

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería



Separación de catalizador de equilibrio de craqueo catalítico fluido  
(ECAT) por tamaños de partícula a través de fluidización con aire

Trabajo de graduación presentado por

Luis Guillermo Chico Chocano

para optar al grado académico de Licenciado en Ingeniería Química

Guatemala

2015



Separación de catalizador de equilibrio de craqueo catalítico fluido (ECAT) por tamaños de partícula a través de fluidización con aire

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA

Facultad de Ingeniería



Separación de catalizador de equilibrio de craqueo catalítico fluido  
(ECAT) por tamaños de partícula a través de fluidización con aire

Trabajo de graduación presentado por

Luis Guillermo Chico Chocano

para optar al grado académico de Licenciado en Ingeniería Química

Guatemala

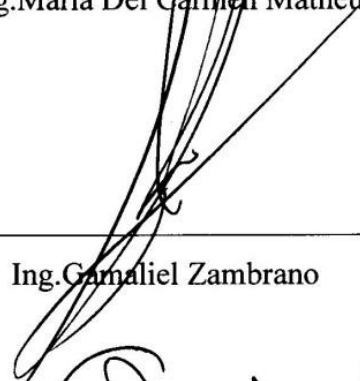
2015


Vo. Bo. :

(f)   
Ing. María Del Carmen Matheu

Tribunal Examinador:

(f)   
Ing. María Del Carmen Matheu

(f)   
Ing. Gamaliel Zambrano

(f)   
Ing. Cristián Rossi

Fecha de aprobación: Guatemala, 26 de enero de 2015 ✓

## PREFACIO

Primero, quiero agradecer a Dios por llenarme de bendiciones cada día y por hacerme la persona que soy el día de hoy. A mis padres por darme la oportunidad de estudiar en esta universidad, por darme su apoyo incondicional y amor durante toda la vida, pero en especial en estos últimos cinco años pese a todas los obstáculos que han ido apareciendo. Les agradezco infinito por todos los sacrificios que han realizado desde que nacimos, mi hermano y yo con tal de darnos todas las cosas que hemos necesitado y querido, por los consejos en todas las oportunidades que ayudaron a que logre terminar de esta manera mi formación profesional y una etapa de mi vida. A mi hermano, por ser una persona tan especial que me impulsa a ser mejor cada día y me ha hecho disfrutar de la vida en todas las ocasiones. A mis abuelitos que están conmigo, y a los que me cuidan desde el cielo. A mi novia, Karla Mazariegos, por apoyarme, motivarme y tenerme paciencia en cada momento desde que la conocí y especialmente este último año de la carrera.

Agradezco al Ingeniero Gamaliel Zambrano por proporcionar su confianza y por darme la oportunidad de realizar este trabajo de graduación y su apoyo a lo largo de este año. Al ingeniero Cristián Rossi por su apoyo en todos los momentos, a pesar de nunca haber tenido la oportunidad de recibir cursos con él. A la Ingeniera María del Carmen Matheu por su orientación y asesoramiento en la realización de este trabajo y a todos mis amigos y compañeros que la carrera me dio la bendición de conocerlos y por todas las memorias que compartimos en estos cinco años de carrera, sin quienes, esta experiencia no hubiera sido la misma.

## ÍNDICE GENERAL

PREFACIO .....	vi
ÍNDICE GENERAL .....	vii
LISTA DE CUADROS .....	ix
LISTA DE ILUSTRACIONES.....	xii
RESUMEN .....	xiv
ABSTRACT.....	xv
I. INTRODUCCIÓN .....	1
II. OBJETIVOS .....	2
A. Objetivo general.....	2
B. Objetivos específicos .....	2
III. JUSTIFICACIÓN .....	3
IV. MARCO TEÓRICO.....	5
A. Petróleo .....	5
B. Petróleo crudo como materia prima.....	11
C. Composición del crudo .....	14
D. Productos de la refinación del crudo de petróleo.....	16
E. Proceso de refinación del crudo de petróleo .....	20
F. Craqueo catalítico fluido - Fluid Catalytic Cracking (FCC).....	25
G. Flujo de fluidos compresibles en tuberías.....	45
H. Fluidización de sólidos .....	54
I. Análisis de tamaño de partículas.....	63
V. METODOLOGÍA .....	73
A. Materiales y equipo.....	73
B. Análisis de catalizador .....	74
C. Calibración de equipo .....	74
D. Construcción del sistema de separación.....	76
E. Determinación de la velocidad mínima de fluidización.....	80

F.	Pruebas de separación .....	80
VI.	RESULTADOS.....	81
A.	Distribución de partículas inicial para el ECAT .....	81
B.	Velocidad de arrastre promedio en función del tamaño de partícula.....	82
C.	Separador de partículas .....	83
D.	Distribución de partículas de ECAT después de separación.....	85
VII.	ANÁLISIS DE RESULTADOS .....	88
VIII.	CONCLUSIONES .....	97
IX.	RECOMENDACIONES .....	98
X.	BIBLIOGRAFÍA .....	99
XI.	APÉNDICE.....	100
A.	Datos originales .....	100
B.	Cálculos de muestra .....	108
C.	Análisis de error .....	112
D.	Datos calculados .....	114
E.	Especificaciones técnicas de equipo .....	125
F.	Registro gráfico de experimentación .....	126
G.	Resumen de medios de separación evaluados.....	128
XII.	GLOSARIO .....	129
XIII.	ABREVIATURAS.....	132

## LISTA DE CUADROS

Cuadro 1. Breve historia del refinamiento del petróleo .....	6
Cuadro 2. Listado de las refinerías más grandes de los Estados Unidos de Am en 2005 .....	8
Cuadro 3. Operaciones de refinación del 2005 por regiones (miles de barriles por día calendario) .....	10
Cuadro 4. Productos fabricados en la industria petrolera de USA.....	17
Cuadro 5. Factores Kf de algunos accesorios comunes .....	53
Cuadro 6. Clasificación de Geldard de los tipos de polvos.....	59
Cuadro 7. Definiciones de diámetro utilizado para dimensionar una partícula .....	64
Cuadro 8. Descripción de formas de partículas .....	66
Cuadro 9. Listado de tamaños de mesh estandarizados para análisis por tamizado .....	69
Cuadro 10. Tamaño de muestra recomendado para análisis por tamizado en tamiz de 0.2 m (8")	70
Cuadro 11. Ejemplo de la representación tabulada de la distribución de tamaño de partícula .....	71
Cuadro 12. Resultados promedio obtenidos de la distribución de partículas inicial para ECAT ..	81
Cuadro 13. Especificaciones del separador de partículas .....	83
Cuadro 14. Condiciones experimentales de la separación .....	85
Cuadro 15. Resultados promedio de separación en fracción ligera, distribución de partículas .....	85
Cuadro 16. Resultados promedio de separación en fracción media, distribución de partículas .....	85
Cuadro 17. Resultados promedio de separación en fracción pesada, distribución de partículas ...	86
Cuadro 18. Datos tomados para análisis granulométrico inicial de ECAT.....	100
Cuadro 19. Datos tomados para calibración del soplador.....	100
Cuadro 20. Datos tomados para velocidad de fluidización por tamaño de partícula, diferentes alturas.....	101
Cuadro 21. Datos tomados en pruebas preliminar 1 de separación .....	101
Cuadro 22. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 1 de separación....	101
Cuadro 23. Datos tomados en prueba preliminar 2 de separación .....	102
Cuadro 24. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 2 de separación....	102
Cuadro 25. Datos tomados en prueba preliminar 3 de separación .....	102
Cuadro 26. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 3 de separación....	102
Cuadro 27. Datos tomados en prueba preliminar 4 de separación .....	103
Cuadro 28. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 4 de separación....	103
Cuadro 29. Datos tomados en prueba preliminar 5 de separación .....	103
Cuadro 30. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 5 de separación....	103
Cuadro 31. Datos tomados en prueba preliminar 6 de separación .....	104
Cuadro 32. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 6 de separación....	104

Cuadro 33. Datos tomados en prueba preliminar 7 de separación .....	104
Cuadro 34. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 7 de separación....	104
Cuadro 35. Datos tomados en prueba preliminar 8 de separación .....	105
Cuadro 36. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 8 de separación....	105
Cuadro 37. Datos tomados de prueba 1 separación exitosa .....	106
Cuadro 38. Datos tomados análisis granulométrico de prueba 1 separación exitosa.....	106
Cuadro 39. Datos tomados de prueba 2 separación exitosa .....	106
Cuadro 40. Datos tomados análisis granulométrico de prueba 2 separación exitosa.....	106
Cuadro 41. Datos tomados de prueba 3 separación exitosa .....	107
Cuadro 42. Datos tomados análisis granulométrico de prueba 3 separación exitosa.....	107
Cuadro 43. Datos tomados de prueba 4 separación exitosa .....	107
Cuadro 44. Datos tomados análisis granulométrico de prueba 4 separación exitosa.....	107
Cuadro 45. Datos obtenidos para análisis granulométrico inicial de ECAT.....	114
Cuadro 46. Datos promedio obtenidos para análisis granulométrico inicial de ECAT .....	114
Cuadro 47. Datos obtenidos promedio para calibración de soplador.....	115
Cuadro 48. Parámetros obtenidos de la calibración de soplador .....	116
Cuadro 49. Datos promedio obtenidos de la velocidad de fluidización a diferentes alturas.....	116
Cuadro 50. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 1 .....	116
Cuadro 51. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 1.....	116
Cuadro 52. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 2 .....	117
Cuadro 53. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 2.....	117
Cuadro 54. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 3 .....	117
Cuadro 55. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 3.....	117
Cuadro 56. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 4 .....	118
Cuadro 57. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 4.....	118
Cuadro 58. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 5 .....	118
Cuadro 59. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 5.....	118
Cuadro 60. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 6 .....	119
Cuadro 61. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 6.....	119
Cuadro 62. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 7 .....	119
Cuadro 63. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 7.....	119
Cuadro 64. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 8 .....	120
Cuadro 65. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 8.....	120
Cuadro 66. Datos calculados de masas acumuladas por plato para corrida exitosa 1.....	121
Cuadro 67. Datos calculados de distribución de partícula para corrida exitosa 1 .....	121
Cuadro 68. Datos calculados de masas acumuladas por plato para corrida exitosa 2.....	122
Cuadro 69. Datos calculados de distribución de partícula para corrida exitosa 2.....	122

Cuadro 70. Datos calculados de masas acumuladas por plato para corrida exitosa 3.....	123
Cuadro 71. Datos calculados de distribución de partícula para corrida exitosa 3.....	123
Cuadro 72. Datos calculados de masas acumuladas por plato para corrida exitosa 4.....	124
Cuadro 73. Datos calculados de distribución de partícula para corrida exitosa 4.....	124
Cuadro 74. Ventilador.....	125
Cuadro 75. Tamizador .....	125
Cuadro 76. Motor del tamizador .....	125
Cuadro 77. Tamices empleados .....	125
Cuadro 78. Balanza digital.....	126
Cuadro 79. Anemómetro de varilla.....	126
Cuadro 80. Resumen de medios de separación evaluados .....	128

## LISTA DE ILUSTRACIONES

Figura 1. Hidrocarburos presentes en el crudo de petróleo.....	14
Figura 2. Esquema del proceso de craqueo catalítico fluido (FCC) .....	28
Figura 3. Estructura de pirámide de zeolita .....	30
Figura 4. Reacciones de radicales libres en la operación de craqueo térmico .....	35
Figura 5. Estabilidad de los carbocationes.....	36
Figura 6. Diagrama de flujo de unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC).....	39
Figura 7. Balance de calor del reactor y regenerador .....	40
Figura 8. Definición de capa límite en un fluido .....	46
Figura 9. Desarrollo del flujo de la capa límite en la tubería con una lámina plana.....	47
Figura 10. Región del volumen fijo a través del que se mueve el fluido .....	48
Figura 11. Marco de referencia para el análisis de la ecuación de Bernoulli.....	50
Figura 12. Gráfica de factor de fricción de Fanning .....	51
Figura 13. Comportamiento de fluido para una expansión del canal.....	52
Figura 14. Comportamiento del flujo para una contracción del canal .....	52
Figura 15. Caída de presión y altura de lecho en función de la velocidad superficial de un lecho de sólidos .....	54
Figura 16. Volumen hidrodinámico de una partícula .....	57
Figura 17. Diagrama simplificado de la clasificación de los tipos de polvo, según Geldart .....	59
Figura 18. Zonas de un lecho fluido .....	61
Figura 19. Inversión de un lecho fluidizado .....	63
Figura 20. Definiciones de algunas medidas de tendencia central aplicados a la distribución del tamaño de partícula.....	65
Figura 21. Representación gráfica de diferentes formas de partículas.....	66
Figura 22. Definición del tamaño de tamiz.....	68
Figura 23. Ejemplo de distribución de frecuencia como histograma y acumulada.....	72
Figura 24. Manija de la válvula de mariposa para regular el flujo del aire al sistema separador ..	75
Figura 25. Equipo experimental para la evaluación de propiedades del aire y transferencia de calor .....	76
Figura 26. Base del tubo separador, vista lateral .....	77
Figura 27. Base del tubo separador, vista aérea.....	77
Figura 28. Base del plato separador .....	78
Figura 29. Plato separador .....	78
Figura 30. Plato separador ensamblado .....	79
Figura 31. Colector de polvos para partículas finas.....	79

Figura 32. Distribución inicial del tamaño de partículas para ECAT .....	81
Figura 33. Relación entre velocidad de arrastre y tamaño de partícula, a diferentes recorridos....	82
Figura 34. Distribuidor.....	83
Figura 35. Diagrama del sistema de separación diseñado.....	84
Figura 36. Distribución de partículas promedio para fracción ligera, media y pesada separadas..	86
Figura 37. Balance de materia del equipo experimental de separación .....	87
Figura 38. Curva de calibración de soplador .....	115
Figura 39. Equipo y tubo separador .....	126
Figura 40. Fluidización ECAT diferentes tamaños de partícula .....	127
Figura 41. Fluidización ECAT mezclado (sin separar).....	127

## RESUMEN

En esta investigación se presenta el diseño y evaluación de un sistema de separación de catalizador de equilibrio de la operación de craqueo catalítico fluido (ECAT) en tres fracciones por tamaño de partícula, empleando aire como medio fluidizante. Los objetivos del trabajo consistieron en el diseño de un instrumento de separación basado en los parámetros de velocidad mínima de fluidización, tamaño de partícula y por la separación de la fase densa y ligera del ECAT, formada al fluidizar el material, la separación en tres grupos por tamaño de partícula y determinar los flujos de aire necesarios. Para realizar los experimentos se empleó un ventilador movilizado por un motor Kohlbach de 373 W (½ hp) de potencia con velocidad de giro de 1745 rpm y un tamizador Tyler tipo Rotap con los tamices de tamaño No. US 60, 80, 100, 140, 200 y 400 (250, 177, 149, 105, 74 y 37  $\mu\text{m}$  de tamaño de partícula). Las pruebas consistieron en evaluar la separación, en tres fracciones, de una masa inicial de ECAT, empleando el separador y variando la longitud del tubo separador, la altura del distribuidor y la velocidad del aire en un período de 10 minutos de separación. Las fracciones colectadas y una muestra del ECAT inicial se tamizaron para determinar la distribución del tamaño de partícula y determinar los grados de separación. Los resultados obtenidos permitieron determinar que empleando un tubo separador de  $103.0 \pm 0.1$  cm de recorrido y  $4.8 \pm 0.1$  cm de diámetro, con un tamiz de 30  $\mu\text{m}$  para soportar del material y un distribuidor con forma de parábola a una altura de  $15.0 \pm 0.1$  cm colocado de forma vertical, con una velocidad de  $1.27 \pm 0.07$  m/s se logró separar en una fracción ligera del catalizador correspondiente a  $8.47 \pm 4.80\%$  de la masa inicial con un  $70.69 \pm 4.88\%$  de partículas entre 74-37  $\mu\text{m}$ , un  $15.55 \pm 12.41\%$  de partículas entre 105-74  $\mu\text{m}$ , una fracción media con el  $52.67 \pm 29.00\%$  de la masa inicial con un  $48.02 \pm 2.04\%$  de partículas entre 74-37  $\mu\text{m}$  y un  $45.68 \pm 2.79\%$  entre 105-74  $\mu\text{m}$  y una fracción del  $25.33 \pm 30.6\%$  de la masa inicial con  $16.67 \pm 9.55\%$  entre 74-37  $\mu\text{m}$ ,  $33.65 \pm 11.72\%$  entre 105-74  $\mu\text{m}$  y  $39.72 \pm 13.49\%$  entre 149-105  $\mu\text{m}$ . A partir de los resultados se concluyó que se logró la separación de tres fracciones de ECAT con composición predominante de partículas ligeras en la fracción ligera, partículas medias en la fracción media y partículas pesadas en la fracción pesada empleando un flujo de aire de  $1.27 \pm 0.08$  m/s a una temperatura en el rango de 16-20°C y a una presión atmosférica de 85.8 kPa. También se determinó que a mayor altura del distribuidor, menor separación se lograba y la alta concentración de partículas ligeras encontradas en la fracción media es producto de la adhesión de estas partículas a la pared del separador, por cargas electrostáticas, que luego eran arrastradas hacia afuera al extraer la fracción media.

## ABSTRACT

In this investigation it is presented the design and evaluation of a separation system for equilibrium catalysts (ECAT) from the operation fluid catalytic cracking into three fractions by the means of particle size using air as fluidizing medium. The objectives of the study were the design of the separation instrument based on the parameters of minimum fluidization velocity, particle size and by the separation of the dense and light phase of ECAT formed by fluidizing the material, the separation into three groups by particle size and determining the air stream necessary. In order for realizing the experiments, a blower moved by a Kohlbach 373 W (½ hp) motor with a velocity of 1745 rpm and a Rotap sifter with sieves no. US 60, 80, 100, 140, 200 and 400 (250, 177, 149, 105, 74 y 37 µm of size particle) were used. The testing consisted in the evaluation of the separation into three fractions of the inicial mass of ECAT by the means of the separator and modifying the length of the separator tube, the height of the distributor and the velocity of the air in a period of 10 minutes of separation. The collected fractions and a sample of the inicial ECAT were sieved for determining the particle size distribution and the separation grades. The results showed that using a separator tube of 103.0±0.1cm of height and 4.8±0.1 cm diameter, with a 30 µm sieve for supporting the material and a distributor in a height of 15.0±0.1 cm with an air velocity of 1.27±0.07 m/s at 17-20°C and 85.5 kPa it was possible to separate an ECAT light fraction being 8.47±4.80% of the initial mass with 70.69±4.88% of particles in 74-37µm, 15.55±12.41% of particles in 105-74 µm, a medium fraction being 52.67±29.00% of the initial mass with 48.02±2.04% of particles in 74-37 µm and a 45.68±2.79% in 105-74 µm and a heavy fraction being 25.33±30.6% of the initial mass with 16.67±9.55% in 74-37 µm, 33.65±11.72% in 105-74 µm and 39.72±13.49% in 149-105 µm. Based on the obtained results it was possible to conclude that it was accomplished the separation of three fractions of ECAT with a predominant composition of light particles in the light fraction, medium particles in the medium fraction and heavy particles in the heavy fraction using an air stream of 1.27±0.08 m/s. Also, it was determined that at a higher height of the separation plate it is reduced the separation and the high concentration of light particles found in the medium fraction is caused by a adhesion of these particles at the internal walls of the separator, due to electrostatic charges, that were entrained out when the medium fraction was extracted.

# I. INTRODUCCIÓN

La extracción y transformación del petróleo en derivados tales como combustibles, plásticos, entre otros, ha tenido un auge en los últimos siglos debido a la demanda de los mismos. Junto al incremento en la demanda, se ha incrementado el costo de extracción y de producción de estos derivados que complica las operaciones respectivas para poder aprovechar al máximo estos recursos. A lo largo de las últimas décadas se desarrollaron procesos que permitían incrementar el aprovechamiento de residuos de otras operaciones del petróleo y maximizar la utilidad producida por cada barril de petróleo extraído. Entre estas operaciones se encuentra el craqueo catalítico fluido o “fluid catalytic cracking, FCC”, por sus siglas en inglés, el cual consiste en emplear un catalizador constituido principalmente por silicio y aluminio que permite convertir aceites pesados en productos con mayor valor como la gasolina y productos ligeros.

