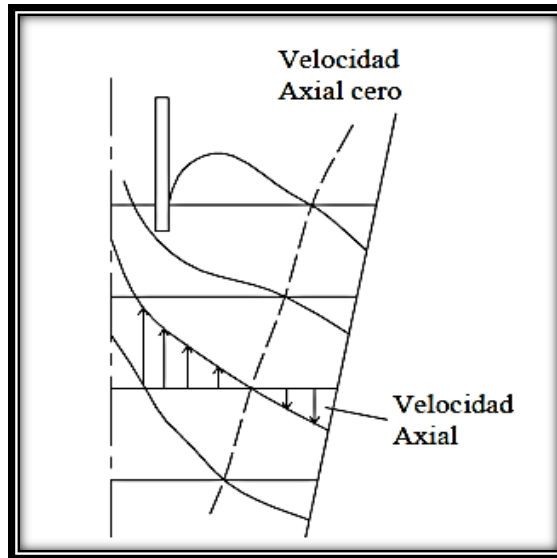


Fig. 33 Perfil de velocidad axial en un ciclón (Aguilar M. H., 2008)

Velocidad Radial

Es considerado que las velocidades tangencial y de las partículas son iguales, la velocidad relativa entre el gas y las partículas es igual a la velocidad radial del gas.

De las tres velocidades que interactúan en el ciclón, la velocidad radial es la que representa la menor magnitud de las tres. En la figura 34 y 35 se presenta un perfil de la velocidad radial a lo largo de la dirección radial.

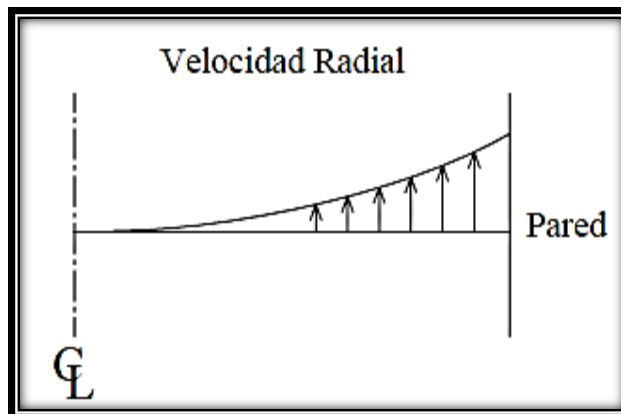


Fig. 34 Perfil de velocidad radial en un ciclón (Aguilar M. H., 2008)

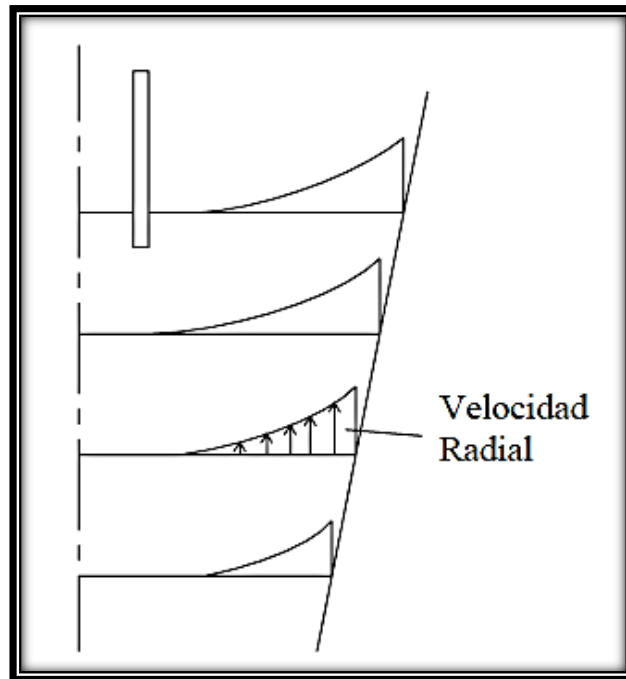


Fig. 35 Perfil de velocidad radial en un ciclón (Aguilar M. H., 2008)

Velocidad Tangencial

Debajo de la zona de interferencia que produce el “buscador de vórtices”, se tiene cierto comportamiento de la velocidad tangencial. Para analizar esta velocidad, se hace uso de la ecuación que relaciona la velocidad con el radio, esta es la siguiente:

$$V_t r^n = \text{constante}$$

Donde:

V_t = Velocidad tangencial

r = Radio de rotación

n = Exponente de viscosidad del gas

En la figura 36 se puede observar el comportamiento de la velocidad tangencial en un ciclón:

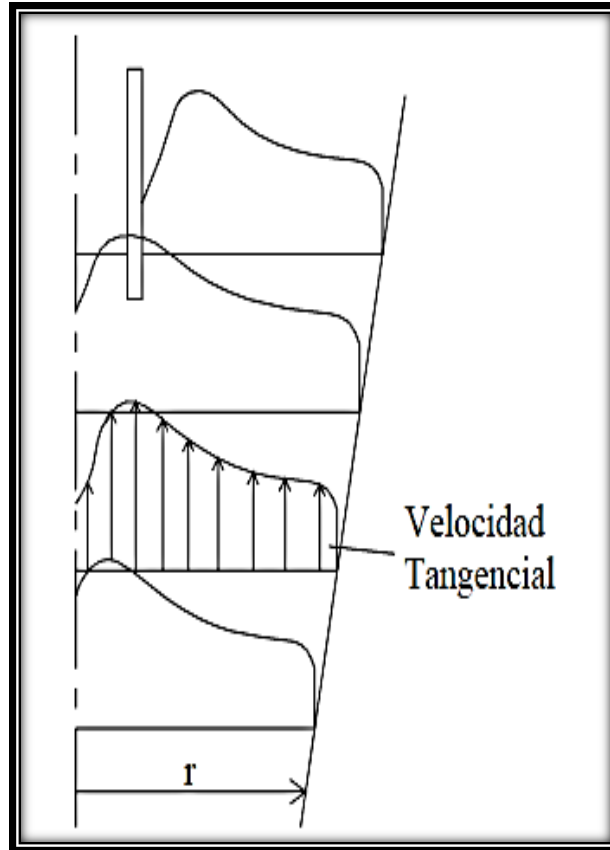


Fig. 36 Perfil de velocidad tangencial en un ciclón (Aguilar M. H., 2008)

3.6. Análisis de separación ciclónica (ciclones de primera etapa).

En el refino del petróleo se usan ciclones de entrada y salida axial ya que en este tipo de ciclones su eficiencia es mayor y su capacidad es menor.

Para llevar a cabo este análisis en los ciclones tenemos que tener en consideración las magnitudes involucradas en los ciclones de primera y segunda etapa, en base a la figura 37.

En base a la Tabla 3 de la página 43, conocemos que el D_c para el ciclón de primera etapa es de 1.219 m y 1.143 m respectivamente para el ciclón de segunda etapa, por lo tanto tenemos:

Tabla 9. Relaciones características al diámetro del barril en los separadores ciclónicos de tipo convencional o estándar

RELACIÓN	CICLÓN DE PRIMERA ETAPA		CICLÓN DE SEGUNDA ETAPA	
$B_c = \frac{D_c}{4}$	$B_c = \frac{1.219 \text{ m}}{4}$	0.30475 m	$B_c = \frac{1.143 \text{ m}}{4}$	0.28575 m
$D_e = \frac{D_c}{2}$	$D_e = \frac{1.219 \text{ m}}{2}$	0.6095 m	$D_e = \frac{1.143 \text{ m}}{2}$	0.5715 m
$H_c = \frac{D_c}{2}$	$H_c = \frac{1.219 \text{ m}}{2}$	0.6095 m	$H_c = \frac{1.143 \text{ m}}{2}$	0.5715 m
$L_c = 2 D_c$	$L_c = 2 (1.219 \text{ m})$	2.438 m	$L_c = 2 (1.143 \text{ m})$	2.286m
$S_c = \frac{D_c}{8}$	$S_c = \frac{1.219 \text{ m}}{8}$	0.1523 m	$S_c = \frac{1.143 \text{ m}}{8}$	0.1428 m
$Z_c = 2 D_c$	$Z_c = 2 (1.219 \text{ m})$	2.438 m	$Z_c = 2 (1.143 \text{ m})$	2.286 m
$J_c = \frac{D_c}{4}$	$J_c = \frac{1.219 \text{ m}}{4}$	0.30475 m	$J_c = \frac{1.143 \text{ m}}{4}$	0.2857 m

Para comparar las relaciones antes calculas en la tabla 9, se puede hacer uso de las siguientes configuraciones establecidas en el diseño de separadores ciclónicos:

Tabla 10. Configuraciones propuestas para el diseño de separadores ciclónicos

	ALTA EFICIENCIA		USO GENERAL		ALTA CAPACIDAD	
	Stairmand (1951)	Swift (1969)	Lapple (1951)	Swift (1969)	Stairmand (1951)	Swift (1969)
D_c/D_c (m)	1	1	1	1	1	1
D_e/D_c (m)	0.5	0.4	0.5	0.5	0.75	0.75
a/D_c (m)	0.5	0.44	0.5	0.5	0.75	0.8
b/D_c (m)	0.2	0.21	0.25	0.25	0.375	0.35
S/D_c (m)	0.5	0.5	0.625	0.6	0.875	0.85
H/D_c (m)	4	3.9	4	3.75	4	3.7
h/D_c (m)	1.5	1.4	2	1.75	1.5	1.7
B/D_c (m)	0.375	0.4	0.25	0.4	0.375	0.4

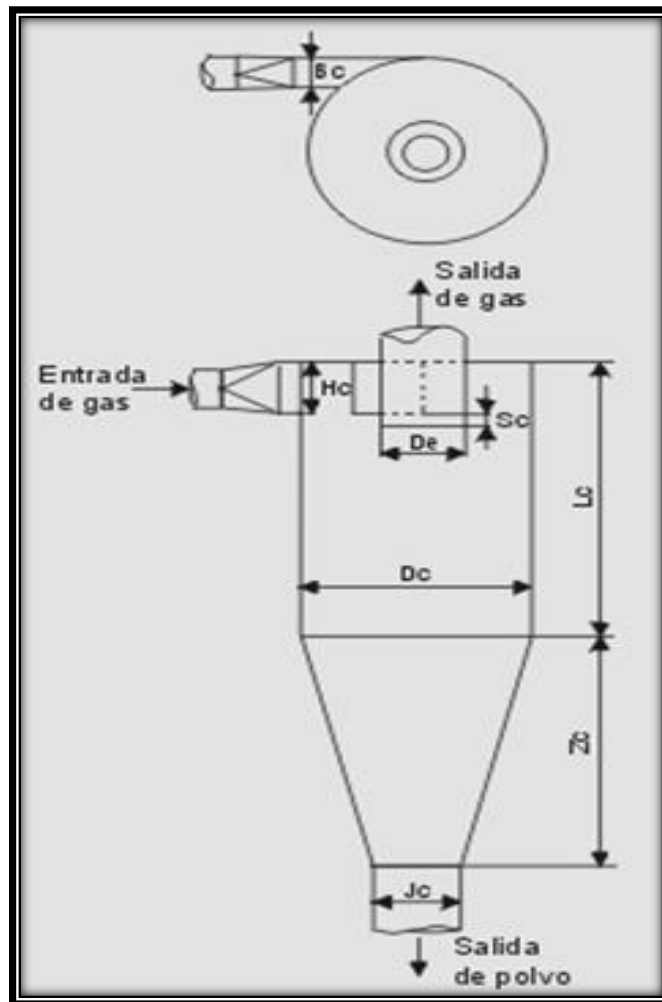


Fig. 37 Relaciones de magnitudes en un separador ciclónico

3.6.1. Cálculos en el ciclón de separación de primera etapa.

Para realizar el análisis en este ciclón, consideramos que la eficiencia puede aumentar con:

- Incremento de la velocidad de entrada (o tangencial).
- Densidad del catalizador.
- Diámetro del catalizador.
- Lisura de la pared interior del ciclón (evita turbulencias).
- Está comprobado experimentalmente que la eficiencia en un ciclón aumenta con la longitud del cuerpo del ciclón (revoluciones del vórtice) y la cantidad de polvo.

La eficiencia puede disminuir:

- Aumentando la viscosidad de gas portador
- Diámetro del ciclón

Comparando los valores obtenidos en la tabla 9, relaciones en los separadores ciclónicos, con los valores reales de las configuraciones para el diseño de un ciclón de alta eficiencia de la tabla 9, tenemos:

Tabla 11. Comparación de las relaciones de los separadores ciclónicos en la relación de configuración de Stairmand

	STAIRMAND	SEPARADOR CICLÓNICO 1 ^{RA} ETAPA	SEPARADOR CICLÓNICO 2 ^{DA} ETAPA
Dc/Dc (m)	1	1	1
De/Dc (m)	0.5	0.5	0.5
a/Dc (m)	0.5	0.5	0.5
b/Dc (m)	0.2	0.25	0.28
S/Dc (m)	0.5	0.76	0.71
H/Dc (m)	4	4	4
h/Dc (m)	1.5	2	2
B/Dc (m)	0.375	0.25	0.24

De la tabla 3 del capítulo II y de las hojas de datos de los separadores ciclónicos de primera etapa, conocemos que operan a las siguientes condiciones:

Tabla 12. Datos de operación del separador ciclónico de primera etapa

DATOS DEL CICLÓN DE PRIMERA ETAPA			
Densidad de la partícula	Pp	1441.662	$\frac{Kg}{m^3}$
Temperatura	°F	1329.8	m
Viscosidad del gas	μg	0.000041	$\frac{Kg}{m \cdot s}$
Flujo de Gas a la entrada	Q	6.3605	$\frac{m^3}{s}$
Flujo de Gas a la salida	Q	7.0607	$\frac{m^3}{s}$
Velocidad de entrada del aire	U	21.8	$\frac{m}{s}$
Velocidad de salida del aire	U	24.2	$\frac{m}{s}$
Diámetro de la partícula	dp	0.000608	$\frac{Kg}{m^3}$
Densidad del gas	Pg	1.289	$\frac{Kg}{m^3}$

Para calcular la eficiencia colectora fraccionaria, se usa la teoría de Leith y Lich ya que es la que se basa en las propiedades físicas del material particulado y el gas de arrastre, y en la relación entre proporciones del ciclón.

La eficiencia fraccional por tamaño de partículas se calcula con la siguiente ecuación:

$$\eta_i = 1 - \text{Exp} \left[-2 \left(\frac{G * \tau_i * Q}{D_c^3} * (n + 1) \right) \right]^{\frac{0.5}{n+1}} \tag{19}$$

Donde:

η_i = Eficiencia fraccional

G = Factor de configuración del ciclón

τ_i = Tiempo de relajación (s)

$Q = \text{Flujo volumétrico de entradas del gas } \left(\frac{m^3}{s}\right)$

$D_c = \text{Diámetro del ciclón (m)}$

$n = \text{Exponente del vórtice}$

El parámetro G está relacionado con las proporciones del ciclón y T_i agrupa características del material particulado y del gas de arrastre.

La eficiencia total se calcula realizando la sumatoria del producto de las eficiencias fraccionales por la masa fraccional.

$$\eta_T = \sum \eta_i * m_i \quad (20)$$

Donde:

$\eta_T = \text{Eficiencia total}$

$\eta_i = \text{Eficiencia fraccional}$

$m_i = \text{Porcentaje masico \%}$

Para el cálculo del factor de configuración del ciclón G , tenemos:

$$G = \left[2 \left[\pi \left(S - \frac{H_c}{2} \right) (D_c^2 - D_E^2) \right] + 4(V_H \text{ o } V_{nl}) \right] * \frac{D_c}{H_c^2 S_c^2} \quad (21)$$

Considerando que:

$$V_H = S + L > H$$

$$V_{nl} = S + L \leq H$$

$$V_H = \frac{\pi * D_c^2}{4} * (h - s) + \frac{\pi * D_c^2}{4} * \left(\frac{H - h}{3} \right) \left(1 + \frac{B}{D_c} + \frac{B^2}{D_c^2} \right) - \frac{\pi * D_E^2}{4} * (H - S) \quad (22)$$

$$V_{nl} = \frac{\pi * D_c^2}{4} * (h - s) + \frac{\pi * D_c^2}{4} * \left(\frac{L + S - h}{3}\right) \left(1 + \frac{d}{D_c} + \frac{d^2}{D_c^2}\right) - \frac{\pi * D_E^2 * L}{4} \quad (23)$$

La distancia por debajo de la salida del gas, donde se forma el vórtice o longitud natural, se calcula como:

$$L = 2.3 * D_E \left(\frac{D_c^2}{H_c S_c}\right)^{\frac{1}{3}} \quad (24)$$

Para calcular el tiempo de relajación, tenemos:

$$\tau_i = \frac{\rho_p * (d_{pi})^2}{18 * \mu} \quad (25)$$

Y para el exponente de vórtice:

$$n = 1 - \left[1 - \frac{(12 * D_c)^{0.14}}{2.5}\right] * \left[\frac{T + 460}{530}\right]^{0.3} \quad (26)$$