El catalizador empleado en la operación del craqueo catalítico fluido tiene la característica de tener una gran área superficial y proveer un corto tiempo de reacción para producir una gasolina de octanaje dentro del rango requerido. Al catalizador que ha estado por un cierto período de tiempo en contacto con el petróleo y ha disminuido su actividad por haber alcanzado un estado de equilibrio recibe el nombre de catalizador de equilibrio o ECAT. El catalizador fresco posee un alto costo por lo que se acostumbra utilizar ECAT en el momento arranque y para controlar la calidad del catalizador que se está usando.

El objetivo de esta investigación es determinar la factibilidad del diseño de un separador de ECAT en tres fracciones por tamaño de partícula empleando aire a condiciones en un rango de temperaturas de 16-20°C y humedad alta como medio fluidizante y separar una muestra de catalizador en una fracción compuesta principalmente por partículas de 37  $\mu\text{m}$  o menores, por una fracción compuesta mayormente por partículas entre 37 y 74  $\mu\text{m}$  y en una fracción compuesta por las partículas mayores de 74  $\mu\text{m}$ . Para ello se diseñó y empleó un aparato experimental para la separación, que incluía un plato separador diseñado para lograr una estratificación adecuada y se varió los parámetros de altura total del tubo separador, velocidad del aire y distancia entre la base del separador y el plato separador.

La investigación consta de la caracterización del ECAT mezclado a través de un análisis granulométrico para determinar la composición del tamaño de partícula inicial. Se diseñó el tubo separador y el plato separador evaluando la longitud del tubo separador y la altura a la que se encontraba el plato separador para determinar unas condiciones adecuadas para la separación del ECAT en tres grupos de partículas. El reporte abarca la parte de diseño, experimentación, resultados, análisis de resultados y recomendaciones del equipo separador y las pruebas realizadas para determinar su funcionamiento y establecer las condiciones de operación.

## II. OBJETIVOS

### A. Objetivo general

Determinar la factibilidad técnica de desarrollar un sistema para separar por fluidización con aire, en un rango de 16 a 20°C y 85.5 kPa, el material ECAT (Catalizador de Equilibrio de Craqueo Catalítico Fluido) para evaluar a escala laboratorio la operación y efectividad del mismo.

### B. Objetivos específicos

1. Diseñar un equipo de separación por fluidización con aire para el material ECAT basado en los parámetros de velocidad mínima de fluidización, tamaño de partícula y por la separación de la fase densa y ligera del ECAT formada al fluidizar el material para evaluar la factibilidad técnica del equipo de separación.
2. Separar el ECAT en tres fracciones, por tamaño de partícula que se relaciona con la etapa de vida útil, utilizando el equipo de fluidización diseñado para clasificar las partículas del mismo tamaño.
3. Determinar los flujos de aire entre 16 a 20°C y presión atmosférica de 85.5kPa necesarios para la operación del equipo de separación diseñado y lograr una separación de ECAT en tres fracciones de partículas según su tamaño de partícula.

### III. JUSTIFICACIÓN

En las últimas décadas la demanda de petróleo a nivel mundial ha experimentado un alza en casi todas las regiones del mundo. El consumo mundial de petróleo incrementó de 65 a 87 millones de barriles diarios de petróleo entre los años 1988 a 2013, según el informe BP Statistical Review of World Energy del año 2014. También se ha experimentado un incremento en la demanda de gasolina a nivel mundial de 25.5 a 29.4 millones de barriles diarios de destilados ligeros entre los años 2003 a 2013, según el informe BP Statistical Review of World Energy del año 2014. Este incremento ha promovido el uso de la operación de craqueo catalítico fluido o “fluid catalytic cracking” (FCC, por sus siglas en inglés) que convierte los hidrocarburos de alto peso molecular, considerados anteriormente como fracción de desecho de la destilación del petróleo, en gasolina de alto octanaje. La operación de craqueo catalítico fluido demanda el uso de un catalizador especial que se caracteriza por tener una gran área superficial y proveer un corto tiempo de reacción. La operación de craqueo catalítico fluido llegó a producir 14,955 miles de barriles al día en 2012, según el Departamento de Energía de Estados Unidos de América.

Este catalizador, cuando se utiliza en el proceso de craqueo catalítico fluido llega a un estado de equilibrio por la acción con el petróleo, al estar en contacto con el mismo en la unidad de operación, por lo que recibe el nombre de catalizador en equilibrio o “equilibrium catalyst” (ECAT). El catalizador en equilibrio tiene la característica de tener depositados contaminantes de la materia prima, lo que reduce su actividad, su selectividad y experimenta cambios en sus propiedades físicas, como reducción del área superficial activa, reducción del tamaño de los poros del catalizador, el tamaño de partícula y hasta la densidad aparente de bulto aparente.

En la operación de craqueo catalítico fluido se suele utilizar una pequeña cantidad de catalizador ECAT junto con catalizador fresco para controlar la calidad del catalizador que está usando. El uso de catalizador en equilibrio es para los arranques durante períodos de muchas pérdidas y para eliminar metales de los residuos de las operaciones anteriores. Pero principalmente se realiza esta mezcla de catalizador en equilibrio con catalizador fresco para reducir los costos de operación sin sacrificar un gran rendimiento de la operación.

Para clasificar el catalizador en equilibrio según su tamaño de partícula y así seleccionar el material que mejor acúe en el proceso de craqueo catalítico fluido, se desarrolló un equipo que separe el material empleando la fuerza del aire y la diferencia de densidad de las partículas de catalizador. Usando la fluidización del material, las partículas se pueden separar por densidad y luego extraerlas de un lecho fluido, para su posterior recirculación en el proceso de FCC. De esta forma, el material se clasificaría por tamaño y densidad de partícula de una manera más económica y rápida.

## IV. MARCO TEÓRICO

### A. Petróleo

1. Breve reseña de la extracción de crudo. La palabra petróleo se deriva del latín *petra* que significa roca, y *óleum* que significa aceite, de manera que petróleo es aceite de roca. (Riazi, 2005) El petróleo se forma en la corteza terrestre por las condiciones de altas temperaturas y presiones por varios miles de años y se encuentran en forma de gases, líquidos como el crudo de petróleo, semisólidos como la bitumena o sólido como asfaltita o ceras. El crudo de petróleo es una mezcla de hidrocarburos o compuestos formados por carbono e hidrógeno cuya longitud de cadena varía en el rango de un átomo de carbono hasta de trescientos átomos de carbono. (Jones, 2006)

El petróleo era utilizado desde tiempos remotos cuando los sumerios, sirios y babilonios utilizaban el crudo y asfalto. En 1846, Abraham Gesner descubrió un método para obtener un combustible líquido (queroseno) a partir de carbón a través de un proceso de destilación. Posteriormente, en 1854 Benjamín Silliman Jr. se enfocó en la tarea de destilar a diferentes temperaturas el crudo y descubrió así el queroseno. Esto condujo a Edwin Drake, en 1859, a perforar el primer pozo de petróleo comercial en los Estados Unidos de América. (Gary, 2007)

Las primeras refinerías se establecieron en minas de carbón o se construyeron cerca de la ubicación del petróleo y consistían en tanques horizontales enormes donde calentaban el crudo para separar los componentes volátiles que eran enfriados y condensados en una operación por lotes. El procedimiento era repetido a diferentes temperaturas para separar todas las fracciones. La primera refinería de petróleo del mundo inició sus labores en Ploiesti, Rumania en 1856 y la primera en Estados Unidos de América fue hasta 1861. (Gary, 2007)

La necesidad de optimizar la destilación del crudo de petróleo llevó a utilizar columnas fraccionadas de destilación que permitían separar distintas fracciones al mismo tiempo, en un proceso continuo. La demanda de gasolina por el crecimiento en el número de automóviles, creó la necesidad de mejorar el proceso de refinamiento pues la destilación fraccionada y simple producían cantidades limitadas de gasolina por las características del petróleo crudo que utilizaban. El primer procedimiento desarrollado para aumentar el rendimiento de gasolina fue el craqueo térmico, descubierto por primera vez en 1913 cuando se aplicaba presión y calor para romper, reorganizar y combinar hidrocarburos. A mediados de la década de 1930 se introdujeron los procesos de craqueo catalítico y de polimerización para aumentar el octano de la gasolina. A finales de la década de 1930 se desarrolló el proceso de “visbreaking”, otra forma de craqueo térmico. En la década de 1940 se desarrollaron los procesos de alquilación para producir un combustible de

aviación de alta calidad. A mediados de la década de 1950 se desarrolló el proceso de hidrotreamiento para remover contaminantes que pudieran afectar los catalizadores. En 1960 se desarrolló el proceso de hidrocrqueo que incrementó la el rendimiento de la gasolina. Una breve reseña de la historia del proceso de refinamiento se muestra en la Tabla 1 tomada del libro Petroleum Refining, technology and economics de James Gary. (Gary, 2007)

**Cuadro 1. Breve historia del refinamiento del petróleo**

Año	Nombre de proceso	Propósito	Subproductos, etc.
1862	Destilación atmosférica	Producir queroseno	Nafta, alquitrán, etc.
1870	Destilación al vacío	Lubricantes (original)	Asfalto, materia prima para coker residual
		Craqueo de materia prima (1930's)	
1913	Craqueo térmico	Aumenta gasolina	Combustible bunker residual
1916	Endulzado	Reduce sulfuro y olor	Ninguno
1930	Reformado térmico	Mejora índice de octano	Residual
1932	Hidrogenación	Remueve sulfuro	Sulfuro
1932	Coking	Produce materiales base para gasolina	Coque
1933	Extracción de solventes	Mejora el índice de viscosidad para lubricante	Aromáticos
1935	Desencerado de solventes	Mejora punto de fluidiez	Ceras
1935	Polimerización catalítica	Mejora rendimiento de gasolina e índice de octano	Materia prima para petroquímica
1937	Craqueo catalítico	Gasolina de mayor octanaje	Materia prima para petroquímica
1939	Visbreaking	Reduce viscosidad	Aumenta destilado, alquitrán
1940	Alquilación	Incrementa rendimiento de gasolina y octanaje	Gasolina de aviación de alto octanaje
1940	Isomerización	Produce materia prima para alquilación	Nafta, alquitrán, etc.
1942	Craqueo catalítico fluido	Incrementa rendimiento de gasolina y octanaje	Materia prima para petroquímica
1950	Desasfaltado	Incrementa materia prima para craqueo	Asfalto, materia prima para coker residual
1952	Reformado catalítico	Convierte nafta de baja calidad	Aromáticos
1954	Hidrodesulfurización	Remueve sulfuro	Sulfuro
1956	Endulzado inhibitorio	Remueve mercaptanos	Disulfuros
1957	Isomerización catalítica	Convierte a moléculas de alto índice de octano	Materia prima para alquilación
1960	Hidrocrqueo	Mejora calidad y reduce sulfuro	Materia prima para alquilación
1974	Desencerado catalítico	Mejora punto de fluidiez	Ceras
1975	Hidrocrqueo residual	Aumenta rendimiento de gasolina a partir de residuos	Residuales pesados

Extraído de James Gary, Petroleum Refining, 2007.

La composición y otras propiedades del crudo de petróleo varían dependiendo de la ubicación del pozo de extracción, lo que hace que todos los crudos sean diferentes. Como se mencionó anteriormente, el petróleo es una mezcla de hidrocarburos y pequeñas cantidades de oxígeno, nitrógeno, azufre, sal y agua. La composición de hidrocarburos en el crudo de petróleo dictamina las propiedades fisicoquímicas del mismo. Entre las propiedades más importantes del petróleo están la gravedad específica, el contenido de sulfuro y el número ácido total, lo que se explica posteriormente con mayor detalle. (Gary, 2007)

Las refinerías suelen cambiar con el tiempo por factores como la demanda del mercado, la materia prima, la especificación del producto y regulaciones ambientales. Estos cambios llevan a las refinerías a mantener una mezcla de procesos antiguos y otros más modernos. Las refinerías más simples llamadas refinerías de “hydroskimming” (refinerías que constan de procesos de destilación atmosférica, reformado de la nafta y procesos necesarios de tratamiento) con capacidad limitada para modificar la composición del crudo de petróleo. Por su parte, las refinerías complejas, o de craqueo, se caracterizan por contar con procesos de destilación al vacío, hidrodesulfuración de destilados, nafta y queroseno, procesos de reformado catalítico, procesos de craqueo catalítico fluido (FCC), lo que les permite tener una mayor capacidad para modificar la composición del crudo de petróleo. Por último, las refinerías más complejas o de “coking” (operación unitaria de la refinería que mejora los fondos del proceso en las columnas de destilación atmosférica o al vacío, en productos de mayor valor y, como su nombre lo indica, produce coque de petróleo) son mucho más flexibles y pueden manejar los procesos de petróleos dulces y amargos. (Gary, 2007)

2. Refinación de crudo. El crudo, en su estado natural no tiene mayor valor para los consumidores y la primera operación que se realiza es su destilación. Una medida de capacidad que resulta muy usada en la industria del petróleo es la de capacidad de destilación que se expresa en barriles por corriente diaria “barrels per stream day” (BPSD) que es la capacidad máxima de barriles a la que puede operar una refinería trabajando a su capacidad total y sin contratiempos. La otra medida es la de barriles por día calendario o “barrels per calendar day” (BPCD) que se refiere a la cantidad máxima que puede trabajar una refinería trabajando a condiciones normales de operación que incluye el tiempo necesario para producir productos con ciertas calidades, constantes ambientales y contratiempos como mantenimiento, reparaciones y cierres. (Gary, 2007)

Después de la destilación y fraccionamiento del crudo, cada fracción se procesa por separado para modificar el tamaño y la estructura de las moléculas usando operaciones como craqueo, reformación, entre otras. Luego, los productos de estas operaciones se separan y purifican para llenar el estándar de calidad y eliminar residuos innecesarios. El proceso de refinación del petróleo se puede clasificar en cinco tipos básicos de operaciones que son: (Gary, 2007)

a. Destilación que separa los componentes del petróleo crudo usando columnas de destilación atmosférica y al vacío, para obtener diferentes hidrocarburos en base a su punto de ebullición y tamaño de la cadena de carbono.

b. Procesos de conversión que modifican el tamaño o la estructura de las moléculas de los hidrocarburos usando procesos de:

1) Descomposición: reduce el tamaño de las moléculas de grandes a más pequeñas, con punto de ebullición más bajo por craqueo y procesos similares.

2) Unificación: construye moléculas más grandes a partir de la unión de pequeñas moléculas, usando alquilación, polimerización y procesos similares.

3) Reformado: modifica las moléculas en diferentes estructuras geométricas en procesos como la isomerización, reforma catalítica y procesos similares.

c. Procesos de tratamiento, que preparan las corrientes de hidrocarburos para los procesos adicionales y también los productos, usando separaciones físicas o químicas. Incluye procesos como desalinización, hidrosulfuración, refinamiento de solventes, endulzado, extracción de solvente y desencerado.

d. Procesos de mezclado en los que se mezclan y combinan de varias fracciones, aditivos y otros componentes para producir los productos finales con ciertas propiedades específicas.

e. Otros, en los que se incluye la recuperación de otros productos ligeros, residuos sólidos y tratamiento de aguas residuales, movimiento de producto, almacenaje y manejo, entre otros.

3. Estructura de las refinerías. La estructura de las refinerías ha cambiado debido a la integración vertical que han desarrollado las empresas a nivel mundial. La industria está caracterizada por un grupo de empresas sumamente grandes y otro grupo de medianos y pequeños independientes enfocados en el refinamiento y ventas dentro de regiones específicas. Las industrias integradas verticalmente se caracterizan por estar involucradas en todo el proceso que experimenta el petróleo, desde la exploración y producción hasta el transporte, refinamiento y ventas. Las grandes refinerías se encargan de las pequeñas y grandes refinerías mientras que los pequeños operadores se suelen especializar en el asfalto, lubricantes y otros productos. En la siguiente tabla se encuentran las principales refinerías en Estados Unidos de América al 2005. (Gary, 2007)

**Cuadro 2. Listado de las refinerías más grandes de los Estados Unidos de Am en 2005**

Compañía	Capacidad (MBPCD)	Compañía	Capacidad (MBPCD)
ConocoPhillips	2198	PDV America	719
ExxonMobil	1847	Royal Dutch Shell	597
BP	1505	Tesoro	563
Valero Energy	1450	Deer Park REFG Ltd.	334
Chevron Texaco	1007	Lyondell Chemical	270
Marathon Oil	948	Total SA	234
Sunoco	900	Chalmette Refining	187
Premcor	768	Sinclair Oil	161
Koch	763	Rosemore	155
Motiva Enterprises	747	Murphy Oil	153

Nota: MBPCD se refiere a millones de barriles de petróleo crudo por día. Extraído de James Gary, Petroleum Refining, 2007.

Las refinерías de Estados Unidos de América se han concentrado en tres grandes regiones que son la Costa del Golfo, la Costa Oeste y en el corredor entre Illinois hasta Nueva Jersey. Históricamente, las refinерías se ubicaban cerca de las fuentes del crudo pero con el tiempo se desarrollaron en regiones con fácil acceso a puertos y rutas por barco para minimizar el transporte y los costos de logística. La Gulf Coast Petroleum Administration for Defense District (PADD) III es la proveedora más grande de productos refinados con casi la mitad de la capacidad del país. La costa del golfo de México importa cantidades significativas de crudo y embarca grandes cantidades de producto refinado para la costa este y para la región del medio oriente de Estados Unidos de América. (Gary, 2007)

Hoy en día, cada refinería es única y diferente de las demás. Las primeras refinерías eran pequeñas, simples y trabajaban con una destilación por lotes, mientras que las refinерías actuales son grandes, complejas y altamente integradas pues contienen entre 15 y 20 unidades de diferentes procesos para manejar volúmenes enormes de crudo de petróleo. (Gary, 2007)

La instalación de una refinería es un proyecto que implica un largo período de tiempo antes del inicio de operaciones expuesto a riesgos financieros, como cambio de intereses y de ciclos de inversión, que luchan contra otras oportunidades para la misma inversión. Los productos de estas refinерías se consideran productos de consumo o “commodities” puesto que los productos de todas las refinерías (que son competencia entre sí) son prácticamente los mismos. El precio de los productos se define en mercados competitivos sujetos a la demanda. (Gary, 2007)

4. **Estadísticas mundiales.** En las últimas décadas, la demanda de petróleo en Estados Unidos de América se ha ido incrementando debido al crecimiento poblacional y a los bajos precios. En el 2005, la demanda de productos refinados del petróleo fue de 21 millones de barriles por día sólo en Estados Unidos de América, lo que supera la capacidad de producción del país y lo obliga a importar. Cerca del 90% del crudo de Estados Unidos de América es convertido a combustibles y el porcentaje restante se utiliza para producir asfalto, lubricantes, solventes, ceras, nafta, etano, propano, entre otros. La producción de este país se enfoca en la gasolina, seguido de queroseno, combustible para aviones o “jet fuel”, diésel y otros combustibles. Por su parte, la demanda a nivel mundial de gasolina, destilados y otros productos derivados del petróleo, varía dependiendo de la región del mundo. La demanda de gasolina en Asia ha incrementado en un 50% mientras que la demanda en Europa ha disminuido por las altas tasas de impuestos. (Gary, 2007)

A finales de la década de 1970, el Programa de Derecho del Crudo del Petróleo o Crude Oil Entitlement Program obligó la expansión de la capacidad de las refinерías logrando para 1981 el establecimiento de 324 refinерías con una capacidad de 19.4 millones de BPCD. Para 1981, el Gobierno de los Estados Unidos eliminó los controles de precio y distribución a la industria petrolera lo que provocó la

clausura de 171 refinerías pequeñas e ineficientes. A finales del 2005 habían 149 refinerías en operación con capacidad de producción de 17.1 millones de BPCD. (Gary, 2007)

A nivel mundial se encuentran 662 refinerías con una capacidad total de 85.1 millones de BPCD. La región más grande de refinamiento es Asia con 22.2 millones de BPCD, seguido por América del Norte con 20.6 millones de BPCD. Los países con la mayor capacidad de refinamiento son Estados Unidos de América seguido por China, Rusia y Japón. A nivel mundial, las compañías más grandes de refinación de petróleo son ExxonMobil, Royal Dutch Shell y British Petroleum (BP). En la siguiente tabla se exponen las regiones con las operaciones más grandes de refinamiento de petróleo. (Gary, 2007)

**Cuadro 3. Operaciones de refinación del 2005 por regiones (miles de barriles por día calendario)**

<b>Región</b>	<b>No. de refinerías</b>	<b>Destilación de crudo</b>	<b>Destilación al vacío</b>	<b>Craqueo catalítico</b>
África	45	3,230	514	211
Asia	155	22,206	4,102	2,646
Europa del Este	93	10,245	3,742	929
Medio Oriente	42	7,034	1,976	360
Norte América	158	20,627	9,106	6,574
América del Sur	66	6,611	2,795	1,300
Europa Occidental	103	14,971	5,613	2,252
<i>Total</i>	<i>662</i>	<i>84,924</i>	<i>27,848</i>	<i>14,272</i>
<b>Región</b>	<b>Reformado catalítico</b>	<b>Hidrocraqueo catalítico</b>	<b>Hidrotratamiento catalítico</b>	<b>Coque</b>
África	476	62	906	1,841
Asia	1,927	739	8,556	20,200
Europa del Este	1,494	320	4,264	12,570
Medio Oriente	652	589	2,055	3,300
Norte América	4,173	1,738	15,146	143,616
América del Sur	427	139	1,912	24,702
Europa Occidental	2,144	1,056	9,988	11,316
<i>Total</i>	<i>11,293</i>	<i>4,643</i>	<i>42,827</i>	<i>217,545</i>

Extraído de James Gary, Petroleum Refining, 2007.