Y para el diámetro del centro, al punto donde se forma el vórtice:

$$d = D_c - (D_c - B) \left(\frac{L + S - h}{3}\right) \quad (27)$$

Una vez obtenidas las ecuaciones, hacemos uso de ellas para determinar la eficiencia total en la operación actual en el ciclón de separación, haciendo uso de las ecuaciones (24) Y (25) realizamos el cálculo de la VH y Vnl mediante lo siguiente:

$$VH = \frac{\pi * (1.219 \text{ m})^2}{4} (1.6761 \text{ m} - 0.7618 \text{ m}) + \frac{\pi * (1.219 \text{ m})^2}{4} \left(\frac{4.876 \text{ m} - 1.6761 \text{ m}}{3} \right) \left(1 + \frac{0.3047 \text{ m}}{1.219 \text{ m}} + \frac{(0.3047 \text{ m})^2}{(1.219 \text{ m})^2} \right) - \frac{\pi * (0.6095 \text{ m})^2}{4} (4.876 \text{ m} - 0.7618 \text{ m})$$

$$VH = 1.5004 \text{ m}^3$$

Para poder calcular el Vnl , tenemos que determinar el valor de L y d , mediante las ecuaciones (24) y (27), para así obtener:

$$L = 2.3 * 0.6095 \text{ m} \left(\frac{(1.219 \text{ m})^2}{0.6095 \text{ m} * 0.1523 \text{ m}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$L = 3.5324 \text{ m}$$

$$d = 1.219 \text{ m} - (1.219 \text{ m} - 0.3047 \text{ m}) \left(\frac{3.5324 \text{ m} + 0.7618 \text{ m} - 1.6761 \text{ m}}{4.876 - 1.6761} \right)$$

$$d = 0.4709 \text{ m}$$

Una vez determinados los valores de L y d , calculamos el Vnl , como:

$$Vnl = \frac{\pi * (1.219 \text{ m})^2}{4} (1.6761 \text{ m} - 0.7618 \text{ m}) + \frac{\pi * (1.219 \text{ m})^2}{4} \left(\frac{3.5324 \text{ m} + 0.7618 \text{ m} - 1.6761 \text{ m}}{3} \right) \left(1 + \frac{0.4709 \text{ m}}{1.219 \text{ m}} + \frac{(0.4709 \text{ m})^2}{(1.219 \text{ m})^2} \right) - \frac{\pi * (0.6095 \text{ m})^2 * 3.5324}{4}$$

$$Vnl = 1.6004 \text{ m}^3$$

Ya que conocemos los valores de VH y Vnl , mediante el uso de la ecuación (21), calculamos el factor de configuración del ciclón, teniendo en cuenta el siguiente criterio de selección para VH y Vnl , como:

$$VH = 1.5004 \text{ m}^3 > 4.876 \text{ m} \quad \text{No}$$

$$Vnl = 1.6004 \text{ m}^3 \leq 4.876 \text{ m} \quad \text{Sí}$$

Se usara el valor de Vnl en la ecuación para calcular G, ya que el valor es menor a la H.

Sustituyendo datos en la ecuación de G, tenemos:

$$G = \left[2 \left[\pi \left(0.7618m - \frac{0.6095m}{2} \right) \left((1.219 m)^2 - (0.6095m)^2 \right) \right] + 4(1.6004 m^3) \right] \frac{1.219m}{(0.6095 m)^2(0.3047 m)^2}$$

$$G = 339.3909$$

La ecuación (19) de la eficiencia fraccional está en función del exponente de vórtice (n) y del tiempo de relajación τ_i , por ello se calculan con las ecuaciones (25) y (26), para obtener:

$$\tau_i = \frac{1441.662 \frac{Kg}{m^3} * (0.000005 m)^2}{18 * 0.000041 \frac{kg}{m s}}$$

$$\tau_i = 0.000048 s$$

Y para el exponente de vórtice, donde la temperatura es en °F.

$$n = 1 - \left[1 - \frac{(12 * 1.219 m)^{0.147}}{2.5} \right] * \left[\frac{1329.8^\circ C + 460}{530} \right]^{0.3}$$

$$n = 0.3983$$

Ya que se conocen los datos que están en función a la eficiencia fraccional del ciclón se sustituyen en la ecuación (19), y así tenemos:

$$\eta_i = 1 - Exp \left[-2 \left(\frac{339.3909 * 0.000048 s * 6.3605 \frac{m^3}{s} * (0.3983 + 1)}{(1.219 m)^3} \right) \right]^{\frac{0.5}{0.3983+1}}$$

$$\eta_i = 0.5521$$

Para poder calcular la eficiencia total en la que está operando el ciclón, se debe conocer el m_i o $W\%$ porcentaje másico del catalizador, en el cual para obtenerlo hacemos uso de la tabla 5 mostrada a continuación, obtenida de la hoja de datos del separador ciclónico como parte del paquete de ingería básica.

También conocemos que la cantidad de catalizador total de carga es de $19.592 \frac{Kg}{m^3}$, la cual es considerada como la masa total.

Tabla 13. Distribución del tamaño de particular en un separador ciclónico

Tamaño de partícula (m)	W%	m_2	m_2/m_T	$(m_2/m_T)*\eta_i$
1	15	85	4.3385	2.4729
3	35	65	3.3176	1.8910
5	53	47	2.3989	1.3673
10	76	24	1.2249	0.6981
15	85	15	0.7656	0.4363
20	92	8	0.4083	0.2327
40	99	1	0.0510	0.0290

Tomando como base que el ciclón retiene partículas de $5 \mu m$, le corresponde un valor de $W\%$ de 136 como lo muestra la tabla 13 y sustituyendo este valor en la ecuación (20) de la eficiencia total, tenemos:

$$\eta_T = (136) * (0.5576)$$

$$\eta_T = 75.83$$

Este valor nos representa que el ciclón de primera etapa no opera a su eficiencia de diseño del 97 o 98%, ya que solo opera a una eficiencia del 76%, esto indica que parte del catalizador puede estar pasando al ciclón de segunda etapa, y por lo tanto si este no es lo suficientemente eficiente, gran parte del catalizador se está fugando al separador ciclónico de tercera etapa.

Para calcular la caída de presión en el ciclón, hacemos uso de la siguiente ecuación:

$$(\Delta P) = \frac{1}{2} * \rho_f * U^2 * N_H \quad (28)$$

Donde:

$\Delta P =$ Caída de presión (Pa)

$\rho_f =$ Densidad del gas $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$

$U =$ velocidad de salida del gas en el ciclón $\left(\frac{m}{s}\right)$

$N_H =$ Número de cabezas de velocidad a la entrada del ciclón

Par poder determinar la energía de flujo, debemos usar la siguiente ecuación:

$$N_H = K * \left(\frac{H_c * S_c}{D_E^2}\right) \quad (29)$$

Donde:

$K =$ Constante, toma el valor de 16 para entrada tangencial

La pérdida de presión en un ciclón depende del cuadrado de la velocidad de entrada, por lo tanto a mayor velocidad de entrada mayor pérdida de presión; lo anterior implica el sacrificar un poco de eficiencia para disminuir los requerimientos de energía.

Con el uso de la ecuación (29), se procede al cálculo de N_H , como:

$$N_H = 16 * \left(\frac{0.6095m * 0.1523m}{(0.6095 m)^2}\right)$$

$$N_H = 4$$

Sustituyendo el valor de N_H valor en la ecuación (28), tenemos:

$$(\Delta P)_{\text{por ciclón}} = \frac{1}{2} * 1.289 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} * 24.2 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} * 4$$

$$(\Delta P) = 1509.77 \text{ Pa}$$

Este valor corresponde a la caída de presión en cada separador ciclónico y la caída de presión total sería:

$$\Delta P_T = (\Delta P)_{\text{por ciclón}} * 8 \text{ pares de ciclones} \quad (30)$$

$$\Delta P_T = 1509.77 \text{ Pa} * 8 \text{ Ciclonas}$$

$$\Delta P_T = 12078.23 \text{ Pa} \text{ o } 0.12 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

El valor obtenido en la caída de presión total en los separadores ciclónicos de primera etapa, se encuentra por debajo del límite permisible de diseño que se menciona en el capítulo II el cual es de $0.14 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$. En estos separadores ciclónicos se puede considerar que no exista tanta pérdida de catalizador que se esté fugando a los separadores ciclónicos de segunda etapa y para determinar la caída de presión en los separadores en paralelo se realiza un cálculo de análisis para los separadores ciclónicos de segunda etapa.

3.6.2. Cálculos en el ciclón de separación de segunda etapa.

Para realizar el cálculo correspondiente del separador ciclónico de segunda etapa, conocemos que operan a las siguientes condiciones:

Tabla 14. Datos de operación del separador ciclónico de segunda etapa

<i>DATOS DEL CICLÓN DE SEGUNDA ETAPA</i>			
<i>Densidad de la partícula</i>	Pp	1441.662	$\frac{Kg}{m^3}$
<i>Temperatura</i>	°F	1329.8	m
<i>Viscosidad del gas</i>	µg	0.000041	$\frac{Kg}{m * s}$
<i>Flujo volumétrico por cada ciclón</i>	Q	6.3617	$\frac{m^3}{s}$
<i>Flujo de Gas a la salida</i>	Q	10.2864	$\frac{m^3}{s}$
<i>Velocidad de entrada del aire</i>	U	24.8	$\frac{m}{s}$
<i>Velocidad de salida del aire</i>	U	40.1	m
<i>Diámetro de la partícula</i>	d_p	0.000608	$\frac{Kg}{m^3}$
<i>Densidad del gas</i>	Pg	1.289	$\frac{Kg}{m^3}$

Siguiendo el mismo procedimiento al realizado anteriormente para el separador ciclónico de primera etapa, en relación a las dimensiones correspondientes a dicho ciclón, tenemos:

Cálculo de VH:

$$\begin{aligned}
 VH &= \frac{\pi * (1.143 \text{ m})^2}{4} (1.5716 \text{ m} - 0.7143 \text{ m}) + \\
 &\frac{\pi * (1.143 \text{ m})^2}{4} \left(\frac{4.572 \text{ m} - 1.5716 \text{ m}}{3} \right) \left(1 + \frac{0.2857 \text{ m}}{1.143 \text{ m}} + \frac{(0.2857 \text{ m})^2}{(1.143 \text{ m})^2} \right) - \frac{\pi * (0.5715 \text{ m})^2}{4} (4.572 \text{ m} - 0.7143 \text{ m}) \\
 VH &= 1.2369 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

Calculo de L:

$$L = 2.3 * 0.5715 \text{ m} \left(\frac{(1.143 \text{ m})^2}{0.5715 \text{ m} * 0.1428 \text{ m}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$L = 3.3122 \text{ m}$$

Cálculo de d:

$$d = 1.143 \text{ m} - (1.143 \text{ m} - 0.2857 \text{ m}) \left(\frac{0.7143 \text{ m} + 3.3122 \text{ m} - 1.5716 \text{ m}}{4.572 - 1.5716} \right)$$

$$d = 0.4415 \text{ m}$$

Una vez determinados los valores de L y d, calculamos el Vnl, como:

$$V_{nl} = \frac{\pi * (1.143 \text{ m})^2}{4} (1.5716 \text{ m} - 0.7143 \text{ m}) + \frac{\pi * (1.143 \text{ m})^2}{4} \left(\frac{3.3122 \text{ m} + 0.7143 \text{ m} - 1.5716 \text{ m}}{3} \right) \left(1 + \frac{0.4415 \text{ m}}{1.143 \text{ m}} + \frac{(0.4415 \text{ m})^2}{(1.143 \text{ m})^2} \right) - \frac{\pi * (0.5715 \text{ m})^2 * 3.3122}{4}$$

$$V_{nl} = 1.3193 \text{ m}^3$$

Ya que se conocen los valores de VH y Vnl se aplica el criterio del ciclón de primera etapa, como:

$$V_H = 1.2369 \text{ m}^3 > 4.572 \text{ m} \quad \text{No}$$

$$V_{nl} = 1.3193 \text{ m}^3 \leq 4.572 \text{ m} \quad \text{Sí}$$

Ahora se calcula el factor de configuración del ciclón de segunda etapa:

$$G = \left[2 \left[\pi \left(0.7143 \text{ m} - \frac{0.5715 \text{ m}}{2} \right) \left((1.143 \text{ m})^2 - (0.5715 \text{ m})^2 \right) \right] + 4(1.3193 \text{ m}^3) \right] \frac{1.143 \text{ m}}{(0.5715 \text{ m})^2 (0.2857 \text{ m})^2}$$

$$G = 339.3983$$

Para la determinar la eficiencia fraccional necesitamos calcular el exponente de vórtice (n) y el tiempo de relajación τ_i , de las ecuaciones (25) y (26), y sabemos que el ciclón está diseñado para captar partículas de 40 μm , sustituyendo datos tenemos:

$$\tau_i = \frac{1141.662 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} * (0.00004 \text{ m})^2}{18 * 0.000041 \frac{\text{kg}}{\text{m s}}}$$

$$\tau_i = 0.0032 \text{ s}$$

Y para el exponente de vórtice:

$$n = 1 - \left[1 - \frac{(12 * 1.143 \text{ m})^{0.14}}{2.5} \right] * \left[\frac{1329.8^\circ\text{C} + 460}{530} \right]^{0.3}$$

$$n = 0.3907$$

Ya que se conocen los datos que están en función a la eficiencia fraccional del ciclón se sustituyen en la ecuación (19), y así tenemos:

$$\eta_i = 1 - \text{Exp} \left[-2 \left(\frac{1357.1183 * 0.0098 \text{ s} * 8.2667 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} * (0.3907 + 1)}{(1.143 \text{ m})^3} \right)^{0.5} \right]^{0.3907+1}$$

$$\eta_i = 0.98$$

Para determinar la eficiencia total

$$\eta_T = (99) * (0.98)$$

$$\eta_T = 86.29$$

Para calcular la caída de presión en el ciclón de segunda etapa mediante la ecuación (29), se procede al cálculo de N_H , como:

$$N_H = 16 * \left(\frac{0.5715 \text{ m} * 0.1428 \text{ m}}{(0.5715 \text{ m})^2} \right)$$

$$N_H = 4$$

Sustituyendo el valor de N_H valor en la ecuación (28), tenemos:

$$(\Delta P) = \frac{1}{2} * 1.289 \frac{kg}{m^3} * 24.8 \frac{m}{s^2} * 4$$

$$(\Delta P) = 1585.5731 Pa$$

Usando la ecuación (30) para calcular la caída de presión total ΔP_T , tenemos:

$$\Delta P_T = 4145.4498 Pa * 8 \text{ ciclones}$$

$$\Delta P_T = 33163.598 Pa \text{ o } 0.33 \frac{kg}{cm^2}$$

3.7. Análisis de la temperatura del lecho catalítico en el regenerador

En reactores catalíticos de lecho fluidizado, las partículas (catalizador) son importantes para predecir el comportamiento del reactor. La velocidad global de reacción es en general, la velocidad intrínseca, evaluada a la temperatura y concentración de la fase emulsión.

El lecho fluidizado para reacciones catalíticas se utiliza solamente cuando la reacción es muy exotérmica y el catalizador es muy activo, motivo que suele coincidir con partículas de reducido tamaño, lo que significa que U_o es baja y el comportamiento de lecho corresponde a burbujas rápidas.

La regeneración del catalizador en el regenerador, como un proceso de remoción de carbón, está aceptado en la industria como un proceso de primer orden en cuanto a la concentración de carbón y la presión parcial de oxígeno. En base al principio de que las moléculas deben poseer una cantidad mínima de energía para reaccionar según el químico sueco Svante Arrhenius, su colisión y velocidad de reacción dependen de factores como: la presencia de catalizador, la concentración de reactivos, la temperatura de reacción y el estado físico de los reactivos.

Unos de los factores más importantes es la concentración de los reactivos. Cuanto más partículas existan en un volumen, más colisiones hay entre las partículas por unidad de tiempo. Al principio, cuando la concentración de reactivos es mayor, también es mayor la probabilidad de que se den colisiones entre las moléculas, y la rapidez es mayor.

A medida que la reacción avanza, al ir disminuyendo la concentración de los reactivos, disminuye la probabilidad de colisión y con ella la rapidez de la reacción. La medida de la rapidez de reacción implica la medida de la concentración de uno de los reactivos o productos a lo largo del tiempo, para medir la rapidez de una reacción se necesita medir la cantidad de reactivo que desaparece por unidad de tiempo, o bien la cantidad de producto que aparece por unidad de tiempo.

La rapidez de reacción se mide en unidades de concentración/tiempo y para la ecuación de la concentración de carbón en las partículas catalíticas contra el tiempo se aproxima con la siguiente ecuación:

$$-\frac{dC}{dt} = K_0 e^{\left(\frac{-\Delta E}{RT}\right)} C P_{O_2} \quad (31)$$

Donde:

$K_0 =$ Frecuencia constante (hr – 1atm – 1)

$W =$ Carbón sobre el catalizador, (fracción wt)

$P_{O_2} =$ Presión parcial del oxígeno

$-\Delta E =$ Energía de activación $\left(\frac{BTU}{lb} - mol\right)$

$R =$ Constante del gas $\left(\frac{BTU}{lb \frac{mol}{R}}\right)$

$T =$ Temperatura, grados rankie (R)

Con la ecuación anterior se puede observar que al incrementar la temperatura se incrementa la razón de quemado de carbón debido al incremento de la constante de conversión.

Se puede notar que la razón de quemado de coque o carbón se incrementa con:

- Incrementos de coque en el catalizador.
- Incrementos de la presión parcial del oxígeno.
- Incrementos de la temperatura en el regenerador.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS

4. Análisis de resultados

En base a los resultados obtenidos en el capítulo III de operación y funcionamiento actual de una unidad de craqueo catalítica, procedemos hacer una comparación entre los datos de diseño de la unidad con los datos generados en el análisis.