## B. Petróleo crudo como materia prima

1. **Petróleo crudo.** La principal materia prima para el proceso de refinación es el crudo de petróleo y líquidos de gas natural, aunque en algunas regiones se utilicen aceites crudos sintéticos de fuentes como arenas, uintita o gilsonita, entre otras. (Gary, 2007)

2. **Propiedades del petróleo crudo.** Las principales propiedades que se analizan al petróleo crudo para tener una base de comparación entre las materias primas que se utilizan en las refinerías en todo el mundo se muestran a continuación.

a. **Grados API.** La densidad del petróleo crudo se expresa en términos de grados API en lugar de gravedad específica. Esta clasificación fue establecida por el Instituto Americano de Petróleo (API, por sus siglas en inglés). La gravedad específica y los grados API se refieren al peso por unidad de volumen a 15.6°C comparado con el agua a 60°F. Los grados API se relacionan con la gravedad específica de la siguiente manera:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\text{gravedad específica}} - 131.5 \quad \text{Ecuación No. 1}$$

Los grados API del petróleo crudo pueden variar desde menos de 10° API hasta valores superiores a los 50° API, estando la mayoría entre el rango de 20 y 45°API. (Sadeghbeigi, 2012)

b. **Contenido de azufre.** El contenido de azufre se expresa en forma de porcentaje en masa de azufre y varía de menos de 0.1% hasta más de 5%. Petróleos crudos con un valor mayor a 0.5% requieren un proceso más extensivo de refinación que los de menor contenido de azufre. Cuando el crudo presenta más de 0.5% de azufre se le considera amargo, mientras que los que presentan un menor porcentaje se consideran dulces (Gary, 2007)

c. **Punto de fluidez (pour point) y turbidez (cloud point).** El punto de fluidez y el punto de turbidez son pruebas que indican la relativa coagulación de ceras en el crudo y no miden directamente el contenido sus ceras. Estas pruebas se realizan usando un baño con hielo, seguido de un baño con salmuera y por último, un baño con hielo seco. La temperatura a la que el crudo comienza a nublarse se define como el punto de turbidez; mientras que el punto al que el crudo deja de fluir homogéneamente se conoce como punto de fluidez. Un punto de fluidez bajo implica un bajo nivel de parafina y mayor contenido en aromáticos. (Jones, 2006)

d. **Residuos de carbón.** Los residuos de carbón se determinan por destilación de un residuo de coque en la ausencia de aire. Este indicador se relaciona con el contenido de asfalto del crudo y a la cantidad de aceite lubricante que se puede recuperar. En general, un crudo es más valioso mientras menos residuos de carbón contenga. Se expresa en términos de porcentaje en masa de carbón. (Gary, 2007)

e. **Contenido de sal.** El contenido de sal se expresa en términos de cloruro de sodio (NaCl). Cuando un petróleo crudo presenta un contenido de sal mayor a 4.5 kg/1000 bbl (10 lb/1000 bbl) se debe desalinizar el crudo antes de procesarlo. El principal problema que causa la sal es la corrosión. (Gary, 2007)

f. **Factores de caracterización.** Estos factores de caracterización relacionan el rendimiento con la composición de aromáticos y parafinas del petróleo crudo. Los más utilizados son el factor de caracterización de Watson o UOP ( $K_w$ ) y el índice de correlación del U.S. Bureau of Mines (CI), cuyas expresiones se muestran a continuación: (Gary, 2007)

$$K_w = \frac{T_B^{\frac{1}{3}}}{G} \quad \text{Ecuación No. 2}$$

$$CI = \frac{87,552}{T_B} + 473.7G - 456.8 \quad \text{Ecuación No. 3}$$

Donde  $T_B$  es el promedio del punto de ebullición en grados Rankine ( $^{\circ}R$ ) y  $G$  es la gravedad específica a  $15.5^{\circ}C$  ( $60^{\circ}F$ ).

El  $K_w$  tiene rangos de caracterización que van desde menores de 10 para materiales de alto contenido aromático hasta casi 15 para materiales de alto contenido parafínico, de manera que es un indicador del contenido parafínico del crudo, mientras que el CI se utiliza para evaluar fracciones individuales del crudo.

La escala CI se basa en cadenas rectas de parafina con valor de 0 y el benceno teniendo un valor de 100. A menor valor de CI se tiene una mayor concentración de parafinas, de manera que es un indicador del contenido aromático del crudo. (Gary, 2007)

g. Contenido de nitrógeno. La cantidad de nitrógeno se mide en términos del porcentaje en masa del elemento en el crudo. Este indicador es sumamente importante pues el nitrógeno puede envenenar los catalizadores usados en los procesos y causar corrosión. Los crudos que tienen contenidos de nitrógeno superiores al 0.25% deben ser tratados para eliminar el nitrógeno. (Gary, 2007)

h. Rango de destilación. El rango de destilación es un indicador de las cantidades de los distintos productos presentes en el crudo. Hay varios tipos de destilación utilizados en el análisis del petróleo, entre las más importantes se encuentra el punto de ebullición real (TBP, por sus siglas en inglés) que se refiere a la destilación realizada en un equipo que logra un grado razonable de fraccionamiento pero ahora se realiza con ayuda de espectrometría de masa. Generalmente se suele utilizar el método 15:5 que se refiere al uso de 15 platos teóricos y una relación de reflujo de 5:1. Otro tipo de destilación es la destilación ASTM porque las especificaciones de la mayoría de los productos derivados del crudo de petróleo se rigen por especificaciones ASTM. (Gary, 2007)

i. Contenido de metales. Es sumamente importante eliminar los metales presentes en el crudo de petróleo para evitar la contaminación de los catalizadores utilizados en los diferentes procesos de refinación. Entre los metales que se encuentran presentes en el mismo de petróleo están el níquel, vanadio y cobre. La destilación del crudo concentra los metales en la parte de los residuos, sin embargo algunos pueden ser volátiles y aparecer en fracciones de destilado de punto de ebullición superior. El contenido metálico se reduce por extracción empleando solventes con propano o solventes similares donde los compuestos organometálicos pueden ser precipitados como asfaltos y resinas. El contenido de metales se expresa en términos de partes por millón (ppm). (Gary, 2007)

j. Número ácido total. El número ácido total (TAN, por sus siglas en inglés) es un indicador de la oxidación de los aceites de lubricación y de aceites crudos ácidos. La acidez de estos aceites puede provocar corrosión en las columnas de fraccionamiento y obligan a utilizar equipo de aleaciones de acero que son sumamente costosas. El TAN es la cantidad requerida de mg de KOH para neutralizar 1 g de aceite crudo. (Gary, 2007)

k. Índice de octano. El índice o número de octano mide la resistencia de la gasolina a la detonación en un cilindro de un motor de gasolina. Mientras mayor resistencia presente, el combustible tendrá mejor eficiencia. El índice de octano es el porcentaje de iso-octano en la mezcla de iso-octano y n-heptano que tiene el mismo comportamiento de golpeo de la gasolina, de manera que una gasolina de octanaje 90 implica una mezcla de 90% iso-octano y 10% n-heptano. En la práctica se suelen determinar dos índices de octano siendo el índice de octano de investigación (RON, por sus siglas en inglés) y el índice de octano del motor (MON, por sus siglas en inglés). (Jones, 2006)

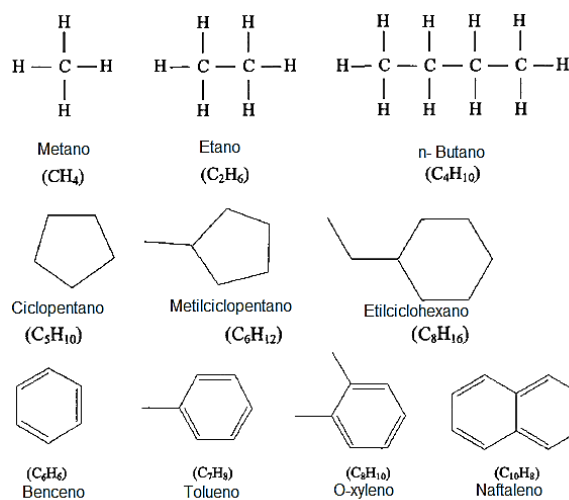
l. Viscosidad cinemática. La viscosidad de un petróleo crudo es la medida de la resistencia que presentan las moléculas al movimiento interno y es un indicador de la calidad de lubricante. Se puede determinar en centistokes, las unidades para viscosidad cinemática, o con segundos Saybolt Universal, segundos Saybolt Furol o segundos Redwood. La medición de la viscosidad se hace a una temperatura de 37.8°C (100°F), 54.4°C (130°F) o 98.9°C (210°F). (Jones, 2006)

m. Punto de anilina. La anilina es un producto aromático con una amina y su fórmula es  $C_6H_5NH_2$ . La anilina se usa como solvente, siendo selectivo para moléculas aromáticas a bajas temperaturas, y a altas temperaturas para parafinas y naftas, por lo que se utiliza para determinar la aromaticidad del crudo. El punto de anilina es la temperatura mínima a la que el crudo es completamente soluble en la misma. (Sadeghbeigi, 2012)

## C. Composición del crudo

Los hidrocarburos presentes en el petróleo se pueden clasificar en cuatro grupos que son parafinas, olefinas, naftalenos y aromáticos, los cuales se pueden observar en el siguiente cuadro.

**Figura 1. Hidrocarburos presentes en el crudo de petróleo**



Extraído de Riazi, 2005

1. **Parafinas.** Las parafinas son hidrocarburos saturados por lo que tienen la fórmula general  $C_nH_{2n+2}$  y se pueden dividir en dos grupos en base a su estructura molecular: los normales (n-) cuya cadena carbonada no tiene ramificaciones y los iso (i-) que presentan una ramificación en “y”. El subgrupo de las iso-parafinas también puede presentarse en diferentes formas debido a que las ramificaciones pueden ubicarse en distintas posiciones de la cadena principal manteniendo siempre la misma cantidad de carbonos e hidrógenos lo que se conoce como isomerismo estructural. A una presión y temperatura estándar (20°C y 1 atm) los primeros cuatro alquenos (metano, etano, propano y butano) se encuentra en estado gaseoso, del pentano hasta el n-hexadecano se encuentra en estado líquido y a partir del n-heptadecano se encuentra en estado sólido ceroso. Estas parafinas constituyen el 20% en volumen del crudo extraído. (Riazi, 2005)

2. **Olefinas.** Las olefinas son hidrocarburos que presentan por lo menos una insaturación (dobles enlaces entre carbonos) y su estructura principal es lineal. Debido a su insaturación son más reactivos que las parafinas, por lo que se utilizan para producir polímeros como el polietileno. Este grupo presenta isomerismo estructural e isomerismo geométrico que ocurre cuando se ubican de manera diferente en el espacio. Estos isómeros geométricos se nombran por el prefijo cis- o trans-. (Riazi, 2005)

3. **Naftas.** Las naftas o cicloalcanos tienen la fórmula general  $C_nH_{2n}$  y generalmente presentan ciclos de cinco (pentanos) o seis átomos de carbono (hexanos) debido a la estabilidad termodinámica que presentan. Los naftalenos constituyen un 60% en volumen del crudo de petróleo que se extrae. (Riazi, 2005)

4. **Aromáticos.** Por último, los aromáticos son compuestos carbonados cíclicos que presentan insaturaciones. En el crudo de petróleo se suelen encontrar alquilbencenos que son bencenos con una cadena de carbonos sustituidos al anillo. Otro subgrupo de aromáticos son los naftalenos que son dos anillos de benceno fusionados (comparten 2 carbonos en común), los cuales a su vez pueden encontrarse sustituidos. En todos los petróleos del mundo se pueden encontrar bencenos, toluenos y xilenos. La cantidad de benceno en productos refinados del petróleo se ve limitado por normas debido a su carácter carcinógeno. Estos compuestos aromáticos se suelen encontrar en mayor proporción en los crudos más pesados como el líquido de carbón que puede estar constituido de hasta 98% en volumen de compuestos aromáticos. (Riazi, 2005)

5. **Otros compuestos.** Además de los hidrocarburos que forman la mayor parte del crudo de petróleo también se encuentran compuestos con heteroátomos como azufre, cloro, nitrógeno y otros metales como vanadio, níquel y sodio, los cuáles se consideran impurezas del crudo. (Jones, 2006)

La impureza más importante es el azufre que se presenta en forma de ácido sulfhídrico (HS) y de compuestos orgánicos sulfurados como el etil mercaptano. El azufre se elimina convirtiendo el azufre a ácido sulfhídrico y eliminándolo por el proceso de hidrotreatment. Los compuestos azufrados ligeros se pueden eliminar con soda cáustica u otros solventes en forma de mercaptanos. (Jones, 2006)

Otra impureza importante es el cloro que solamente se neutraliza inyectando amoníaco en alguna secciones del equipo. El cloro no causa tanto daño debido a que se tiene protección contra la corrosión por ácido clorhídrico (HCl) en los principales procesos de destilación. (Jones, 2006)

El nitrógeno se suele encontrar como gas disuelto en el crudo de petróleo en forma de aminas o de otros compuestos nitrogenados en las fracciones más pesadas. El nitrógeno genera problemas en algunos procesos como en el reformado catalítico de los productos obtenidos de la nafta. El nitrógeno se suele eliminar junto con los compuestos azufrados mediante el hidrotratamiento realizado a las corrientes de alimentación de los procesos. (Jones, 2006)

Por último, los metales que se pueden encontrar en el petróleo crudo son el níquel, el vanadio y el sodio. Estos elementos no son volátiles por lo que se encuentran en la parte pesada o residual de los productos. El principal problema que generan es el envenenamiento de los catalizadores utilizados lo que reduce su vida útil. Estos metales se eliminan principalmente en la porción de aceite combustible de asfaltenos. (Jones, 2006)

#### D. Productos de la refinación del crudo de petróleo

Según el Instituto Americano del Petróleo (API, por sus siglas en inglés) la cantidad de productos del proceso de refinación del petróleo llega hasta dos mil (2,000) dependiendo de la especificación. En el Cuadro No. 4 se muestran algunos de los productos de la industria petrolera en Estados Unidos de América. En general, los productos que definen el diseño de la refinería son pocos pero que tienen alta demanda siendo los básicos la gasolina, diésel, jet fuel y aceites de calefacción. (Gary, 2007)

**Cuadro 4. Productos fabricados en la industria petrolera de USA**

<b>Clase</b>	<b>Número de productos</b>
Combustible gas	1
Gases licuados	13
Gasolinas	40
Motor	19
Aviación	9
Otros (tractor, marino, etc.)	12
Combustibles gaseosos para turbina (jet)	5
Querosenos	10
Destilados medios (diésel y aceites combustibles ligeros)	27
Aceites combustibles residuales	16
Aceites lubricantes	1156
Aceites blancos	100
Preventivos de corrosión	65
Aceites de cable y transformadores	12
Grasas	271
Ceras	113
Asfaltos	209
Coques	4
Carbón negro	5
Químicos, solventes, misceláneos	300
Total	2387

Extraído de James Gary, Petroleum Refining, 2007.

A continuación se explican los productos más importantes del proceso de refinación del petróleo.