Actualmente sabemos que la unidad fue diseñada para operar a las condiciones de diseño indicadas en el capítulo II y mencionadas en la siguiente tabla:

Tabla 15. Comparación de datos de diseño y caso operacional

Anillos Inferiores	Interior		Exterior	
	Diseño	Operación	Diseño	Operación
Flujo de aire, $\frac{kg}{hr}$	4,034	4,034	6,091	6,091
Flujo de aire, $\frac{m^3}{s}$	-	0.3676	-	0.555
Densidad del aire a temp. Promedio $\frac{kg}{m^3}$	-	3.048	-	3.048
Numero de boquillas	110	110	210	210
Diámetro Externo de las boquillas, m	0.0267	0.0267	0.0267	0.0267
Diámetro Interno de las boquillas, m	0.0188	0.0188	0.0188	0.0188
Velocidad de salida de la boquilla $\frac{m}{s}$	13	12.37	10.31	9.79
Caída de presión por boquilla, $\frac{kg}{cm^2}$	0.047	0.037	0.024	0.019
Fluidización	Diseño		Operación	
Diámetro del catalizador	0.0000608		0.000068	
Densidad del aire, $\frac{kg}{m^3}$	-		3.1354	
Diámetro interno del reactor, m	7.928		7.928	
Viscosidad del aire, $\frac{kg}{m*s}$	0.000041		0.00041	
Altura del lecho catalítico, m	3		3	
Flujo de aire del soplador, $\frac{kg}{hr}$	229,144		229,144	
Flujo de aire del soplador, $\frac{m^3}{s}$	-		53.0425	

Velocidad mínima de fluidización, $\frac{m}{s}$	-	0.8363
Velocidad superficial, $\frac{m}{s}$	1.07	1.07
Velocidad terminal, $\frac{m}{s}$	-	3.0708
Expansión en el lecho fluidizado	-	40%
Tamaño de formación de burbujas en la fase densa del lecho catalítico, m	-	0.64
Tamaño de formación de burbujas en la fase diluida del lecho catalítico, m	-	0.29
Caída de presión en el lecho, $\frac{kg}{cm^2}$	-	0.2498
Ciclones	Diseño	Operación
Ciclones de primera etapa		
Temperatura interior en los ciclones, °C	721	721
Densidad de la partícula, $\frac{kg}{m^3}$	1441.662	1441.662
Densidad del gas, $\frac{kg}{m^3}$	1.289	1.289
Diámetro de partícula, m	0.000608	0.000608
Viscosidad del aire, $\frac{kg}{m*s}$	0.000041	0.000041
Flujo total de gas, $\frac{m^3}{hr}$	175,878	175,878
Flujo de gas por ciclón, $\frac{m^3}{s}$	-	6.1068
Velocidad de entrada, $\frac{m}{s}$	20.3	21.8
Velocidad de salida, $\frac{m}{s}$	22.5	24.2
Razón de la longitud del Tambor al diámetro interno del Tambor	1.77	0.5
Razón entre la longitud del cono al diámetro interno del Tambor	1.06	0.25
Razón entre la longitud total al diámetro interno del Tambor	4.38	4
Razón entre la distancia entre el ápice a la pierna del ciclón y el diámetro interno del Tambor	0.02	0.02
Eficiencia fraccional %	98 – 99.5%	55
Eficiencia total %	98%	75.83 ≈ 76
Caída de presión total por ciclones $\frac{kg}{cm^2}$	0.14	0.12

Ciclones de segunda etapa		
Temperatura interior en los ciclones, °C	721	721
Densidad de la partícula, $\frac{kg}{m^3}$	1441.662	1441.662
Densidad del gas, $\frac{kg}{m^3}$	1.289	1.289
Diámetro de partícula, m	0.000608	0.000608
Viscosidad del aire, $\frac{kg}{m*s}$	0.000041	0.000041
Flujo total de gas, $\frac{m^3}{hr}$	189,406	189,406
Flujo de gas por ciclón, $\frac{m^3}{s}$	-	6.5765
Velocidad de entrada, $\frac{m}{s}$	23.1	21.8
Velocidad de salida, $\frac{m}{s}$	37.2	24.2
Razón de la longitud del Tambor al diámetro interno del Tambor	1.77	0.5
Razón entre la longitud del cono al diámetro interno del Tambor	1.06	0.24
Razón entre la longitud total al diámetro interno del Tambor	4.38	4
Razón entre la distancia entre el ápice a la pierna del ciclón y el diámetro interno del Tambor	0.02	0.02
Eficiencia fraccional, %	98 – 99.5%	98
Eficiencia total, %	98%	86
Caída de presión total por ciclones $\frac{kg}{cm^2}$	0.14	0.33

4.1. Resultados del análisis hidrodinámico de fluidización en el regenerador.

En base a los resultados mostrados en la tabla anterior podemos observar que la unidad está operando fuera de los parámetros establecidos de diseño, y debido al funcionamiento en la unidad, sabemos que se está generando un excesivo arrastre de finos (catalizador) a través de los ciclones de separación.

Son muchos los factores involucrados en la pérdida de finos, por ello fue necesario el uso de ecuaciones teóricas para poder llegar a generar planteamientos en cada componente que integra la unidad.

Los resultados en base al estudio de fluidización arrojan que el flujo de aire proveniente del soplador de aire (MAB) en el lecho, genera una velocidad superficial de fluidización de los $1.07 \frac{m}{s}$, valor por arriba del valor de diseño. El valor de la velocidad superficial de fluidización está en función del aire suministrado por el soplador y del cual hoy en día se conoce que tiene altas vibraciones, que pueden estar generando una inestabilización en el lecho catalítico originando valores diferentes en la caída de presión por tambaleo en el lecho al aumento de la velocidad superficial del gas.

El valor de la caída de presión en el lecho de 24503.12 Pa, este valor es determinado en consideración a una altura de lecho estable de 3 m. El aire que proviene del soplador de aire que se penetra en el lecho catalítico es responsable de las burbujas (slugs) que se forman en el lecho, considerados como los principales responsables en la formación de huecos que originan la desestabilización del lecho.

En los cálculos realizados en el capítulo III, indican que el tamaño de burbuja que se expande en el lecho corresponde a un valor de 40% con una formación de burbujas en la fase diluida de aproximadamente los 64 cm y burbujas que forman slugs en el lecho catalítico en la fase diluida de aproximadamente 29 cm.

La formación de burbujas depende a su vez del aire suministrado por los distribuidores de aire en los anillos de distribución, los cuales en la operación y funcionamiento actual de la unidad observamos que la velocidad de salida del aire en el diseño de las boquillas internas es de $13 \frac{m}{s}$ y en las externas de 10.31 con valores de caídas de presión de $0.047 \frac{kg}{cm^2}$ y $0.024 \frac{kg}{cm^2}$ respectivamente.

Actualmente la velocidad de flujo por las boquillas internas y externas ha disminuido ya que las boquillas internas operan en base a datos actuales de operación de la unidad a $12.37 \frac{m}{s}$ y las boquillas externas a $9.79 \frac{m}{s}$, con caídas de presión de $0.037 \frac{kg}{cm^2}$ y $0.024 \frac{kg}{cm^2}$ respectivamente, valores por debajo de los establecidos a los de diseño.

La caída de presión en las boquillas de distribución pudo haber disminuido por que el flujo de aire del soplador de aire haya disminuido o bien por que las boquillas de distribución estén tapadas por catalizador o por material refractario del calentador de aire.

Hoy en día se ha detectado un problema con el calentador directo de aire que causa que el flujo de aire al entrar desvíe la llama contra la pared del horno refractario. La temperatura adiabática de la llama en la mayoría de los casos excede el punto de fusión del material refractario que cubre las paredes y esta situación pudo haber causado que el material refractario se haya derretido, y ha obstruido un número significativo de boquillas en las rejillas de aire en el regenerador.

4.2. Análisis de resultados en los separadores ciclónicos en el regenerador.

El regenerador tiene 8 pares de ciclones de alta eficiencia, estos ciclones fueron diseñados para captar finos entre los $40 \mu m$ o más, equivalente al 98% y tienen que ser capaces de recuperar las partículas mayores a los $40 \mu m$.

Los separadores ciclónicos de primera etapa fueron diseñados para operar a una caída de presión de $0.14 \frac{kg}{cm^2}$ con una eficiencia total del 95-98%, a velocidades de entrada de gas de $20.3 \frac{m}{s}$ y velocidad de salida de gas de 22.5 y los separadores

ciclones de segunda etapa a velocidades de entrada de gas de 23.1 m/s y velocidad de salida de gas de $37.2 \frac{m}{s}$.

Actualmente se conoce que los separadores ciclónicos de primera etapa, operan a velocidades de entrada de gas de $21.8 \frac{m}{s}$ y una velocidad de salida de gas de $24.2 \frac{m}{s}$ y los datos de la evaluación reportan que los ciclones de primera etapa están operando a una eficiencia fraccional de 55% y con una eficiencia total del 76%, con una caída de presión menor a la establecida en el diseño del $0.12 \frac{kg}{cm^2}$.

Los separadores ciclónicos de segunda etapa operan a velocidades de entrada de gas de $24.8 \frac{m}{s}$ y una velocidad de salida de gas de $40.1 \frac{m}{s}$ y los datos de la evaluación reportan que los ciclones de primera etapa están operando a una eficiencia fraccional de 98% y con una eficiencia total del 86%, con una caída de presión de $0.33 \frac{kg}{cm^2}$ comparada a la del diseño de $0.14 \frac{kg}{cm^2}$.