1. **Productos de bajo punto de ebullición.** Los compuestos que están dentro de esta clasificación son los que se encuentran en estado gaseoso a temperatura y presión ambiente que son metano, etano, propano, butano y las olefinas correspondientes. (Gary, 2007)

El metano ( $C_1$ ) es utilizado como combustible de refinería pero puede ser utilizado para la producción de hidrógeno a través de pirolisis y por reacción con vapor. Se cuantifica en término de kg o lb, pie cúbico estándar (scf, por sus siglas en inglés) a 60°F y 14.7 psig, metros cúbicos normales ( $Nm^3$ ) a 15.6°C y 1 bar o en barriles de petróleo equivalentes basado en un valor mínimo de calor (LHV, Low Heating Value) de  $6.05 \times 10^6$  BTU. El etano ( $C_2$ ) se puede utilizar como combustible de refinería o para la producción de

hidrógeno o etileno. El propano ( $C_3$ ) se utiliza como combustible de refinería pero se puede vender como GLP. (Gary, 2007)

Los butanos ( $C_4$ ) se encuentran en el crudo y en productos de refinación y se utiliza como componentes de la gasolina, en procesos de refinación y en el GLP. El n-butano ( $nC_4$ ), que posee una menor presión de vapor que el iso-butano ( $iC_4$ ) se utiliza en la gasolina para regular la presión de vapor y promover un mejor arranque en climas fríos además que mejora el octanaje y es barato. El n-butano también se utiliza en las unidades de isomerización, mientras que el iso-butano se utiliza en las unidades de alquilación para formar isoparafinas de alto octanaje y se obtiene principalmente de la unidad de FCC y de hidrocrqueo. (Gary, 2007)

2. **Gasolina.** La gasolina es una mezcla de hidrocarburos que tienen un rango de puntos de ebullición entre 38 y 205°C, como lo determina la American Society for Testing and Materials (ASTM). A la gasolina se suele agregar componentes para aumentar la calidad antidetonante, la facilidad de arrancado, la velocidad de calentamiento y reducir la tendencia al bloqueo de vapor y los depósitos en el motor. Entre los componentes agregados están las gasolinas de “light straight-run” (LSR) que son destilados de nafta siendo pentano y pocas veces hexano, isomerada, la reformada catalíticamente, la craqueada catalíticamente, la hidrocraqueada, la polimerizada y la alquilada así como n-butano y otros aditivos como etil-terbutil éter (ETBE), tert-amil metil éter (TAME) y etanol. (Gary, 2007)

Existen cerca de 40 tipos de gasolinas producidas en la refinación del petróleo. En Estados Unidos de América, el 90% de toda la gasolina producida se utiliza como combustible en los automóviles. La mayoría de refinadoras produce gasolina en tres grados que son regular sin plomo, premium y super-premium. La principal diferencia entre la regular y la premium es el desempeño antidetonante. (Gary, 2007)

Las distintas regulaciones ambientales han llevado a las refinerías a producir gasolinas reformuladas (RFG's) que son combustibles para motores de combustión por chispa, cuyo proceso de combustión es por lo menos tan limpio como combustibles de alto contenido de metanol. Por su parte, la EPA de los Estados Unidos de América requiere que la gasolina utilizada tenga un máximo de 300 ppm de azufre que se logra con la reducción de azufre durante el proceso de hidrotratamiento de la materia prima antes del proceso de FCC o por el hidrotratamiento de la nafta de FCC. Otro factor regulado es la cantidad de aromáticos y olefinas por su reactividad con componentes de la atmósfera que produce contaminación visual. (Gary, 2007)

3. **Combustibles destilados.** Estos combustibles destilados se pueden separar en tres grandes tipos que son los combustibles de jet o de turbina, el diésel de automóviles y trenes, y aceites de calefacción. Estos productos son una mezcla de varias corrientes de la refinación para cumplir con ciertas especificaciones. (Gary, 2007)

El combustible de jet se utiliza para la aviación comercial y militar a nivel mundial. Este combustible es principalmente queroseno de la destilación atmosférica del crudo pero también se puede obtener del proceso de hidrocrqueo. El combustible de turbina tiene un precio más elevado que el diésel y aceites de calefacción. Las especificaciones para este combustible requieren una combustión limpia (smoke point) y el límite de aromáticos totales y de aromáticos de doble anillo. Existen dos tipos básicos de combustible de jet que son la nafta y el queroseno. El combustible de nafta se producía principalmente para los militares y tiene un amplio rango de ebullición, es más volátil y es más difícil de manejar. (Gary, 2007)

Los combustibles diésel de automóvil se dividen en dos tipos principales. El diésel No. 1 o superdiésel se produce de crudo virgen o hidrocrqueado y tiene un índice de cetano superior a 45, con un rango de ebullición entre 182 y 316°C. Por su parte el diésel No. 2 tiene un rango de ebullición más amplio que el No. 1. Se produce a partir de productos de procesos de craqueo y puede ser mezclado de nafta, queroseno y otros aceites craqueados ligeros de la unidad de coqueado y del FCC. Para los combustibles diésel, el índice de cetano es análogo al índice de octano para la gasolina. Por su parte, el combustible diésel de tren es uno de los mercados más significativos de diésel. Se diferencia del diésel de automóvil en que tiene un rango de ebullición más elevado (superior a los 400°C) y un índice de cetano menor (30 mínimo). (Gary, 2007)

Por último, los aceites de calefacción han disminuido su demanda por el crecimiento en el uso del GLP para la calefacción. El aceite combustible No. 1 se utiliza en hornos que usan un quemador de tipo olla que vaporiza el aceite cuando entra en contacto con el metal caliente de la olla, por lo que requiere una alta volatilidad. El aceite combustible No. 2 es una mezcla de nafta, queroseno, diésel y gas producto del craqueo y se utiliza en hornos con quemadores de tipo atomizador que hacen al combustible un spray que ingresa al área de combustión en forma de pequeñas gotas que aseguran una combustión completa. (Gary, 2007)

4. **Aceites residuales.** El aceite combustible No. 4 es un aceite ligero residual y se utiliza en hornos con quemadores que pueden atomizar aceites con viscosidad mayor que el aceite combustible No. 2. El aceite combustible No. 5 es un aceite residual con viscosidad mayor que el No. 4. El aceite combustible No. 6 es un aceite residual de alta viscosidad que requiere de calentamiento para almacenar, manejo y atomización. El bunker es otro aceite residual pesado que se utiliza en barcos. (Gary, 2007)

## E. Proceso de refinación del crudo de petróleo

1. **Destilación.** El primero paso de la refinación del petróleo crudo es la destilación que consiste en una separación del crudo en varias fracciones por el proceso de destilación. El crudo se calienta en un horno a temperaturas entre 315 a 370°C y se traslada a una torre de destilación donde se separa en butanos y gases húmedos ligeros, nafta ligero, nafta pesado, queroseno, gas atmosférico y crudo reducido. El crudo reducido se envía después a la torre de destilación al vacío bajo presión reducida y se separa en gas oil de vacío y colas de vacío reducidas. (Gary, 2007)

Previo a pasar por la destilación, el crudo de petróleo se desaliniza que se realiza en una etapa si el contenido de sal es menor a 9 kg/1000 bbl (20 lb/ 1000 bbl) o en dos etapas si el contenido es mayor. La sal se encuentra disuelta o suspendida en el petróleo crudo de manera que el principio básico para desalinizar es agregar entre 3 a 10% de volumen de agua a una temperatura entre el rango de 90 a 150°C para que disuelva la sal. Esto conlleva la aparición de otros problemas como la dificultad en la separación y en la eficiencia debido a parámetros como pH, gravedad y viscosidad del crudo. La separación se logra aplicando campos AC o DC con potenciales entre 12,000 y 35,000 V logrando separaciones de 90 a 95% para una etapa y hasta 99% para procesos de dos etapas. (Gary, 2007)

La destilación atmosférica comienza con el calentamiento del crudo de petróleo a través de intercambiadores de calor calentando a 288°C y luego en un horno se calienta hasta 399°C para vaporizar todos los productos de la zona de flash y entre 10 a 20% de los productos de las colas. Esta torre de fraccionamiento atmosférica contiene entre 30 a 50 platos de separación. Luego, la destilación al vacío trabaja a presiones entre 25 a 40 mm Hg. Además, se reduce la presión efectiva para mejorar la vaporización introduciendo vapor a la entrada del horno y en las colas de la torre lo que minimiza la formación de coque en el horno y reduce la presión parcial de los hidrocarburos que se desean separar. Los productos del proceso de destilación son el fuel gas que consiste principalmente de metano, etano y en algunas refinerías propano; gas húmedo que contiene propano y butano (que son separados para su uso en el GLP) y metano y etano; naftas de alto y bajo contenido de azufre, gas oils y residuos. (Gary, 2007)

2. **Coqueo y procesos térmicos.** En el craqueo térmico, se aplica calor y presión para romper, reorganizar y combinar las moléculas de hidrocarburos. Algunos procesos de craqueo térmico son coquización retardada, visbreaking, coquización fluida y flexicoquización. Las colas de crudo reducido de la torre de vacío se craquean térmicamente en un coqueo retardado para producir gas húmedo, nafta de coque, gas de coque y coque. La coquización retardada descompone las fracciones pesadas del crudo hasta crudos ligeros y coque de petróleo. Los crudos ligeros se procesan en otras unidades de refinación para cumplir especificaciones y el coque se utiliza como combustible. El “visbreaking” es un proceso de craqueo térmico más leve que permite que las colas de torres de alta presión o de vacío produzcan más productos destilados y reduce las viscosidades de los residuos de la destilación. La coquización fluida elimina el coque a través de una técnica de fluidización de sólidos y permite la transformación continua de crudos pesados en crudos más ligeros. Por último, la flexicoquización convierte hidrocarburos pesados en hidrocarburos ligeros y gases combustibles. (Gary, 2007)

El coque producido se clasifica en varios tipos dependiendo del proceso que se usó, las condiciones de operación y las propiedades de la materia prima. El coque producido del coker se llama coque verde y contiene hidrocarburos de alto peso molecular y otros compuestos orgánicos que quedaron después de una carbonización incompleta. Otro tipo de coque es producido por el coqueo retardado y recibe el nombre de coque esponja y que se caracteriza por ser duro, poroso y de forma irregular. El siguiente tipo es el coque de aguja que se caracteriza por tener una estructura cristalina alargada y se produce de materia prima con alto contenido aromático. Y por último, se encuentra en “shot coke” por tener una configuración de racimo de pellets con tamaño de una bala. En general, el coque se utiliza como combustible, para producir ánodos, fuente de carbono para procesos de fósforo, carburo de calcio y carburo de silicio, electrodos en hornos eléctricos de acero, dióxido de titanio, etc. y para producir grafito. (Gary, 2007)

El coqueo retardado es un proceso que calienta el aceite residual hasta su temperatura de craqueo térmico en un horno. Este craqueo corta cadenas largas de hidrocarburos hasta gas oil de coque y coque de petróleo. La alimentación se puede introducir directo al horno a en los platos 2 al 4 del fraccionador. El vapor de la parte superior regresa a la base del fraccionador y está compuesto de gas, nafta y gas oils. Para remover el coque de la unidad se envía la corriente a un tanque de almacenaje. El tanque de coque principal se llena de vapor para sacar los vapores de hidrocarburos, se enfría con agua y se drena y por último se extrae el coque por operación manual con un taladro o por un método hidráulico. (Gary, 2007)

3. **Flexicoking.** El proceso de “flexicoking” consiste calentar la corriente de alimentación que puede ser aceite pesado como residuos de la destilación al vacío, alquitrán de hulla, etc. entre 315 y 370°C y se introduce en forma de spray al reactor donde se encuentra con una cama fluidizada caliente de coque a una temperatura entre 510 a 540°C. El vapor pasa a través de ciclones en la parte superior del reactor que separa las partículas de coque arrastradas y las lleva al scrubber donde se reciclan al reactor. El coque producido se deposita en capas en la superficie de las partículas de coque en la cama fluida del reactor. Por último, se traslada a un gasificador donde reacciona con aire y vapor para producir un gas que contiene monóxido de carbono (CO), hidrógeno (H<sub>2</sub>), dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) y nitrógeno (N<sub>2</sub>). Esta corriente de gas se utiliza para fluidizar el lecho del calentador y brinda suficiente calor para el lecho. El sistema se puede utilizar para gasificar entre 60 a 97% del producto de coque en el reactor. El gas de coque se puede sustraer de una corriente del calentador y se utiliza como combustible en la refinería. (Gary, 2007)

4. **Fluid coking.** El proceso de “fluid coking” es una versión simplificada del “flexicoking”. La cantidad de coque quemada es la necesaria para calentar el reactor y la corriente de alimentación, que es entre el 20 y el 25% del coque producido en el reactor. El coque se extrae del quemador y no se gasifica, de manera que solo utiliza dos lechos fluidos (quemador y reactor). La principal ventaja del fluid coking es que aprovecha el valor de calentamiento del coque producido al utilizarlo como combustible en otras unidades. (Gary, 2007)

5. **Craqueo catalítico.** El craqueo catalítico es un proceso de refinación que rompe las moléculas de hidrocarburos grandes y complejos en moléculas más simples y ligeras por la aplicación de calor y ayudado por un catalizador. El proceso se aplica a aceites pesados para convertirlos en gas licuado de petróleo (GLP), gasolina y otros componentes de destilación medianos. El proceso de craqueo catalítico es el proceso más utilizado como tecnología secundaria de conversión. (Gary, 2007)

El proceso de craqueo catalítico es el más importante y más usado a nivel mundial para convertir aceites pesados en gasolina y productos ligeros. Como subproducto se obtiene coque, que se acumula en el catalizador y reduce su actividad. De esta manera el catalizador se debe pasar por dos etapas en el proceso de craqueo que son la reacción con el material de petróleo y la regeneración. (Gary, 2007)

Estos procesos se pueden clasificar en dos tipos siendo lecho móvil, como el craqueo catalítico termofor (TCC, por sus siglas en inglés) o lecho fluido como el craqueo catalítico fluido (FCC, por sus siglas en inglés). Ambos procesos son similares puesto que el aceite caliente se alimenta y entra en contacto con el catalizador en la línea de alimentación o en el reactor y ocurre la reacción de craqueo. El catalizador y los vapores de hidrocarburos se separan mecánicamente y el aceite impregnado en el catalizador se lava

con una corriente de vapor antes de ingresar al regenerador. El catalizador se regenera quemando el coque con aire, que después se separan utilizando un ciclón y precipitadores electroestáticos. (Gary, 2007)

6. **Hidrocrqueo catalítico.** El proceso de hidrocrqueo catalítico es un proceso que utiliza hidrógeno y un catalizador a una temperatura relativamente baja y a altas presiones para convertir productos de mediano punto de ebullición en nafta, diésel, combustible jet o fuel oil de alto grado. El proceso de hidrocrqueo se aplica a materia prima que es difícil de procesar por procesos de craqueo catalítico o reformado por la presencia de aromáticos policíclicos superiores o altas concentraciones de olefinas o compuestos azufrados y nitrogenados. (Gary, 2007)

El proceso de hidrocrqueo catalítico requiere de una o dos etapas dependiendo del proceso y de la materia prima que se utilice. El proceso GOfining representa un proceso regenerativo de lecho fijo que utiliza un catalizador que posee un metal del grupo de tierras raras (lantánidos, escando e itrio). Las condiciones de presión y temperatura varían entre 350 a 452°C y 6,900 a 13,800 kPa. La corriente de alimentación se mezcla con hidrógeno y gas reciclado (alto en contenido de hidrógeno) que pasa por un calentador antes del primer reactor. El efluente del primer reactor se lleva a un separador donde se separan las fracciones de gases ricos en hidrógeno que se recirculan a la entrada del reactor y una fracción líquida que se manda a una torre de destilación para extraer C<sub>4</sub> y otros gases superiores y fracciones más pesadas para obtener nafta, jet fuel y diésel. Las colas se recirculan al primer reactor mezclándolas con el gas reciclado. (Gary, 2007)

7. **Hidroprocesamiento y proceso de residuos.** Los residuos se refieren al final del barril o las colas de la torre de destilación atmosférica o la torre de vacío. La composición de estas colas son mezclas de hidrocarburos de alto peso molecular, además de concentrar todas las impurezas no deseadas como metales, compuestos nitrogenados y azufrados. Es por esto que para tratar esta fracción se suele utilizar métodos de extracción para obtener compuestos que se pueden utilizar como materia prima en otros procesos. (Gary, 2007)

Se utiliza propano líquido como solvente para extraer los aceites, mientras que n-pentano, n-hexano o n-heptano se utilizan para extraer las fracciones de resina del residuo. Los materiales insolubles en estos solventes se consideran parte de la fracción de asfaltenos. Las operaciones que se pueden realizar se separan en catalíticas, como hidroprocesamiento y craqueo catalítico fluido, y no catalíticas, como extracción con solventes, coqueo retardado y “flexicoking”. (Gary, 2007)

El hidroprocesamiento reduce el rango de destilación del material de alimentación al mismo tiempo que remueve impurezas como metales, compuestos azufrados y nitrogenados así como otros hidrocarburos de cadena larga. (Gary, 2007)

8. **Hidrotratamiento.** El hidrotratamiento catalítico modifica las fracciones del petróleo en presencia de un catalizador y cantidades pequeñas de hidrógeno. El proceso elimina compuestos azufrados y convierte las olefinas en parafinas lo que reduce la concentración de azufre y permite obtener rendimientos mayores de los productos de refinación, evitando que se afecte el equipo, el catalizador y la calidad de los productos de las siguientes etapas. El proceso de hidrotratamiento se realiza generalmente antes de los procesos de reformado catalítico. (Gary, 2007)

El proceso de hidrotratamiento estabiliza los productos al convertir olefinas a parafinas haciéndolas reaccionar con hidrógeno. Cuando el proceso se utiliza para eliminar azufre recibe el nombre de hidrodesulfuración. El proceso consiste en alimentar el aceite que se mezcla con gas rico en hidrógeno y después se calienta entre 260 y 470°C para evitar el craqueo. La corriente se alimenta en la parte superior del reactor, donde reacciona con un catalizador de óxido de algún metal (como sulfuros de tungsteno, molibdeno, cobalto o níquel en alúmina) para producir  $H_2S$ ,  $NH_3$ , hidrocarburos saturados y metales libres. Los efluentes se enfrían y se separa en una torre de fraccionamiento. (Gary, 2007)

9. **Reformado catalítico e isomerización.** El proceso de reformado catalítico modifica la corriente de nafta pesada que sale de la torre de crudo, del proceso de coking y del craqueo para mejorar su índice de octano al transformarlo en componentes de la gasolina de alto octanaje llamados reformados que son benceno, tolueno, xileno y otros aromáticos. El reformado representa el efecto integrado del craqueo, deshidrogenación y de isomerización en simultáneo. Por su parte, la isomerización altera el arreglo de átomos del material original. La isomerización convierte los n-butanos, n-isopentanos y n-hexanos en isobutanos, isopentanos e isohexanos respectivamente que son componentes de la gasolina de alto octanaje. (Gary, 2007)

Los procesos de reformado catalítico se clasifican como continuo, cíclico o semiregenerativo dependiendo de la frecuencia con que se regenera el catalizador. El proceso semiregenerativo comienza con el calentamiento de la alimentación y del hidrógeno reciclado, luego entra al reactor donde ocurre la mayor parte de la deshidrogenación de naftenos. La corriente de salida se recalienta antes de entrar al siguiente reactor. El proceso utiliza entre 3 y 4 reactores para completar la hidrogenación. Por último, el efluente del último reactor se enfría y se condensan los productos líquidos que posteriormente van a un tambor de separación para extraer butano; una fracción de gas rica en hidrógeno se separa y se recircula. (Gary, 2007)

10. Alquilación y polimerización. La alquilación es un proceso que combina isoparafinas como el isobutano con olefinas a través de un proceso de temperatura y presión en presencia de un catalizador ácido (ácido sulfúrico o ácido hidrofúrico) para formar una isoparafina que tiene alto octanaje y se utiliza para evitar el *antiknocking* (detonaciones) del motor. Por su parte la polimerización convierte los gases ligeros de olefina como propileno y butileno en hidrocarburos de mayor peso molecular y de mejor octanaje que se pueden utilizar para mezclar en la gasolina. (Gary, 2007)

La reacción de alquilación se realiza utilizando catalizadores ácidos como el ácido fluorhídrico (HF) o el ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ). La diferencia en el proceso es la temperatura, pues con HF se puede llegar a  $38^\circ C$  mientras que con el  $H_2SO_4$  se regula entre  $5$  a  $21^\circ C$ . El proceso con HF comienza con la deshidratación de la olefina y el isobutano a través de una cama de desecante. Seguido de la mezcla con el HF a una presión suficiente para mantener a todos los componentes en fase líquida y entran al recipiente de separación. El exceso de HF se elimina por densidad y se recicla a la alimentación. Una corriente se extrae del tanque de ácido y se alimenta a una columna para eliminar agua e hidrocarburos polimerizados. El destilado de la columna es HF que se recircula, mientras que la cola es una mezcla de HF con agua, que se neutraliza. Por su parte, la fracción superior del recipiente de separación se pasa a una torre de fraccionamiento donde se extraen propano, isobutano, n-butano y compuestos alquilados. (Gary, 2007)

La polimerización permite juntar propenos y butanos para formar productos de alto octanaje que pueden ser utilizados en la gasolina. El catalizador más utilizado es el ácido fosfórico mezclado con “kieselguhr” que es una arcilla natural o un film de cuarzo. La alimentación es propano, butano, propeno y buteno y se lava con  $H_2S$  y NaOH para eliminar mercaptanos. Después se pasa por un scrubber con agua para remover aminas o NaOH y después se seca usando silica gel. Seguido se le añade entre 350 y 400 ppm de agua para promover la ionización del ácido y se calienta a  $204^\circ C$  para ser pasado a través del lecho de catalizador. La corriente de productos se fracciona para eparar el butano y materiales ligeros de la gasolina de polímeros. (Gary, 2007)

## F. Craqueo catalítico fluido - Fluid Catalytic Cracking (FCC)

1. Proceso de craqueo catalítico. El proceso de craqueo catalítico es el más importante y utilizado en la refinería para convertir aceites pesados en productos con mayor valor como gasolina y productos ligeros. Originalmente, el proceso de craqueo se realizaba por medio de la aplicación de calor (termocraqueo) hasta que se comenzó a utilizar el proceso con catalizadores. (Gary, 2007)