Como se puede observar el valor de la caída de presión en los ciclones de segunda etapa, supera el valor establecido en el diseño de los ciclones, es decir el gas de combustión que sale de los ciclones lleva gran parte de finos, partículas de catalizador en gran cantidad que están siendo arrastrados al separador ciclónico de tercera etapa, del cual no se conoce los valores de caída de presión debido a que no forma parte del alcance de Ingeniería de este estudio. Es necesario poder determinar la cantidad de catalizador que llevan los gases de combustión para determinar el coste por concepto de catalizador que se pierde diariamente en estos separadores ciclónicos.

4.3. Circunstancias que puedan provocar pérdidas o costos adicionales.

A continuación, se enlistan algunas circunstancias por las que se pueden generar costos, debido al mal funcionamiento y operación en una unidad catalítica.

- a) Rendimientos de producto de alto valor agregado como las gasolinas.
- b) Nula producción de energía eléctrica del Turbo-expansor.
- c) Impacto negativo en la productividad y rentabilidad de la unidad en comparación con los estándares para este tipo de plantas de proceso.
- d) Excesivo gasto de operación por el concepto de adquisición de catalizador.
- e) Baja confiabilidad en los separadores ciclónicos en la erosión que provoca el arrastre de finos del catalizador.
- f) Gastos adicionales para compra de energía eléctrica por los paros continuos del turbo expansor.

CAPÍTULO V

PROPUESTAS DE SOLUCIÓN

5.1. Propuestas futuras.

- 1.- Reemplazar los ciclones por unidades nuevas en las cuales, se alarguen las piernas de los ciclones de manera que estén sumergidas a 1.5 m por debajo del lecho catalítico, controlando la velocidad superficial del gas para evitar el arrastre de finos y erosión a los ciclones.
- 2.- Requiere que se modifiquen los anillos de aire para aumentar la caída de presión y trabajar a las condiciones de diseño.
- 3.- Reemplazar las rejillas de distribución debido a que las rejillas actuales serían deficientes en cuanto a las altas caída de presión y a densidades bajas de boquilla.
- 4.- Se requiere que el nivel de lecho catalítico se eleve a 3 m sobre la línea tangente inferior del regenerador, manteniéndolo en estado fluidizado homogéneo.
- 5.- Al realizar los cambios en los anillos de aire y rejillas de distribución tendría que ser reubicada la boquilla de aceite de antorcha y así mismo sean instaladas boquillas múltiples, cuidando los estándares de caídas de presión por debajo de los anillos de aire y rejillas de distribución.
- 6.- Actualmente en la descarga del soplador de aire no existe una válvula de alivio que lo proteja de contrapresión, por eso se requiere que sea instalada una válvula de alivio rápida de presión o una válvula que indique el suplidor de la válvula actual o algún fabricante de válvulas.
- 7.- En relación al atascamiento de la válvula de tapón se debe trabajar con el suplidor original de la válvula o con algún fabricante para resolver los problemas de atascamiento.
- 8.- Se recomienda determinar la presión de diseño en la línea tangente inferior del regenerador.

5.2. Beneficios.

Con la adecuación a los componentes de la unidad catalítica, se esperan los siguientes beneficios futuros:

- 1.- Procesar mayores volúmenes de carga en forma continua y estable, minimizando los paros no programados, lo cual mejorará la rentabilidad de la unidad.
- 2.- Mejorar la distribución de aire durante el proceso, evitando los problemas de postcombustión que aceleran la degradación prematura del regenerador y la deficiencia en la separación de catalizador que promueve los defectos de la erosión, los cuales provocan daños en las paredes de las tuberías y en los internos del turboexpansor.
- 3.- Mejorar la confiabilidad operacional y la seguridad de las instalaciones y el personal, así como el medio ambiente.
- 4.- Mejorar los márgenes de utilidad, incrementando la rentabilidad de la refinería.

CONCLUSIONES

En este trabajo se utilizó la técnica de investigación para comprobar que en el lecho catalítico de las unidades de craqueo existe la pérdida de finos (catalizador). Con la aplicación de ecuaciones se obtuvieron resultados bastante apreciables y coherentes a los comparados con los valores de diseño y con los valores que se obtuvieron en el último revamp.

Con este trabajo se llega a la conclusión que existen varios factores que pueden estar afectando a la pérdida de finos, lo que ocasiona problemas de operación y funcionamiento en la unidad y que actualmente ha ocasionado un problema adicional en el concepto de adquisición de catalizador en las refinerías.

Uno de los factores que perjudica directamente al arrastre de finos es la tasa de flujo que se suministra del soplador de aire MAB, ya que las vibraciones pueden perjudicar al reactor por 2 consideraciones detectadas, una es que las rejillas de distribución estén siendo obstruidas por catalizador que no alcanzo a fluidizar por la ineficiencia de aire y la otra es que material refractario del calentador, por diversos problemas se haya derretido y esté impregnado en los orificios de las boquillas, lo cual está ocasionando un problema general de inestabilidad en el lecho que a su vez causa caídas de presión elevadas, esto afecta también en la temperatura del lecho en el reactor catalítico.

Es importante hacer la consideración a PEMEX REFINACION, de tomar las medidas pertinentes en sus unidades de craqueo, ya que antes de hacer modificaciones en sus unidades, es importante que revisen principalmente si el soplador de aire está funcionando a sus condiciones de operación deseables y luego revisar las boquillas que no estén siendo obstruidas por material refractario o catalizador. En caso de que suceda esto, se debe tratar de mantener un flujo continuo en los anillos de distribución de aire cuidando de no rebasar los límites permisibles de caídas de presión.

Los ciclones de primera etapa han disminuido su eficiencia y por lo tanto se refleja en la caída de presión en los ciclones de segunda etapa los cuales están trabajando a su eficiencia total del 98% pero no es suficiente ya que están escapando partículas de catalizador. Es importante que trate este problema, algún licitante de tecnologías FCC, ya que se llegó a la determinación que los ciclones de primera y segunda etapa tienen que ser readecuados por nuevas unidades en las cuales sus piernas estén sumergidas dentro del lecho catalítico.

En este proyecto, también se pudo concluir que se cumple con el objetivo planteado, ya que en base al análisis llevado a cabo en la unidad se pudieron determinar los factores que pueden estar siendo el origen a la pérdida de finos catalizador en la unidad y con ellos se pudieron plantear propuestas de solución para mejorar la problemática.

ANEXO A

INFORME FOTOGRAFICO

VISTA LATERAL DEL CALENTADOR DE AIRE A FUEGO DIRECTO



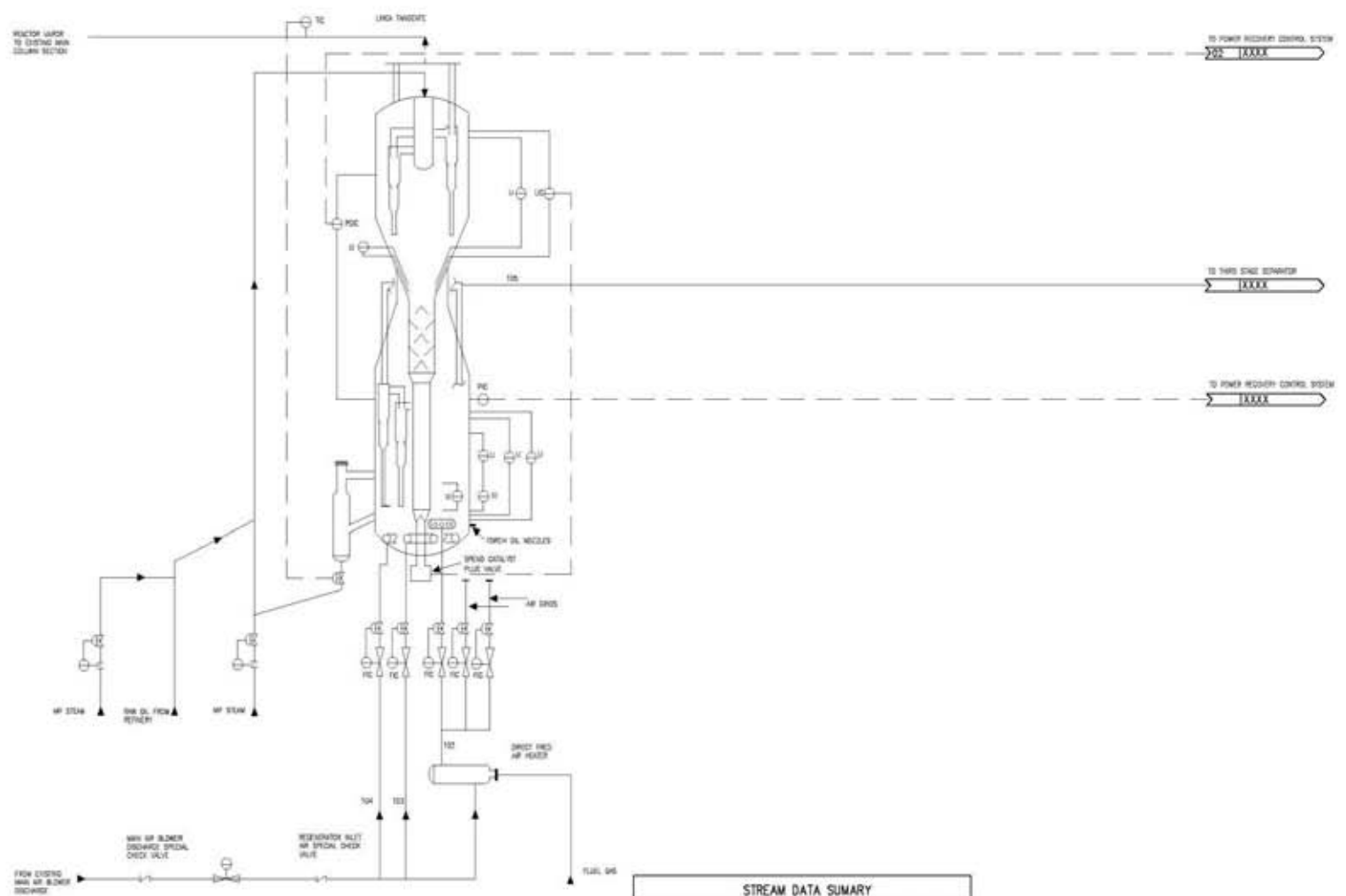


UNIDAD CATALÍTICA Y ÁREA DEL TURBOEXPANSOR



ANEXO B

DIAGRAMAS



STREAM DATA SUMMARY

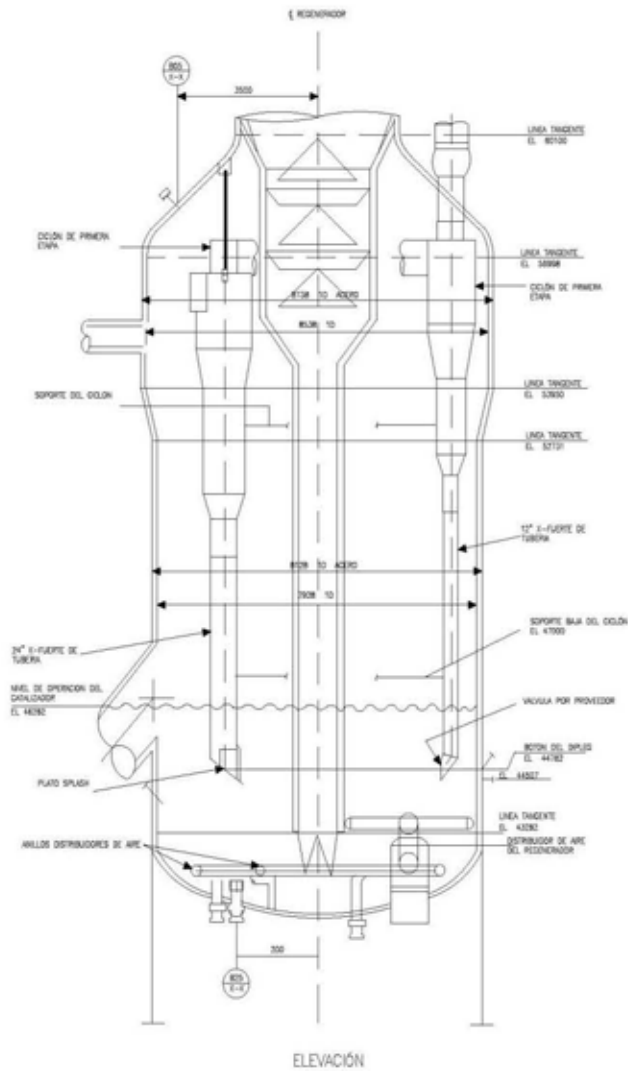
STREAM NUMBER		102	103	104	105
TEMPERATURE	DEG. C	223	223	223	223
PRESSURE	KG/CM2 (G)	3.16	3.27	3.27	3.71
WEIGHT FLOW	KG/H	202655	4034	6001	202655

1	PAGE	CCH	LUX	DROTH					
REL	DATE	CHK	APD	DATE	REL	DATE	CHK	APD	DATE



**INSTITUTUL NAȚIONAL DE REZERVĂ ȘTIINȚIFICĂ
PENTRU REZERVĂ ȘTIINȚIFICĂ
PENTRU REZERVĂ ȘTIINȚIFICĂ**

PROCES FLUX SAREM
 CONVERSIA (SODIUM-RESERVA)
 PLANTA GALATEA
 FLUX CATALISTIC SAREM PROCES UNIT



1	PROJ.	EDAL.	ELAB.	REVISIÓN	FECHA	REVISIÓN	FECHA	REVISIÓN	FECHA



UNIVERSITAT POLITÈCNICA DE CATALUNYA
 FACULTAT DE ENGINYERIA I CIÈNCIES
 D'ENGINYERIA I CIÈNCIES

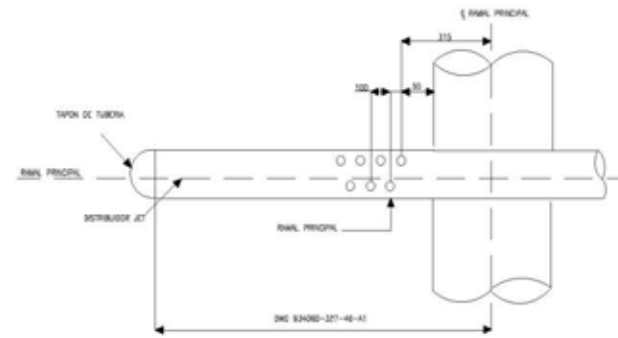
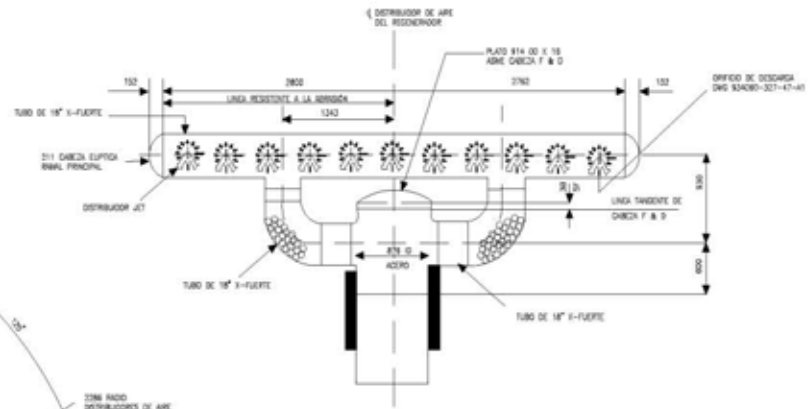
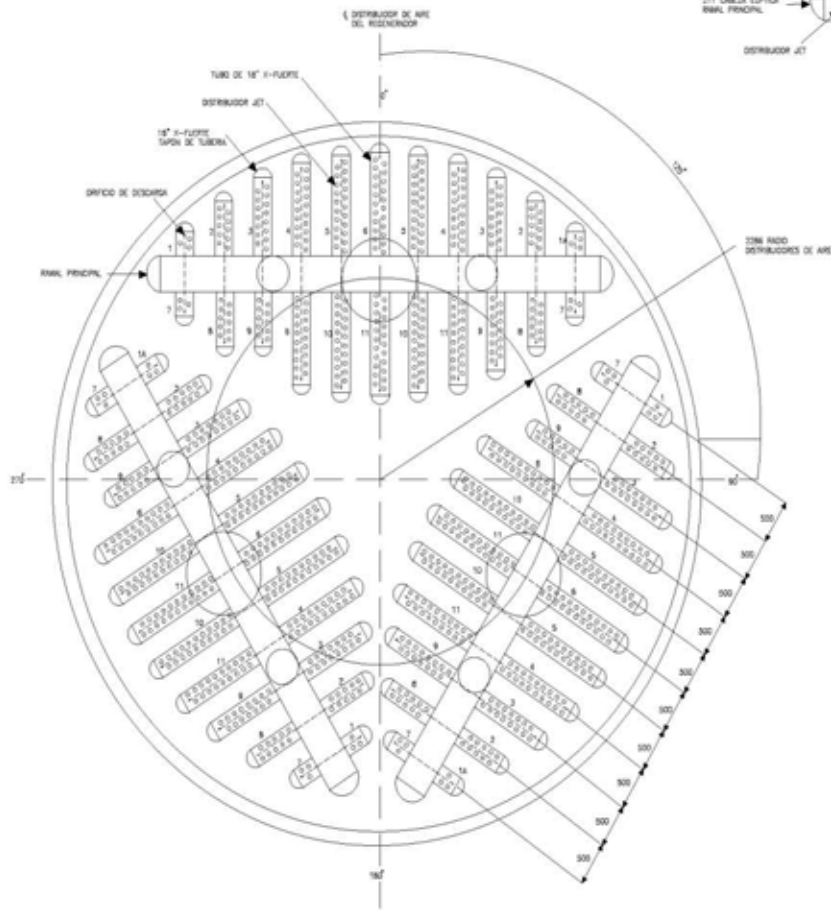
RESEÑADOR MODIFICAT