El proceso de FCC comienza con el precalentamiento del gas oil antes de ingresar al tubo de subida, el cual se logra utilizando el calor que tienen los efluentes del fraccionador, hasta una temperatura entre 205 y 400°C. Este gas oil ingresa al tubo de subida a través de la boquilla de alimentación en forma atomizada para aumentar la reactividad. Cuando el catalizador entra en contacto con el catalizador regenerado (677-732°C) se evapora. La fuerza que impulsa al gas oil a través del tubo de subida es la expansión del volumen del vapor. Dependiendo del calentamiento de la alimentación, el lecho de regeneración y las temperaturas de salida del tubo de subida, se usa una relación de 4:1 o 10:1 en masa de catalizador a “gas oil”. El rango de temperaturas de craqueo y a la que se mantiene el reactor oscila entre 496 a 565°C. (Sadeghbeigi, 2012)

El tubo de subida o “riser” es un tubo vertical de entre 0.61 a 2.13 m de diámetro y 23 a 37 m de largo. Su función ideal es simular un reactor “plug flow” o de flujo de pistón donde el catalizador y el vapor se mueven a través de toda la distancia sin mezclarse hacia atrás. Están diseñados con un recubrimiento de 2.5 cm de material refractario en la parte interna y para trabajar a una velocidad de vapor de entre 12 y 18 m/s con un tiempo de residencia de los hidrocarburos con el catalizador de entre 2 y 3 segundos. (Sadeghbeigi, 2012)

El catalizador que sale del tubo de subida entra al recipiente del reactor donde se encuentra un ciclón para separar los vapores del catalizador. En algunas unidades se utiliza dos ciclones en paralelo para asegurar una separación completa. La separación se debe realizar lo antes posible para evitar reacciones secundarias que puedan afectar a los productos. (Sadeghbeigi, 2012)

El catalizador en equilibrio ingresa a la unidad de fraccionamiento, donde se le aplica vapor para eliminar los hidrocarburos que se encuentran entre partículas del catalizador. La velocidad a la que fluye el vapor es de 0.23 m/s y el catalizador se mueve con un flujo másico de 3,418 kg/min m<sup>2</sup>. Se debe minimizar los hidrocarburos en el catalizador puesto que pueden provocar pérdidas en los productos, en el proceso y en la actividad del catalizador. (Sadeghbeigi, 2012)

Después, el catalizador ingresa al regenerador donde se le elimina el coque impregnado aplicando una corriente de aire para quemarlo. El aire puede ser mezclado con oxígeno para mejorar la eficiencia de la operación de eliminación del coque y se introduce a través del sistema de distribución del aire ubicado cerca del fondo del regenerador impulsado por un soplador. Los tipos de regeneración se pueden clasificar según el grado de combustión que se consigue, teniendo los grupos de baja, mediana y alta temperatura de regeneración. Las ventajas de realizar una combustión completa son la eficiencia energética, una mejor limpieza del catalizador y es más amigable con el ambiente; mientras que las desventajas son un amplio rango de rendimiento de coque, un mayor quemado posterior y una baja relación catalizador/aceite. Por

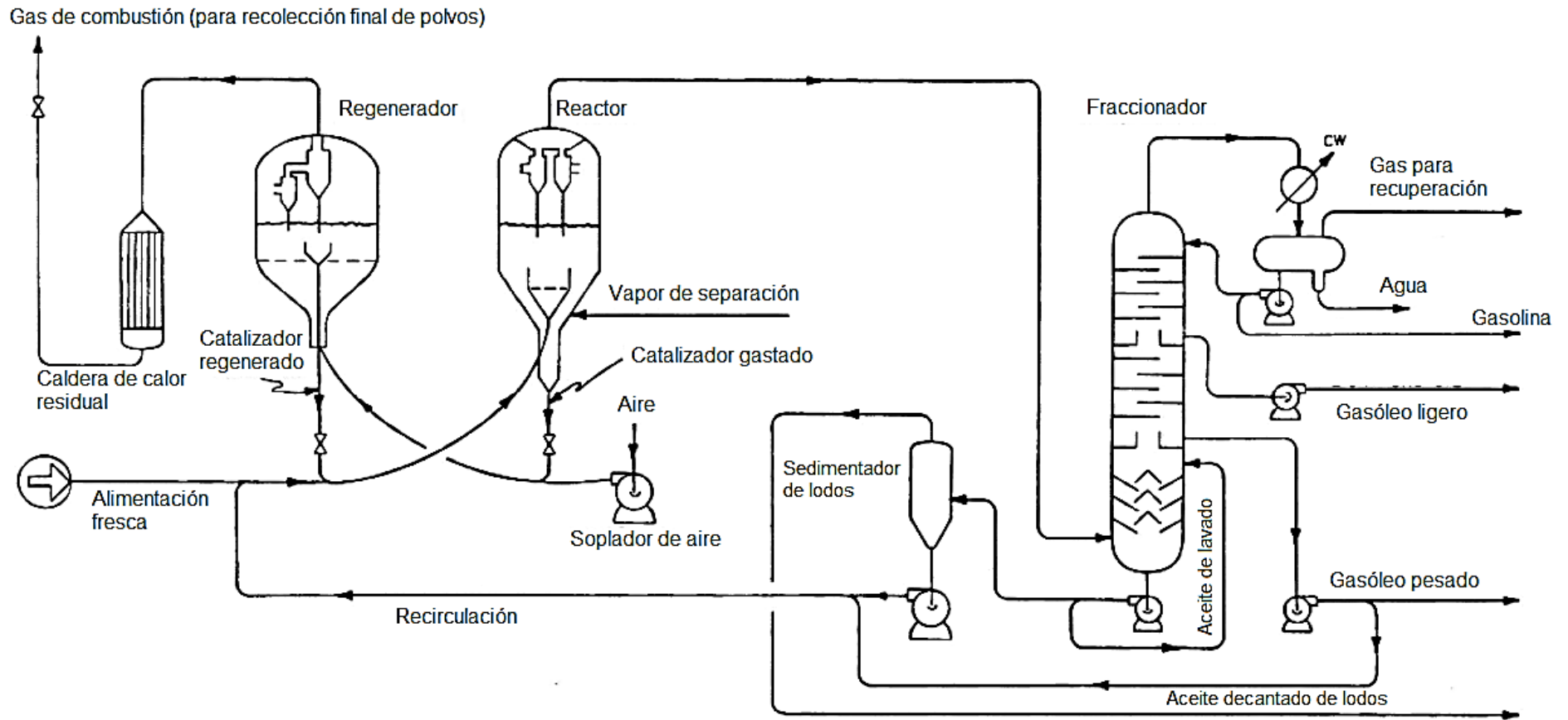
último, el catalizador se separa del gas por ciclones. Para ver un esquema del proceso de FCC ver la siguiente figura. (Sadeghbeigi, 2012)

La actividad del catalizador se disminuye con el tiempo debido a la acumulación de impurezas en el catalizador y por la desactivación por mecanismos térmicos e hidrotérmicos. Para mantener la actividad deseada se suele agregar catalizador fresco continuamente. El catalizador circulando en la unidad de FCC recibe el nombre de catalizador en equilibrio o ECAT, por sus siglas en inglés. El uso de E-cat en buen estado, junto con catalizador fresco puede llevar a mantener bajo los costos del catalizador. (Sadeghbeigi, 2012)

El fraccionador principal tiene como objetivo enfriar y recuperar productos líquidos de los vapores del reactor. La sección de rectificación provee la zona de intercambio de calor. El vapor se enfría a través de bombeo a otros platos del fraccionador. El calor de estas fracciones se utiliza para precalentar la corriente de alimentación, generar vapor, para calentar en los rehedidores de la planta de gas o una mezcla de estos. La fracción más pesada de productos se le llama lodo o aceite decantado (DO, por sus siglas en inglés) y se usa para hacer fuel oil No. 6. Además del DO, la columna separa tres fracciones que son aceite de ciclo pesado (HCO, por sus siglas en inglés), aceite de ciclo ligero (LCO, por sus siglas en inglés) y nafta pesada. Por su parte, la gasolina y otros compuestos ligeros son extraídos en el destilado y se comprimen usando un compresor de gas húmedo (WGC, por sus siglas en inglés) que se envían a la planta de gas donde separa el gas combustible, propanos y butanos y gasolina. (Sadeghbeigi, 2012)

La planta de gas consiste en un proceso que inicia con el WGC. En la siguiente etapa entra a un separador de alta presión (HPS, por sus siglas en inglés) donde se junta con corrientes de fracciones ligeras de otras operaciones y de la misma planta de gas, a donde se agrega agua de lavado para eliminar impurezas. Luego se condensa parcialmente y se flashea en el HPS. La fracción de vapor del HPS pasa al primer absorbedor y el líquido se bombea al primer separador. En el absorbedor primario se recuperan los propanos y componentes más pesados. Los componentes más pesados son absorbidos por un aceite absorbedor que puede ser la fracción líquida del fraccionador principal o gasolina fría desbutanizada. El vapor del primer absorbedor entra al segundo absorbedor donde se utiliza aceite esponja que es LCO. Por su parte, la fracción líquida del HPS contiene principalmente propanos, hidrocarburos más pesados y un poco de etanos,  $H_2S$  y agua arrastrada; en la sección del separador se eliminan la fracción ligera. Los vapores de la cabeza se envían al absorbedor primario y la sección pesada se va al desbutanizador donde se separan los propanos y butanos (destilado) de la gasolina (colas). La gasolina se lleva al separador de gasolina que la separa en gasolina ligera y pesada. (Sadeghbeigi, 2012)

Figura 2. Esquema del proceso de craqueo catalítico fluido (FCC)



Extraído de: Gary, 2007. Petroleum refining.

2. **Control e instrumentación del proceso.** En el proceso de FCC la diferencia de presiones entre el regenerador y el reactor actúa como la fuerza motriz que permite la circulación del catalizador. La válvula de mariposa ubicada en la línea de gas del regenerador regula esta diferencia de presiones mientras que la presión del reactor la controla el WGC. La cantidad de catalizador fresco que se debe agregar para compensar la pérdida de catalizador y de la actividad del mismo es controlada por la retirada periódica de una cantidad de catalizador en el regenerador; mientras que la cantidad de catalizador en el reactor y en el separador lo controla una válvula de enchufe. El flujo del catalizador regenerado que entra al reactor se controla automáticamente por una termocupla o manualmente. (Sadeghbeigi, 2012)

Las variables que se deben controlar en el reactor y regenerador son la velocidad de alimentación, recirculación de LCO, HCO o lodo al tubo de subida, la temperatura de la corriente de salida del tubo de subida o de la salida de los ciclones del reactor, la temperatura de precalentamiento de la alimentación, las presiones del reactor y/o del regenerador, el exceso de los gases de combustión, la concentración de CO en los gases de combustión (combustión parcial), la temperatura del lecho denso del regenerador (combustión parcial), la cantidad de coque en el catalizador regenerado (combustión parcial), la velocidad del vapor de la sección de separación, la atomización de alimentación, la velocidad de adición de catalizador o el área superficial del catalizador fresco. (Sadeghbeigi, 2012)

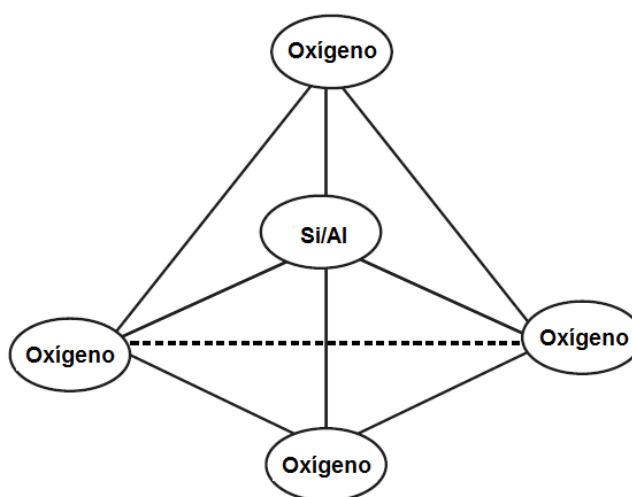
Estas variables pueden controlarse mediante un sistema de control básico de supervisión que se caracteriza por tener tres modalidades que son manual, automático y en cascada. También puede controlarse mediante un sistema avanzado de control de proceso que maneja todas las restricciones posibles que presenta ventajas como un control más preciso de las variables, puede responder más rápido a perturbaciones del ambiente, puede operar todo el día, etc. (Sadeghbeigi, 2012)

3. **Catalizadores utilizados.** Los catalizadores de FCC más utilizados en la industria son de zeolitas. Las zeolitas fueron introducidas a principios de 1960 y revolucionaron el craqueo catalítico, cuando anteriormente se utilizaba sílicas amorfas. Inicialmente, el catalizador era una arcilla natural tratada con ácido hasta que se convirtió en materiales sintéticos de sílica y aluminio que contenía de 10 a 15% de aluminio. A mediados de los años 1950's el porcentaje de aluminio subió hasta 25%. Estos materiales sintéticos eran amorfos, a diferencia de las zeolitas que se comenzaron a utilizar en la década de 1960's que presentan mayor actividad y selectividad. Las zeolitas es un material cristalino de silicatos de aluminio que tienen una estructura regular de sus poros. (Sadeghbeigi, 2012)

a. Componentes del catalizador. Los catalizadores FCC son polvos finos con tamaño de partícula promedio de 75  $\mu\text{m}$ . Los componentes del catalizador son:

1) Zeolita. La zeolita o faujasite es el elemento principal del catalizador. Brinda selectividad y mucha de la actividad catalítica, de manera que el desempeño del catalizador depende de la naturaleza y calidad de esta. La zeolita se caracteriza por tener una estructura enrejada cuyas bases son pirámides de oxígenos con un átomo de sílice o aluminio en su centro, como se muestra en la figura 3. El enrejillado de la zeolita tiene una serie de poros minúsculos con diámetro cercano a 8.0 angstroms ( $\text{\AA}$ ) y área interna de casi 600  $\text{m}^2/\text{g}$  de área superficial que no permite que entren moléculas de hidrocarburos largas. (Sadeghbeigi, 2012)

**Figura 3. Estructura de pirámide de zeolita**



Extraída de Sadeghbeigi, FCC handbook. Pág. 88

La zeolita puede tener un átomo de silicio o aluminio en su centro. Cuando el átomo es silicio, la carga de la zeolita es neutra; mientras que cuando se tiene un átomo de aluminio, la carga es -1. Como las zeolitas se suelen sintetizar usando NaOH, el sodio se une con la carga -1 para neutralizar la zeolita; este tipo de zeolita recibe el nombre de NaY. (Sadeghbeigi, 2012)

Las zeolitas más utilizadas en el FCC son de tipo X, tipo Y y ZSM-5. La zeolita X tiene una menor relación sílica-aluminio (SAR, por sus siglas en inglés) y una menor estabilidad térmica e hidrotérmica a comparación de la zeolita Y. También existen zeolitas a las que se les ha extraído algunos átomos de aluminio y que se caracterizan por incrementar el octanaje de la gasolina, las cuales reciben el nombre de ultrastrable Y o USY. (Sadeghbeigi, 2012)

Las zeolitas son expuestas a condiciones de temperaturas sumamente altas y son contaminadas con vanadio y sodio en su paso por el reactor. Los parámetros más importantes que afectan a la zeolita son el

UCS que es una medida de los sitios de aluminio o del potencial total de acidez e indica la actividad: una zeolita fresca tiene un UCS en el rango entre 24.5 a 24.75 Å que es relativamente alto. Mientras más bajo tenga el nivel de sodio y de metales raros (RE, por sus siglas en inglés) menor será su índice UCS. El nivel de sodio debe mantenerse bajo; mientras que el nivel de RE mide la actividad y selectividad por la gasolina al mismo tiempo reduce el octanaje y debe mantenerse relativamente alto. (Sadeghbeigi, 2012)

2) Matriz. La matriz es el aglutinante del catalizador y son todos los componentes del catalizador, sin contar la zeolita. La matriz activa son los componentes del catalizador que tienen actividad catalítica y provee los sitios primarios para el craqueo de moléculas grandes, así como para capturar vanadio y nitrógeno. (Sadeghbeigi, 2012)

3) Relleno y aglutinante. El relleno es una arcilla incorporada al catalizador para reducir su actividad y la más utilizada es la Kaolina. El aglutinante sirve para mantener unida la zeolita, la matriz y el relleno. Estos dos componentes proveen integridad física como la densidad, resistencia al desgaste, distribución del tamaño de partícula (PSD), etc. (Sadeghbeigi, 2012)

b. Técnicas de producción. El proceso de producción de las zeolitas se divide en dos grupos que son incorporación que consiste en producir la zeolita y la matriz independientes para después agruparlas usando el aglutinante, e “in situ” donde la zeolita crece dentro de microesferas perforadas. (Sadeghbeigi, 2012)

Las zeolitas convencionales tipo NaY se producen por la digestión de una mezcla de sílica (silicato de sodio), alúmina (aluminato de sodio) y NaOH por varias horas hasta que cristaliza. Los cristales separados intercambian los átomos de sodio por otros de metales raros como cerio o lantano y/o hidrógeno a través de amonio ( $\text{NH}_4^+$ ). Por su parte, las zeolitas USY o zeolitas desaluminadas se producen reemplazando iones de aluminio en el marco por silicio y se logra usando una calcinación de alta temperatura con vapor de zeolitas HY, así como lixiviación, extracción química y sustituciones químicas. Por último, el proceso BASF “in situ” consiste en crecer la zeolita en partículas de kaolin lo que se logra haciendo secado de spray de una solución acuosa de kaolin para que formen microesferas. Estas microesferas son calcinadas en altas temperaturas y se digiere la metakaolin y mullite con silicato de sodio o hidróxido de sodio. Por último, son lavadas antes del intercambio iónico y su tratamiento final. (Sadeghbeigi, 2012)

c. Propiedades del catalizador fresco. Algunas propiedades del catalizador que son monitoreadas continuamente para evaluar su rendimiento y vida útil se muestran a continuación:

1) Distribución del tamaño de partícula (PSD). El PSD es un indicador de las propiedades de fluidización del catalizador. La fluidización es mejor mientras más poblada esté la fracción de 0-40  $\mu\text{m}$ , aunque esto implique mayores pérdidas del catalizador. El PSD es una medida de la eficiencia de separación en el ciclón. Esta se mide en el ciclo de secado por spray. EL PSD no tiene una distribución normal. (Sadeghbeigi, 2012)

2) Área superficial (SA). El área superficial es la combinación del área superficial de la zeolita y de la matriz. El área superficial se mide con la cantidad de nitrógeno que es absorbido por el catalizador. Este parámetro es un buen indicador de la actividad del catalizador fresco. Se mide en  $\text{m}^2/\text{g}$ . (Sadeghbeigi, 2012)

3) Porcentaje de sodio. El sodio desactiva la zeolita y reduce el octanaje de la gasolina por lo que se busca minimizar la cantidad de sodio en el catalizador fresco. Se puede expresar como sodio (Na) o como óxido de sodio ( $\text{Na}_2\text{O}$ ) en porcentaje en peso del catalizador. (Sadeghbeigi, 2012)

4) Porcentaje de tierras raras. Las tierras raras mejoran la actividad y la estabilidad hidrotérmica del catalizador. Se reporta como tierra rara o como óxido de tierra rara en porcentaje en peso del catalizador. (Sadeghbeigi, 2012)

4. Análisis del ECAT. Los distribuidores de ECAT reciben muestras periódicas de parte de los refinadores de petróleo para que realicen un análisis. Los resultados le brindan información sobre las condiciones de la unidad.

a. Propiedades catalíticas

1) Conversión (actividad). El ECAT es analizado por una unidad de micro-actividad (MAT) simulando las condiciones de operación del catalizador. La actividad se reporta como la conversión a material de 221°C. El MAT separa los efectos del catalizador de los cambios en el proceso y en la alimentación. (Sadeghbeigi, 2012)