TÍTOL

A-2

PLANTA D'ESTRUCTURA DE LES PARTS MODIFICADES
 FLUIDO DISTRIBUIDOR DE LES PARTS MODIFICADES

PLANTA D'ESTRUCTURA

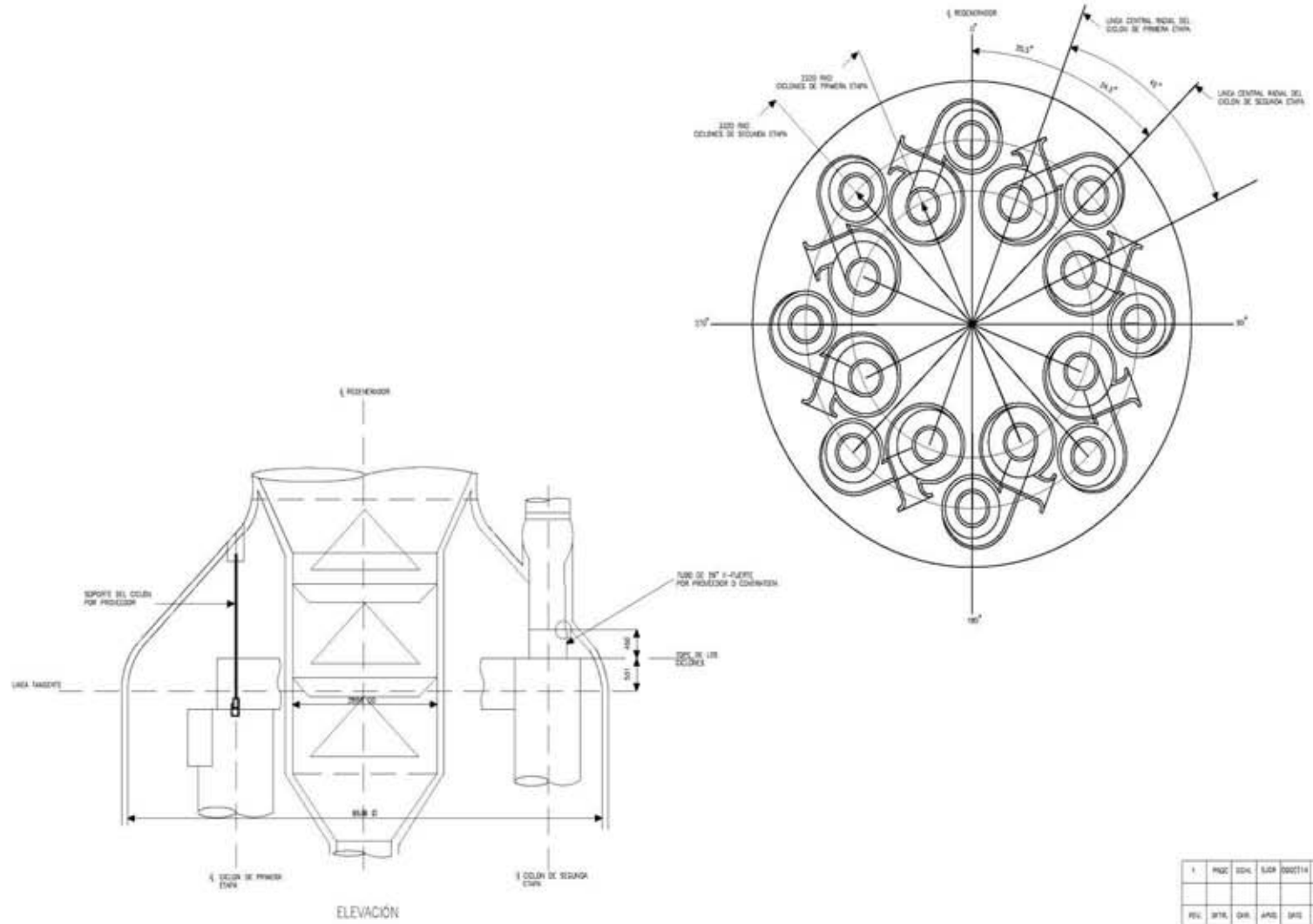


1	PROJ.	DIR.	FECH.	OBJETIVO							
REL.	DIR.	FECH.	OBJETIVO	REL.	DIR.	FECH.	OBJETIVO	REL.	DIR.	FECH.	OBJETIVO



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA
UNIVERSIDAD QUÍMICA

RECOLECTOR AIR DISTRIBUTION		DISEÑO
PLANTA GENERAL		A-2
FLUIDO: GASEOSO, PROCESO: UNIFORME		MATERIA: REFRIGERACIÓN



1	PROJ	GEN	SUB	000214											
REV	DTA	DIR	APD	IMP	REC	DTA	DIR	APD	IMP						


UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE CIENCIAS QUÍMICAS
INSTITUTO QUÍMICO

RESUMEN DE PROYECTO
 PLANTA QUÍMICA
 SUB-DIVISIÓN QUÍMICA DE PROCESOS
 INGENIERÍA QUÍMICA

TÍTULO
 A-8

BIBLIOGRAFIA

- Anchyeta, J. (1978). *Estudio cinético de las reacciones de desintegración de gasóleos*. México, D.F.: Tesis.
- Blanco, J., & Linarte, R. (1978). *Diseño de reactores químicos* (1 ed.). México: Trillas.
- Carberry, J., & Varma A. (1987). *Chemical reaction and reactor engineering* (2 ed.). New York: Marcel Dekker.
- Castells, E. (2005). *Tratamiento y valorización energética de residuos*. España: Díaz de Santos.
- Conesa, J.A. (s.f.). *Reactores de lecho fluidizado*. Universidad de Alicante: Tesis.
- Costa, J. (1991). *Curso de ingeniería química*. España: Reverté.
- Coulson, J.M., & Richardson J.F. . (1999). *Chemical engineers*. Prentice Hall.
- Cunill, M., & Tejero, J. (2002). *Ampliación de reactores químicos*. Universidad de Barcelona: Tesis.
- Denbigh, G. (1968). *Teoría del reactor químico* (1 ed.). Madrid: Alhambra.
- Felix, G. (s.f.). *Caracterización de las corrientes de alimentación y productos del riser a través de la función de distribución gamma*. Tesis .
- Fuentes S. & Díaz G. (1998). *Catalizadores ¿La piedra filosofal del siglo XX?* (1 ed.). México: Fondo de cultura económica.
- Gary H., & Handwerk E. (2003). *Refino del petróleo* (1 ed.). Barcelona: Reverte.
- Gary, H., & Kaiser M. (2007). *Petroleum refining technology & Economics* (5 ed.). CRC, Press.
- Geankoplis, C. (1995). *Proceso de transporte y operaciones unitarias* (2 ed.). México: CECSA.
- Kraus, R. (2003). Proceso del refino del petróleo . *Enciclopedia de salud y seguridad en el trabajo*, 78.1 - 78.2.

Krishna, B. & Anup, T. (2005). *Catalysis in petroleum and petrochemical industries*. New Delhi Chennai Mumbai Kolkata : Narosa .

Kunni, D. & Levenspiel, O. (1991). *Fluidization engineering* (2 ed.). Boston: Butterworth Heinemann.

Levenspiel, O. (1999). *Chemical reaction engineering* (3 ed.). New York: Jhon wiley & Sons.

Maples, R. (2000). *Petroleum refinery process economics*. Tulsa, Oklahoma: Pennwell Corporation.

Marriot, P. (s.f.). *Chemical reactor desing* . New York, U.S.A.: Marcel Dekker, Inc.

Meyer, R. (2003). *Handbook of petroleum refining processes* (3 ed.). New York: Mc.GrawHill.

Pavol, H. (2011). *Key element in refinery technology* . Bratislavia, Alovak Republic.

Reza, C. (s.f.). *CRANE, Problemas de flujo de fluidos*. México: Mc Graw-Hill.

Rodriguez, B. (2008). *Determinación de reducción catalítica de NOx sobre zeolitas MFI isofórmicamente modificadas con Cu*. Universidad de los ANDES: Tesis.

Shadeghbeigi, R. (2000). *Fluid catalytic cracking Handbook (Desing operation and troubleshooting of FCC facilities* (2 ed.). Houston: GPP.

Ullsmanns. (1988). *Encyclopedia of Industrial Chemistry*. Vol. B2.VCH.

Valiente, A. (2012). *Flujo de fluidos en válvulas, accesorios y tuberías* (2 ed.). México: Limusa.

Varreira, M. (2007). *Estudio hidrodinámico de un lecho fluidizado*. Universidad de Carlos III de Madrid: Tesis .

Wauquier, J. (1994). *El refino del petróleo (Petróleo crudo, productos petrolíferos, esquemas de fabricación* (2 ed.). París, Francia: Díaz de santos.

Wen.Ching, Y. (2003). *Handbook of fluidization and fluid-particle systems*. New York : Marcel Dekker, Inc.