2) Factor de coque y factor de gas (FC y FG). Estos dos factores representan las tendencias del ECAT a formar coque y gas comparado contra un estándar de catalizador que ha sido añejado con vapor. Estos factores se ven influenciados por el tipo de catalizador fresco y el nivel de los metales depositados en el ECAT. (Sadeghbeigi, 2012)

### b. Propiedades físicas

1) Área superficial (SA). El área superficial es una medida indirecta de la actividad. Al igual que en el catalizador fresco, es la suma del área superficial de la zeolita y de la matriz. Las condiciones hidrotérmicas suelen reducir el área superficial al romper la estructura de la zeolita. Se mide en  $m^2/g$ . (Sadeghbeigi, 2012)

2) Densidad aparente de bulto (ABD). La densidad aparente de bulto permite ver problemas en el flujo del catalizador. Cuando se tiene un ABD muy elevado perjudica la fluidización, mientras que un ABD muy bajo y se pierde mucho catalizador. La ABD del ECAT suele ser mayor que la del catalizador fresco debido a los cambios en la estructura de los poros. (Sadeghbeigi, 2012)

3) Volumen de poro. El volumen de poro es un indicador de la cantidad de vacíos en la partícula del catalizado y sirve para determinar el tipo de desactivación que experimenta el catalizador. Mide los efectos de la desactivación térmica. Se mide en  $cc/g$ . (Sadeghbeigi, 2012)

4) Diámetro de poro. El diámetro medio de poro (APD) se calcula de la hoja de análisis del ECAT usando la siguiente ecuación: (Sadeghbeigi, 2012)

$$APD (\text{Å}) = \frac{PV*4*10,000}{SA} \quad \text{Ecuación No. 4}$$

5) Distribución del tamaño de partícula (PSD). Es igual que para el catalizador fresco.

c. Propiedades químicas. Los principales elementos que caracterizan la composición química del catalizador son el aluminio, el sodio, los metales y el carbón en el catalizador regenerado (CRC). (Sadeghbeigi, 2012)

El aluminio es la cantidad de aluminio en el ECAT en porcentaje en peso. El contenido de aluminio se ve relacionado con el contenido del catalizador fresco. El porcentaje de sodio mide la suma del sodio agregado por la alimentación y por el catalizador fresco. Los metales como níquel, vanadio, hierro y cobre, que se depositan en el catalizador, incrementan la tendencia a producir coque y gas y reducen el rendimiento de la gasolina. El contenido de metal se mide con un balance de materia en la unidad. El CRC disminuye la actividad del catalizador y la conversión de materia prima a productos. (Sadeghbeigi, 2012)

5. Aditivos para el catalizador y la alimentación. Para mejorar el rendimiento del catalizador y su efecto en el proceso de FCC se agregan distintos compuestos aditivos, así como para reducir la cantidad de contaminantes que se emiten. (Sadeghbeigi, 2012)

El primer aditivo es el promotor de combustión de CO que convierte el CO en CO<sub>2</sub> en el regenerador y permite una quema uniforme del coque. El promotor más utilizado contiene platino como ingrediente activo en un rango de concentración entre 300 a 800 ppm, pero este promueve la producción de NO<sub>x</sub> por lo que se agregan promotores sin platino. Se suele agregar entre 1.36 a 2.27 kg de promotor por tonelada de catalizador fresco. El promotor incrementa el oxígeno en los gases de combustión, por lo que en modalidad de combustión parcial con bajos niveles de oxígeno puede que incremente los depósitos de coque en el catalizador por la competencia de las reacciones de combustión de CO y de quema de coque. (Sadeghbeigi, 2012)

El segundo aditivo es el aditivo de SO<sub>x</sub> que reduce las emisiones de SO<sub>2</sub> a la atmósfera. El SO<sub>x</sub> es la medida de la cantidad de SO<sub>2</sub> y SO<sub>3</sub> que está presente en los gases efluentes del sistema. Las fuentes de SO<sub>x</sub> del proceso de FCC son el aceite de petróleo de la fracción pesada, el coque, la formulación de catalizador y las condiciones de regeneración. El límite de emisiones de SO<sub>2</sub> es de 25 ppm. El aditivo consiste en un polvo con microesferas de óxido de vanadio, óxido de cerio y óxido de magnesio. Los óxidos de vanadio y cerio (en menor cantidad) promueven la oxidación de SO<sub>2</sub> en SO<sub>3</sub> y luego se unen con el óxido de magnesio en el regenerador. Este aditivo es regenerado si al agregarle hidrógeno o agua que forma H<sub>2</sub>S y el óxido del metal. El máximo que se utiliza es de 12% de aditivo respecto del catalizador fresco. (Sadeghbeigi, 2012)

El tercer aditivo es el aditivo de NO<sub>x</sub> que reduce las emisiones en los regeneradores de combustión completa. Los NO<sub>x</sub> es la suma de NO y de NO<sub>2</sub> que se forman con la combustión del aceite de alimentación, que es aproximadamente 15% en peso del nitrógeno del coque. El aditivo consiste en catalizadores de cobre, zinc y/o otras tierras raras. (Sadeghbeigi, 2012)

Otro aditivo es el de la zeolita ZSM-5 que es propiedad de Mobil Oil. Esta zeolita tiene diferente estructura de poro comparada con la zeolita Y (menor tamaño de poro y el arreglo de los poros). La ZSM-5 es más selectiva y promueve el octanaje de la gasolina y de olefinas ligeras. Este aditivo reforma componentes de bajo octanaje e isomeriza olefinas lineales para obtener olefinas de alto octanaje, así como promueve el contenido de aromáticos en la gasolina. Su uso aumenta la demanda de WGC y la planta de gas de FCC. (Sadeghbeigi, 2012)

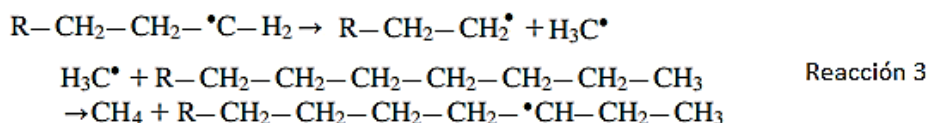
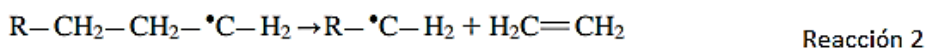
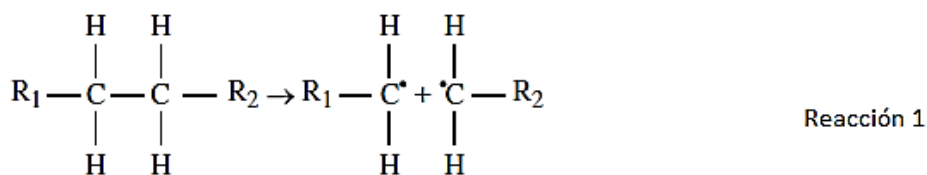
Los aditivos para la eliminación de metales utilizan un aditivo de antimonio que se inyecta a la alimentación fresca con ayuda de LCO. El antimonio forma una aleación con el níquel y reduce la dehidrogenación (causadas por el níquel) entre 40 a 60%. Este se usa cuando la concentración de níquel en el ECAT es mayor a 500 ppm y se agrega a una relación entre 0.3 a 0.5 del níquel en el E-cat. (Sadeghbeigi, 2012)

6. Reacciones químicas. Las reacciones de descomposición térmica que experimentan las moléculas de hidrocarburos de cadena larga se dan cuando entran en contacto con el catalizador a temperaturas de entre 650 a 760°C. El rendimiento de estas reacciones depende de la naturaleza y fuerza de los sitios ácidos del catalizador. En la unidad de FCC se busca que el craqueo de las moléculas sea de tipo catalítico, sin embargo también ocurre craqueo térmico por un proceso de mezclado no adecuado o por una mala separación de los productos craqueados en el reactor. (Sadeghbeigi, 2012)

a. Craqueo térmico. Las reacciones de craqueo térmico eran utilizadas hasta antes de la aparición del craqueo catalizado. Aún hoy en día se utiliza el craqueo térmico en procesos como coqueo retardado y “visbreaking”. El craqueo térmico depende de altas temperaturas (425 a 600°C) y el tiempo de residencia de las moléculas. (Sadeghbeigi, 2012)

El primer paso en las reacciones de craqueo térmico comienza con la formación de radicales libres (moléculas con un electrón desapareado) al romperse enlaces C-C (reacción 1). Estos radicales libres son altamente reactivos y pueden experimentar una escisión-alfa (ruptura se da en primer carbono después del radical libre), escisión-beta (ruptura en segundo carbono) o una polimerización. Las escisiones-beta producen una olefina (etileno) y un radical primario con dos carbonos menos (reacción 2). Una escisión-beta produce un radical metílico que puede extraer un hidrógeno de un hidrocarburo neutro, lo que produce metano y un radical libre secundario o terciario (reacción 3). Un inconveniente de este proceso es que una gran fracción de olefinas formadas se polimerizan y condensan en coque. (Sadeghbeigi, 2012)

**Figura 4. Reacciones de radicales libres en la operación de craqueo térmico**



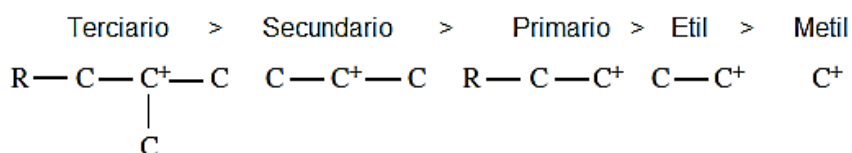
Extraído de Sadeghbeigi.

b. Craqueo catalizado. Las reacciones de craqueo catalizado pueden ser de dos tipos: craqueo primario de moléculas de gas oil o rearrreglo secundario y recraqueo de productos craqueados. Los cationes que presenta la zeolita (que sustituyen al sodio con el que se forman las zeolitas) determinan la actividad y selectividad de la misma. Los sitios ácidos de la zeolita son tanto de tipo Brönsted como de tipo Lewis y pueden ser fuertes o débiles. Un ácido de Brönsted es aquél que puede donar un protón; mientras que un ácido de Lewis es una sustancia que acepta un par de electrones y puede no tener un hidrógeno en su estructura. (Sadeghbeigi, 2012)

1) Mecanismo de reacciones de craqueo catalítico. Al momento en que la alimentación entra en contacto con el catalizador, el material de la alimentación se vaporiza y forma carbocationes (moléculas que poseen un carbono con carga positiva). Estos carbocationes pueden ser del tipo carbonio que se forma al agregar un hidronio a una molécula de parafina, o del tipo carbenio que se forma al remover un hidrógeno con su par de electrones de una parafina. Los sitios de ácido de Brönsted y Lewis en el catalizador generan carbenios. (Sadeghbeigi, 2012)

La estabilidad de los carbocationes depende de la naturaleza del grupo alquilo donde se encuentre la carga positiva. La estabilidad de los carbocationes disminuye con la cantidad de ramificaciones que presente, como se muestra en la siguiente figura. Los carbocationes menos estables tienen una tendencia a rearrreglarse para formar un carbocatión terciario y adquirir estabilidad. (Sadeghbeigi, 2012)

**Figura 5. Estabilidad de los carbocationes**



Extraído de: Sadeghbeigi.

Después de formado el carbocatión puede experimentar diferentes reacciones. La fuerza y naturaleza del sitio ácido del catalizador influye en la selección de la reacción que experimente. Las principales reacciones pueden ser el craqueo de un enlace c-c, isomerización o una transferencia de hidrógeno. (Sadeghbeigi, 2012)

a) **Reacción de craqueo.** La reacción de craqueo, o de escisión-beta, es la ruptura de un enlace C-C en la posición de dos carbonos después del carbono con carga positiva (carbocatión). La energía de esta ruptura es menor que la necesaria para romper el enlace en la posición vecina al carbocatión. Los productos iniciales son una olefina y un nuevo carbenio, que ataca nuevamente en una reacción en cadena. La reacción de escisión-beta es monomolecular y el craqueo es endotérmico, de manera que se favorece la segunda a través de la aplicación de altas temperaturas. (Sadeghbeigi, 2012)

b) **Reacción de isomerización.** Las reacciones de isomerización ocurre cuando un carbocatión se rearregla en un carbocatión terciario, lo que produce moléculas con ramificaciones. El craqueo catalítico tiende a formar moléculas isomerizadas, a diferencia del craqueo térmico que tiende a formar moléculas rectas. Las ventajas que presenta la isomerización son la producción de fracciones de gasolina de mayor octanaje, la fracción de propanos y butanos tiene un mayor valor químico y materias oxigenadas y el punto de turbidez de la fracción de diésel es menor. (Sadeghbeigi, 2012)

c) **Reacción de transferencia de hidrógeno.** Las reacciones de transferencia de hidrógeno o hidruro en la que se transfiere uno o varios hidruros de una molécula de hidrocarburo a otra. En estas reacciones, las olefinas se convierten en parafinas y aromáticos mientras que una reacción entre olefinas y una nafta produce parafinas y aromáticos. El uso de zeolitas con tierras raras incrustadas incrementa las reacciones de transferencia de hidruros puesto que forman puentes entre varios sitios ácidos del catalizador y mantiene los sitios adyacentes entre sí y permite que se mueva el hidruro. Estas reacciones incrementan el rendimiento de gasolina y la estabilidad de la misma, pues produce menos olefinas que experimentan reacciones secundarias. Sin embargo, las desventajas que presentan estas reacciones son el bajo octanaje de la gasolina, menos olefinas en el GLP, una mayor cantidad de aromáticos en la gasolina y en el LCO. (Sadeghbeigi, 2012)

d) **Otras reacciones.** Entre otras reacciones que se dan en las operaciones de FCC son la de dehidrogenación y la de coque. La dehidrogenación ocurre cuando el catalizador está contaminado con níquel o vanadio y produce hidrógeno. Por su parte, el coque se cree que se forma por vía de carbenos o radicales libres y se cree que la formación de coque se incrementa con la transferencia de hidruros. (Sadeghbeigi, 2012)

7. **Monitorio y control de la unidad.** La forma de monitorear el desempeño de la unidad de FCC es por balances de materia, de calor y de presión. El balance de calor es sensible a los cambios de calidad del material de alimentación, condiciones de operación, catalizadores y configuraciones mecánicas de la unidad. (Sadeghbeigi, 2012)

a. Balance de materia. De primero se debe determinar las entradas y las salidas del sistema. Estas pueden incluir al fraccionador o no. La salida del reactor hacia el fraccionador contiene hidrocarburos, vapor y gases inertes. La cantidad de hidrocarburos en la salida del reactor es igual a la suma del aceite de alimentación y de recirculación, menos la porción de la alimentación que se convirtió en coque. La alimentación de vapor se da en el “riser”, la atomización en la boquilla de alimentación, en el domo del reactor y el vapor de arrastre; dependiendo de la presión del reactor y de la relación de circulación del catalizador, entre un 25 a 50% de vapor es arrastrado con el catalizador por lo que debe ser restado. (Sadeghbeigi, 2012)

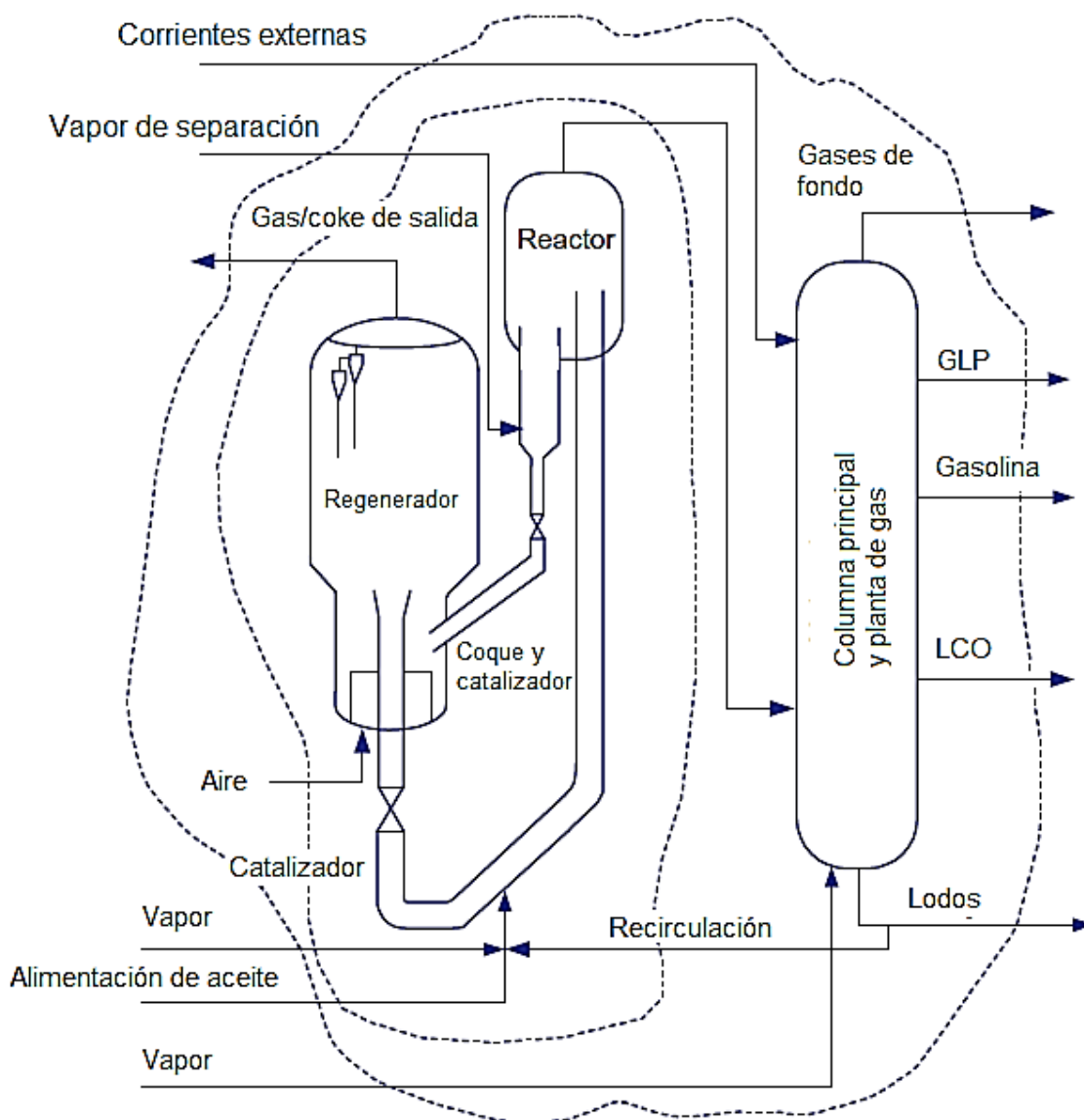
Entre los gases inertes están el nitrógeno, CO y CO<sub>2</sub> que son arrastrados con el catalizador regenerado, por lo que son proporcionales a la relación de circulación del catalizador. El flujo de gases inertes debe ser deducido. Además, después del tratamiento de aminas se toma una muestra para cromatografía y detectar el H<sub>2</sub>S (entre el 30 al 50% del azufre alimentado) y CO<sub>2</sub>. (Sadeghbeigi, 2012)

Los productos se reportan en una base libre de gases inertes como fracciones en volumen y peso de la alimentación. El balance en peso de gasolina, LCO y aceites decantados se convierten basándose en puntos de corte fijos. El punto de corte más común es a 221°C TBP de la gasolina y 354°C TBP del LCO. La conversión lograda de materia prima a gasolina y otros productos ligeros se calcula restando el porcentaje en peso o volumen de productos más pesados que la gasolina de la alimentación y dividiendo entre el volumen o peso de la alimentación. (Sadeghbeigi, 2012)

El método para tomar muestras del efluente del reactor toma en cuenta las corrientes de alimentación y el flujo de productos, así como las corrientes externas que entran al fraccionador y a la planta de gas del FCC. El desempeño del reactor y las composiciones se determinan de la resta de los productos del fraccionador principal y de la planta de gas de la corriente externas. Entre las ventajas de tomar muestras de la mezcla de reacción está que permite tomar información en diferentes condiciones sin tener que esperar que se equilibre, elimina correcciones de los puntos finales, es exacto; las desventajas son que puede haber fugas durante el muestreo, posibles mediciones inexactas del volumen de gas y peso del líquido, requiere de personal calificado y de un laboratorio separado para analizar. (Sadeghbeigi, 2012)

El rendimiento de coque se debe determinar la cantidad de aire seco de entrada y el análisis de los gases efluentes del regenerador. El contenido de hidrógeno indica la cantidad de hidrocarburos volátiles que arrastra el catalizador al regenerador y es una medida de la eficiencia del reactor. Después se debe determinar el rendimiento de los componentes realizando un balance de masa del componente. La cantidad de compuestos más pesados que el propano se determina restando los propanos y fracción ligera del total de los productos de la planta de gas. (Sadeghbeigi, 2012)

Figura 6. Diagrama de flujo de unidad de Craqueo Catalítico Fluido (FCC)



Extraído de Sadeghbeigi.

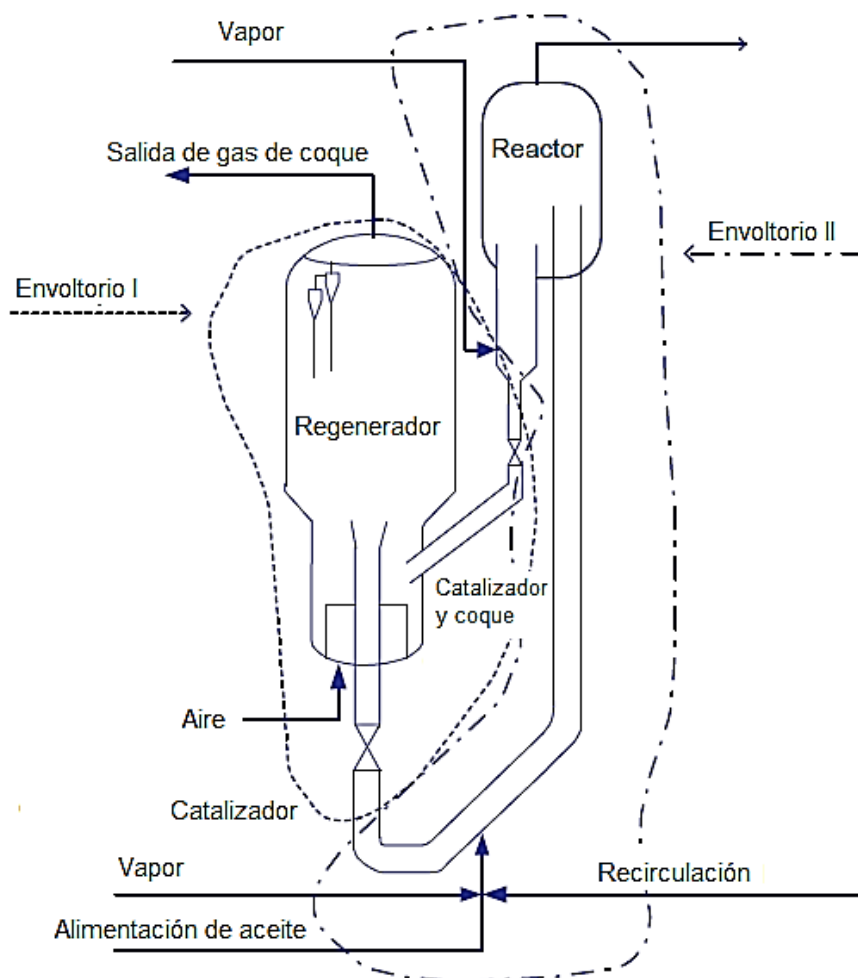
b. Balance de calor. La unidad de FCC produce y quema la cantidad necesaria de coque para brindar energía para vaporizar la corriente de alimentación y recirculación, incrementar la temperatura de la corriente de alimentación, recirculación y atomización, para el craqueo (endotérmico), incrementar la temperatura de los gases de combustión, recuperar la pérdida de calor del reactor y del regenerador y dar energía para compensar procesos como el enfriamiento del catalizador, etc. (Sadeghbeigi, 2012)

Con un balance del regenerador y del separador permite determinar la relación de circulación del catalizador y la relación de catalizador con el aceite. La combustión del coque debe proveer suficiente energía para elevar la temperatura del aire de la descarga del soplador hasta la temperatura de la fase

diluida del regenerador, desorbedor la coque del ECAT, elevar la temperatura de la corriente de separación hasta la del reactor, la temperatura de los productos del coque desde la temperatura del regenerador hasta la de los gases efluentes, para compensar la pérdida de energía y elevar la temperatura del ECAT desde la temperatura del reactor hasta la del regenerador. (Sadeghbeigi, 2012)

Por su parte, un balance del reactor permite determinar el calor de reacción. Para esto se sabe que el catalizador brinda suficiente energía para vaporizar la corriente de alimentación y de recirculación de aceites, para realizar el craqueo térmico y elevar la temperatura de los efluentes hasta la temperatura del reactor. El calor de reacción suele estar entre 280 a 512 kJ/kg (120 a 220 Btu/lb). Al monitorear la tendencia del calor de reacción se puede determinar las reacciones que ocurren en el separador y los efectos de cambiar catalizador o materia prima. (Sadeghbeigi, 2012)

**Figura 7. Balance de calor del reactor y regenerador**



Extraído de Sadeghbeigi.

c. **Balance de presión.** El balance de presión es un análisis de la hidráulica de la circulación del catalizador en el circuito del reactor y regenerador. El objetivo del balance de presión es asegurar la circulación estable y maximizar la circulación del catalizador, maximizar la caída de presión en las válvulas de distribución y minimizar las cargas del soplador y WGC. El catalizador fluido actúa como un líquido moviéndose en el sentido de la menor presión. La diferencia de presiones entre dos puntos de un lecho es igual a la cabeza de presión del lecho en esos puntos, multiplicado por la densidad del catalizador fluido. (Sadeghbeigi, 2012)

Los componentes que producen o consumen presión en el sistema reactor-regenerador son la tolva del regenerador, la tubería del regenerador, la válvula de distribución del regenerador, el tubo “riser”, el separador del reactor, la tubería del catalizador gastado y la válvula de distribución del catalizador gastado. (Sadeghbeigi, 2012)

La tolva, generalmente ubicada en el interior del reactor, sirve para dar un tiempo de residencia suficiente para que pierda el aire el catalizador regenerado antes de entrar a la tubería, lo que permite que tenga su densidad máxima de fluidización y permite maximizar la presión acumulada. La diferencia de alturas entre la entrada de la tubería y la válvula de distribución determina la presión acumulada. En esta etapa el catalizador debe estar completamente aireado para que se mantenga fluidizado de manera adecuada, pero si se airea en exceso, causa un flujo inestable. (Sadeghbeigi, 2012)

La válvula de distribución del regenerador sirve para regular el flujo del catalizador regenerador al tubo de subida, mantener la carga de presión en la tubería y proteger el regenerador de un flujo inverso. Para controlar estos factores y por protección se tiene un cambio de presión de 7 a 55 kPa. (Sadeghbeigi, 2012)

Después, el tubo de subida transporta el catalizador regenerado y caliente junto con vapores hasta el reactor-separador a través del cambio de presión desde la base del mismo y la baja densidad de la mezcla de vapor y catalizador. La diferencia de densidades entre el catalizador fluidizado en el regenerador ( $640 \text{ kg/m}^3$ ) y la mezcla de vapores de hidrocarburos y catalizador en el tubo de subida ( $16 \text{ kg/m}^3$ ) genera el movimiento. Este transporte resulta en la caída de presión en el rango de 35 a 62 kPa debido a la carga de presión que genera el movimiento del catalizador en la válvula de alimentación, en el tubo de subida y por la fricción y pérdida en la aceleración de los vapores y del catalizador. (Sadeghbeigi, 2012)

El lecho del catalizador en el reactor-separador es de importancia debido a que provee suficiente tiempo de residencia para la separación de los vapores de hidrocarburos antes de entrar al regenerador, proveer la suficiente presión para permitir el flujo del catalizador gastado al regenerador y producir la suficiente contrapresión para prevenir el rebalse de los gases efluentes al reactor. (Sadeghbeigi, 2012)

En la tubería del catalizador agotado, donde es desfluidizado parcialmente en el cono separador, se suele agregar vapor seco para contrarrestar la pérdida en la condición de fluidización. Y por último, la válvula de distribución del catalizador agotado se localiza en la base de la tubería. Controla el nivel del lecho de separación y regula el flujo de catalizador agotado hacia el regenerador. El nivel de catalizador genera presión mientras está fluidizado. (Sadeghbeigi, 2012)

## 8. Productos y economía

a. Productos de la unidad de FCC. La unidad de FCC promueve la conversión de “gas oil” a gasolina, GLP y maximiza la producción diésel. Los productos que se obtienen del proceso de FCC son:

1) Gasolina. Es el producto más valioso que produce el FCC y la gasolina producida es cerca del 35% en volumen de toda la gasolina que se vende en USA. El rendimiento de gasolina se puede aumentar si se aumenta relación de catalizador a aceite, aumentando la actividad del catalizador, reduciendo el reflujo de la columna de separación principal, aumentando la temperatura del reactor y reduciendo el carbón en el catalizador regenerado. La calidad de la gasolina se controla por el octanaje, la cantidad de benceno y la cantidad de azufre. (Sadeghbeigi, 2012)

2) Gas seco. Consiste en etano y gases ligeros producidos en la unidad de FCC. También puede incluir a la corriente de gas que se obtiene del aceite de esponja o del segundo absorbedor, luego de removerle el  $H_2S$  y otros gases ácidos. Entre los factores que promueven la formación de gas seco están altas concentraciones de metales en el catalizador, incremento en las temperaturas del reactor o del regenerador, el tiempo de residencia de los hidrocarburos en el reactor y por alto contenido de aromáticos en la alimentación. (Sadeghbeigi, 2012)

3) Gas Licuado de Petróleo (GLP). La corriente de la parte superior del debutanizador es una mezcla de propanos y butanos, propilenos y butenos conocidos como GLP. Estos gases son utilizados para vender como propileno separado y los butanos se usan para polimerizar o alquilar; los butanos también se mezclan con la gasolina para regular la presión de vapor y mejorar el octanaje. El GLP se produce a partir del uso de catalizadores que reducen las reacciones de transferencia de hidruros, aumentar la conversión en la unidad, reducir el tiempo de residencia de los vapores en el hogar del reactor y si se usa aditivo de ZSM-5. (Sadeghbeigi, 2012)

4) Aceite de ciclo ligero (LCO). Este producto se utiliza para mezclar con aceite de calefacción y diésel. En la época de invierno, el precio del LCO es mayor que el de la gasolina y los productores modifican la producción sacrificando la cantidad de gasolina. Para aumentar el rendimiento del LCO se suele reducir la temperatura de la parte superior de la columna a través de aumentando el flujo en el bombeo “pumparound” o la relación de reflujo superior. En cuanto a términos de catalizador, se puede disminuir la temperatura del reactor, la relación de catalizador/aceite, la actividad de la zeolita del catalizador mientras se maximiza la actividad de la matriz, aumentar la recirculación de HCO y utilizar aditivos en las colas. La calidad del LCO se controla por el número de cetano y la concentración de aromáticos. (Sadeghbeigi, 2012)

5) Aceite de ciclo pesado (HCO). Los aceites de ciclo pesado son la corriente de corte de la columna de separación principal que se encuentra entre el LCO y el aceite decantado (DO). Se utiliza como fluido de transferencia de calor entre la corriente de alimentación de aceite crudo o para el rehervidor del debutanizador. También se suele usar para mezclas con el DO o se procesa en la unidad de hidrocrackeo. (Sadeghbeigi, 2012)

6) Aceite decantado (DO). El aceite decantado (DO) es la fracción más pesada de la unidad de FCC. Dependiendo de la refinería y la necesidad, se puede mezclar con combustible No. 6 o vender como materia prima para carbón o “carbon black feedstock”, CBFS por sus siglas en inglés. El DO es el producto de menor valor, por lo que se busca reducir su producción. Para reducir la producción de DO se suele reducir la cantidad de aromáticos y naftas en el aceite crudo, aumentar la actividad del catalizador fresco, mejorar la atomización y adecuar el tiempo de residencia en el “riser”. La calidad depende del contenido de cenizas, aromaticidad y contenido de azufre. (Sadeghbeigi, 2012)

7) Coque de combustión. El coque es un subproducto formado en la operación de la unidad de FCC y se utiliza como fuente de energía para una gran cantidad de procesos. La producción de coque se da en el craqueo de aceite de alimentación del FCC que se convierte en productos ligeros, por la actividad de metales como níquel y vanadio y por la desactivación del catalizador por nitrógeno, del crudo inicial que no se pudo separar por destilación y de la reacción de craqueo en el reactor-separador. (Sadeghbeigi, 2012)

El término de delta coque es la diferencia entre el coque que se encuentra en el catalizador agotado y el coque en el catalizador regenerado. El delta coque permite controlar la temperatura del regenerador que permite mejorar la selectividad y da flexibilidad a la producción. Para controlar el delta coque se tiene que tomar en cuenta la calidad de la alimentación (cantidad de metales), la vaporización uniforme en la inyección de la mezcla de alimentación con catalizador, reduciendo la mezcla hacia atrás de catalizador

coqueado y catalizador fresco en el “riser”, aumentando la relación de catalizador a aceite, aumentando la temperatura del reactor y la actividad del catalizador. Su definición es: (Sadeghbeigi, 2012)

$$Delta\ coque = \frac{producción\ de\ coque\ (\%)}{relación\ catalizador\ a\ aceite} \qquad \text{Ecuación No. 5}$$

b. Economía del proceso de FCC. La unidad de FCC minimiza la producción de productos sin valor como gas oils pesados y componentes de aceite combustible y promueve la formación de gasolinas de alto octanaje y productos valiosos. Por esta capacidad de transformación, la unidad de FCC es sumamente importante para la refinería y permite mejorar la economía de la refinería. (Sadeghbeigi, 2012)

La economía de la unidad de FCC está dictada por la economía del proceso de refinación. La economía del proceso de refinación se divide en la economía interna, que depende del precio del crudo y del desempeño de las unidades de FCC, y la economía externa, que depende de factores fuera de la refinería como regulaciones en las emisiones o especificaciones para los productos. Para maximizar la utilidad, la unidad debe sobrepasar las restricciones mecánicas y de operaciones. En general, se busca aumentar la producción de gasolina al mismo tiempo que se mantiene el octanaje y cumple las especificaciones requeridas. (Sadeghbeigi, 2012)

Construir una unidad de FCC es sumamente costoso por lo que se busca implementar mejoras a las unidades existentes para maximizar su desempeño. Entre los indicadores de desempeño de las unidades de FCC se encuentra la mejora en la selectividad de la producción, mejorar la flexibilidad de operación, aumentar la capacidad, mejorar la confiabilidad, reducir los costos de operación, cumplir con las especificaciones del producto y reducir emisiones. (Sadeghbeigi, 2012)

Cuando se habla de mejorar la selectividad de la producción se refiere a la producción de más productos líquidos y de menos coque y gas seco. Por su parte, la flexibilidad se puede mejorar al procesar los residuos de las etapas para extraer productos valiosos, usar aditivos para el catalizador, implementar enfriadores del catalizador, entre otros. La capacidad se puede aumentar elevando el enriquecimiento de oxígeno en los regeneradores. En cuanto a las restricciones mecánicas, en los últimos años se ha sustituido las aleaciones en las uniones de dilatación para prevenir fallas por corrosión, etc. (Sadeghbeigi, 2012)

## G. Flujo de fluidos compresibles en tuberías

El comportamiento de un fluido en movimiento depende de si se encuentra rodeado por un sólido que lo delimita. A velocidades bajas, los fluidos tienden a moverse sin mezcla lateral y las capas adyacentes se desplazan unas sobre otras sin que ocurran corrientes transversales ni remolinos, este régimen se conoce como flujo laminar. A velocidades superiores aparece la turbulencia y se forman remolinos provocando una mezcla lateral, régimen que se conoce como flujo turbulento. (McCabe, 2007)

En los gases, el momentum se transfiere por moléculas, que se mueven distancias grandes hasta regiones en donde la velocidad es más baja. La viscosidad depende del momentum promedio de las moléculas, la cual es proporcional al peso molecular por la velocidad promedio. El promedio de error al predecir la viscosidad de un gas varía entre 2 y 3% mientras que para una mezcla de gases varía entre 6 y 10%. Las viscosidades de los gases a temperatura ambiente oscilan generalmente entre 0.005 y 0.02 cP. A 20°C, la viscosidad del aire es de 0.018 cP, 0.009 cP para el hidrógeno y 0.007 cP para el vapor de benceno. La viscosidad de un gas es casi independiente de la presión en la región donde se aplican las leyes de los gases ideales. Para calcular la viscosidad de los gases al aumentar la temperatura se puede emplear la siguiente ecuación: (McCabe, 2007)

$$\frac{\mu}{\mu_0} = \left( \frac{T}{273} \right)^n \quad \text{Ecuación No. 6}$$

Donde  $\mu$  = viscosidad a la temperatura absoluta (K),  $\mu_0$  = viscosidad a 0°C (273 K) y  $n$  = constante para un gas en partícula. Para el aire  $n \approx 0.65$ , para  $\text{CO}_2 = 0.9$ ,  $\text{CH}_4 = 0.8$  y vapor de agua = 1.0. (McCabe, 2007)

1. **Turbulencia.** Si un fluido se transporta a través de una tubería a bajas velocidades, la caída de presión en el fluido se incrementa directamente con la velocidad del fluido; mientras que a velocidades altas se incrementa mucho más rápido, aproximadamente al cuadrado de la velocidad. (McCabe, 2007)

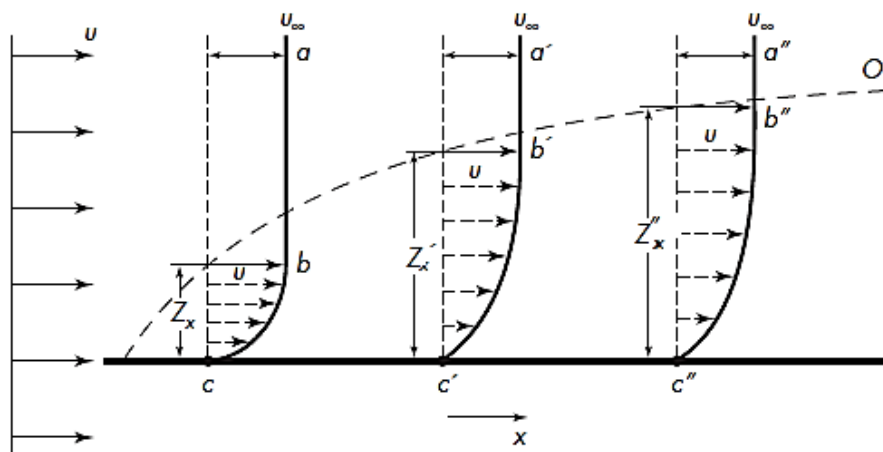
El grado de turbulencia de un flujo puede caracterizarse por el número de Reynolds del mismo. Reynolds estudió las condiciones bajo las cuales un tipo de flujo cambia a otro, encontrando que la velocidad crítica en la que ocurre el cambio de flujo laminar a flujo turbulento depende del diámetro del tubo, viscosidad, densidad y velocidad promedio del fluido. El número de Reynolds se define como: (McCabe, 2007)

$$R_e = \frac{d v \rho}{\mu} \quad \text{Ecuación No. 7}$$

Donde  $R_e$  = Número de Reynolds,  $d$  = diámetro de la tubería,  $v$  = velocidad del fluido,  $\rho$  = densidad del fluido y  $\mu$  = viscosidad del fluido.

2. **Capa límite.** Cuando un fluido se traslada a lo largo de un canal, las partículas del mismo tienen interacción con las paredes del canal. Una capa límite se define como la parte de un fluido en movimiento en la cual el flujo del fluido se ve influido por la presencia de un límite sólido. La velocidad del fluido a contracorriente desde el borde de impacto de la lámina es uniforme a través de toda la corriente del fluido. La velocidad del fluido en la interface entre el sólido y el fluido es cero y la velocidad se incrementa con la distancia desde la lámina mientras se aleja más de la superficie del sólido. Este comportamiento se muestra en la siguiente gráfica. (McCabe, 2007)

**Figura 8. Definición de capa límite en un fluido**



En el diagrama:  $x$  = distancia desde el borde de impacto,  $u_{\infty}$  = velocidad de la corriente no perturbada;  $Z_x$  = espesor de la capa límite a una distancia  $x$ ;  $u$  = velocidad local,  $abc, a', b', c', a''b''c''$  = curvas de velocidad contra distancia desde la pared a los puntos  $c, c'$  y  $c''$ .  $OL$  = límite exterior de la capa límite. La escala vertical está agrandada para mejor comprensión del ejemplo.

Tomado de McCabe, 2007

a. **Capa límite en tubos rectos.** Cuando un fluido ingresa a una velocidad uniforme a un tubo recto, de pared delgada, se comienza a formar una capa límite a la entrada del tubo y a medida que el fluido circula en la parte interior del canal, el espesor de la capa límite aumenta hasta alcanzar el centro del tubo a una distancia suficientemente alejada. En la capa límite, la velocidad se incrementa desde cero pegado en la pared hasta la velocidad constante que se localiza en el núcleo. La distribución en la velocidad dentro del tubo alcanza la forma final cuando la capa límite alcanza el centro del tubo. Esta distancia se puede determinar empleando la ecuación de Nikuradse, que aplica para el caso de flujo laminar: (McCabe, 2007)

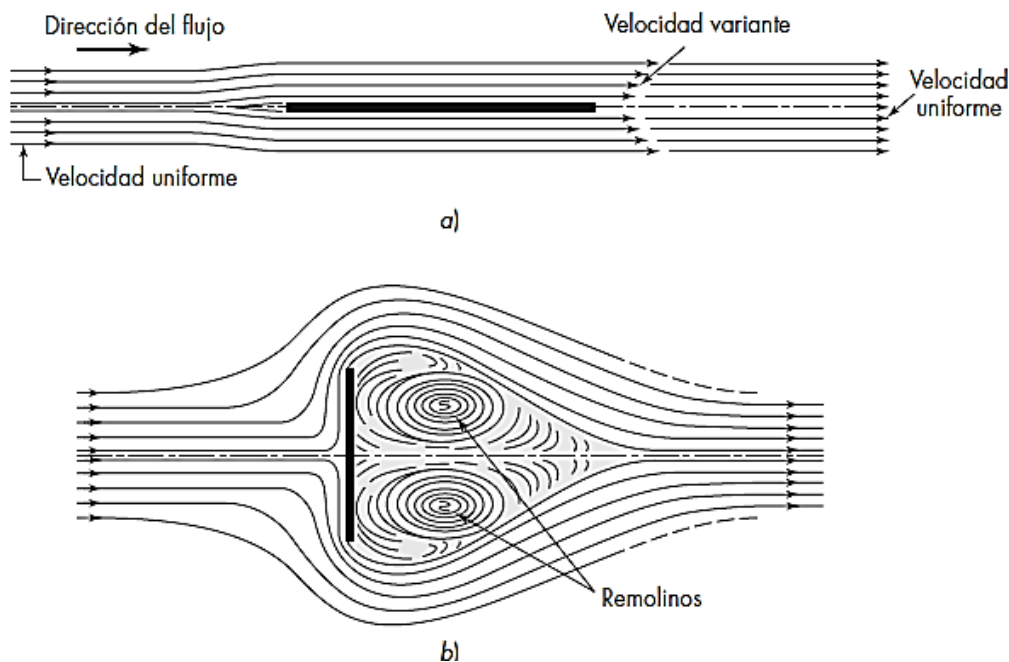
$$\frac{x_t}{D} = 0.05 R_e \quad \text{Ecuación No. 8}$$

Donde  $x_t$  = longitud de transición,  $D$  = diámetro de la tubería y  $R_e$  = Número de Reynolds para el flujo.

b. Separación de la capa límite y formación de estela. Cuando el flujo de un fluido dentro de un canal se encuentra con una lámina plana ubicada paralela la dirección de flujo, las capas límites de los lados de la lámina crecen hasta alcanzar un espesor máximo. Durante algún tiempo después, persisten las capas y los gradientes de velocidad hasta que se anulan y las capas límites se entremezclan y desaparecen provocando que el fluido se mueva de nuevo con una velocidad uniforme. (McCabe, 2007)

Por su parte, cuando la lámina se encuentra en forma perpendicular respecto a la dirección del flujo, se forma una capa límite en el fluido que circula la cara frontal de la lámina. Cuando el fluido alcanza el borde de la lámina, se separa de la misma y se une al exterior en la corriente global del fluido. Detrás de la lámina hay una zona de calma o agua estancada que se forma por el fluido que desaceleró bruscamente, provocando la formación de remolinos llamados vórtices. Esta zona se denomina estela. Los remolinos se mantienen en movimiento entre la estela y la corriente separada por las tensiones de corte, consumiendo una gran cantidad de energía mecánica generando una gran pérdida de presión en el fluido. Este y el fenómeno anterior se muestran gráficamente en la siguiente figura. (McCabe, 2007)

**Figura 9. Desarrollo del flujo de la capa límite en la tubería con una lámina plana**



Flujo alrededor una lámina plana: a) flujo paralelo a la lámina; b) flujo perpendicular a la lámina (McCabe, 2007)

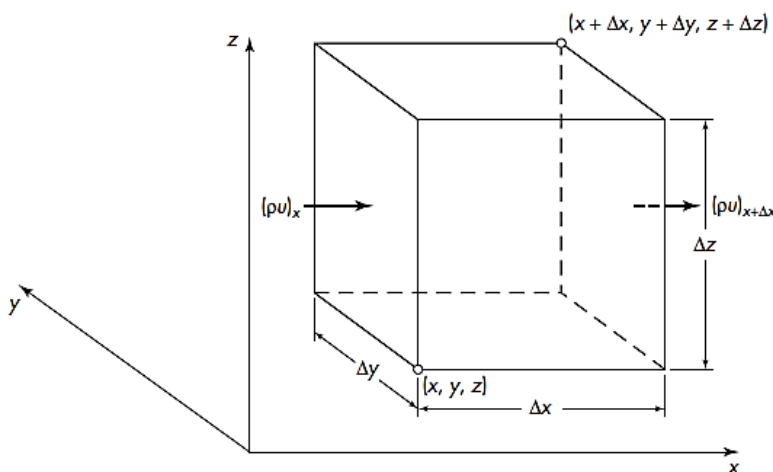
3. Ecuaciones básicas del flujo de fluidos. Los principios más útiles en las aplicaciones del flujo de fluidos son el balance de masa o ecuación de continuidad, la ecuación del balance de momento y el balance de energía mecánica.

a. Balance de masa en un fluido en movimiento (Ecuación de continuidad). Para describir un balance de masa se define un volumen arbitrario del fluido en movimiento para analizarlo. En dicho volumen, al realizar un balance de masa se tiene que:

**Ecuación No. 9**

Velocidad de flujo de masa de entrada – velocidad de flujo de masa de salida  
= velocidad de acumulación de masa

**Figura 10. Región del volumen fijo a través del que se mueve el fluido**



Tomado de McCabe, 2007

El flujo se define como la velocidad de flujo de cualquier cantidad por unidad de área y se puede expresar en términos de la dirección x a la entrada como  $(\rho u)_x \Delta y \Delta z$  y a la salida como  $(\rho u)_{x+\Delta x} \Delta y \Delta z$ . La velocidad se puede expresar para las demás direcciones como se muestra a continuación: dirección “y” a la entrada como  $(\rho v)_y \Delta x \Delta z$  y a la salida como  $(\rho v)_{y+\Delta y} \Delta x \Delta z$ ; y para la dirección “z” a la entrada como:  $(\rho w)_z \Delta x \Delta y$  y a la salida como  $(\rho w)_{z+\Delta z} \Delta x \Delta y$ . La velocidad de acumulación en el elemento de volumen es  $\Delta x \Delta y \Delta z (\partial \rho / \partial t)$ . Si se sustituye cada velocidad mencionada en la ecuación del balance de masa original y dividiendo entre  $\Delta x$ ,  $\Delta y$  y  $\Delta z$ : (McCabe, 2007)

$$\frac{(\rho u)_x - (\rho u)_{x+\Delta x}}{\Delta x} + \frac{(\rho v)_y - (\rho v)_{y+\Delta y}}{\Delta y} + \frac{(\rho w)_z - (\rho w)_{z+\Delta z}}{\Delta z} = \frac{\partial \rho}{\partial t} \quad \text{Ecuación No. 10}$$

Tomando como límite a  $\Delta x$ ,  $\Delta y$  y  $\Delta z$  que tiende a cero se obtiene la ecuación diferencial de la conservación de la masa en un fluido, se obtiene la ecuación de continuidad: (McCabe, 2007)

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} = - \left[ \frac{\partial (\rho u)}{\partial x} + \frac{\partial (\rho v)}{\partial y} + \frac{\partial (\rho w)}{\partial z} \right] = -(\nabla \cdot \rho \mathbf{V}) = -\rho \left( \frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} + \frac{\partial w}{\partial z} \right) \quad \text{Ecuación No. 11}$$

Para facilitar el estudio, se considera a las trayectorias de la corriente del fluido, llamadas líneas de corriente y que se define como una trayectoria imaginaria en la masa de fluido en movimiento, representada de manera que en cada punto el vector de velocidad neta a lo largo de la línea de corriente  $u$  es tangente a dicha línea. A través de la línea no hay flujo neto y para el flujo turbulento, los remolinos cruzan en todas direcciones las líneas de corriente, cuyo flujo neto es cero siempre y cuando su dirección sea distinta a la del flujo. Gracias a estas definiciones, se tiene que el flujo a lo largo de la línea de corriente es unidimensional. (McCabe, 2007)

De esta manera, si se tiene un tubo de sección transversal grande o pequeña y de forma transversal de manera que está totalmente limitado por líneas de corrientes, un tubo de corriente puede considerarse como una tubería imaginaria dentro de la masa del fluido en movimiento. Dicho tubo tiene un área de sección transversal diferencial  $dS$ , la velocidad a través del mismo es  $u$ . de manera que la masa del flujo a través del área diferencial es: (McCabe, 2007)

$$d\dot{m} = \rho u dS \quad \text{Ecuación No. 12}$$

Para encontrar el flujo total a través del conducto, se debe integrar a través de la sección transversal. La velocidad local  $u$  varía a través de la sección transversal y si la densidad varía de manera despreciable con los cambios de temperatura pequeños, la velocidad del fluido a través de la sección transversal total es: (McCabe, 2007)

$$\dot{m} = \rho \int u dS \quad \text{Ecuación No. 13}$$

La velocidad media de la corriente total a través de la sección transversal de área  $S$  está definida por: (McCabe, 2007)

$$\bar{V} = \frac{\dot{m}}{\rho S} = \frac{1}{S} \int u dS = \frac{q}{S} \quad \text{Ecuación No. 14}$$

Donde  $q$  = velocidad de flujo volumétrico en  $m^3/m^2s$  ( $ft^3/ft^2s$ ).

Las velocidades promedio se utilizan para el balance de coraza o de flujo a través de una tubería o sistema de tuberías. En estado estacionario, el flujo de masa que entra es igual al flujo de masa que sale y la ecuación de continuidad se convierte en: (McCabe, 2007)

$$\dot{m} = \rho_a \bar{V}_a S_a = \rho_b \bar{V}_b S_b = \rho \bar{V} S \quad \text{Ecuación No. 15}$$

Donde:  $\rho$  = densidad,  $V$  = velocidad local del fluido y  $S$  = área de sección transversal; y los subíndices  $a$  y  $b$  se refieren al fluido a la entrada y a la salida, respectivamente. (McCabe, 2007)

Si se observa el caso donde el flujo se realiza a través de un canal de sección transversal circular, se tiene que:

$$\dot{m} = \frac{\pi}{4} D_a^2 \bar{V}_a \rho_a = \frac{\pi}{4} D_b^2 \bar{V}_b \rho_b \quad \text{Ecuación No. 16}$$

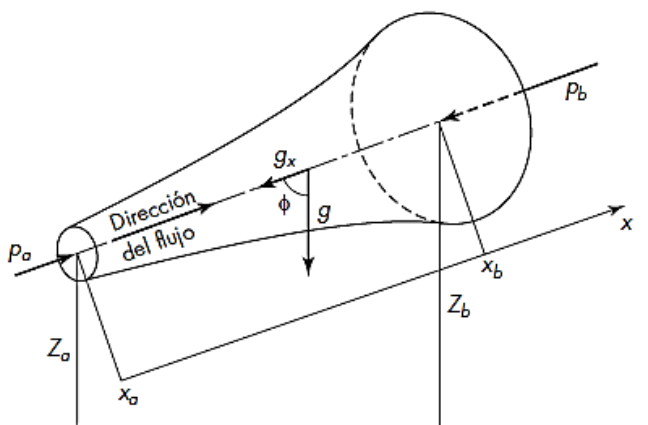
Donde  $D_a$  y  $D_b$  son los diámetros del canal de la entrada y salida, respectivamente.

b. Balance de energía mecánica (Ecuación de Bernoulli). Para analizar el balance de energía de un flujo de fluido a través de un canal se emplea la ecuación de Bernoulli. La ecuación de Bernoulli cuenta con un término que pertenece a la energía cinética, un término a la energía potencial y un tercer término al trabajo mecánico realizado sobre el fluido por las fuerzas, externas a la corriente. La ecuación se muestra a continuación: (McCabe, 2007)

$$\frac{P_a - P_b}{\rho} + g(Z_a - Z_b) = \left(4f \frac{L}{D} + K_c + K_e + K_f\right) \frac{u_a^2 - u_b^2}{2} \quad \text{Ecuación No. 17}$$

Donde:  $P$  = presión,  $\rho$  = densidad,  $Z$  = distancia respecto a una base,  $u$  = velocidad del fluido,  $f$  = factor de fricción de Fanning,  $K_c$  = factor de pérdida por fricción debido a una contracción,  $K_e$  = factor de pérdida por fricción debido a una expansión,  $K_f$  = factor de pérdida por fricción debido a accesorios de la tubería y los subíndices  $a$  y  $b$  corresponden a la entrada y salida del flujo, respectivamente. En la siguiente figura se muestra el sistema analizado. (McCabe, 2007)

**Figura 11. Marco de referencia para el análisis de la ecuación de Bernoulli**

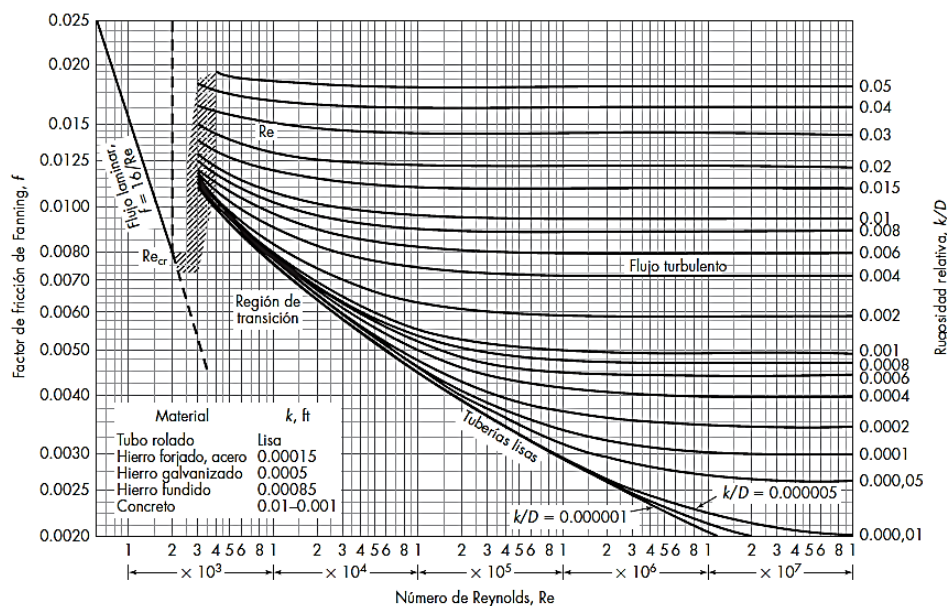


Tomado de McCabe, 2007.

La ecuación de Bernoulli tiene un amplio intervalo de validez, sin embargo por haber hecho la suposición que el tubo de corriente es recto se introduce un grado de error al modelar el comportamiento en tubos curvos. Además, en todas las situaciones reales hay pérdidas por fricción en el fluido y algunas variaciones de velocidad dentro de una sección transversal del tubo, las cuáles se asume que no tienen un efecto perceptible al momento de modelar el sistema con dicha ecuación. (McCabe, 2007)

1) **Factor de fricción de Fanning.** El factor de fricción de Fanning ( $f$ ) cuantifica las pérdidas de energía generadas por rugosidades en la superficie de la tubería. Emplea un parámetro de rugosidad ( $k$ ) que es la altura de una unidad simple de rugosidad. Este factor es función del número de Reynolds y de la rugosidad relativa  $k/D$ , donde  $D$  es el diámetro de la tubería y se lee en gráficas especiales para tuberías circulares, tanto lisas como rugosa. La rugosidad de una tubería puede ser ocasionada por el uso, por suciedad y corrosión. El efecto de la rugosidad sobre el factor de fricción para el flujo laminar es mínimo a menos que  $k$  sea muy grande. Una gráfica de ejemplo donde se puede determinar el factor de fricción de Fanning ( $f$ ) se muestra a continuación: (McCabe, 2007)

**Figura 12. Gráfica de factor de fricción de Fanning**

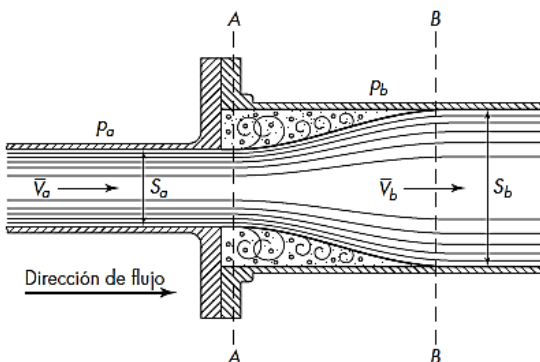


Tomado de McCabe, 2007.

2) **Fricción por variaciones de velocidad o dirección.** Cuando la velocidad de un fluido se ve alterada en dirección o magnitud se genera una fricción adicional en la superficie debido al flujo a través de la tubería recta. Esta fricción se produce por la formación de vórtices cuando se perturban las líneas de corriente normales y ocurre la separación de la capa límite. En la mayoría de los casos se debe recurrir a datos empíricos debido a que no se puede calcular con exactitud. (McCabe, 2007)

a) **Pérdida por fricción debido a expansión súbita de la sección transversal.** Cuando ocurre una expansión súbita de la sección transversal de la tubería, la corriente del fluido se separa de la pared y se proyecta en forma de torrente en la sección expandida. Después, el torrente se expande hasta ocupar por completo la sección transversal de la parte ancha del conducto. El espacio entre el torrente expandido y la pared del conducto está repleto de vórtices que producen una fricción considerable. Este fenómeno se muestra en la siguiente figura. (McCabe, 2007)

**Figura 13. Comportamiento de fluido para una expansión del canal**



Tomado de (McCabe, 2007)

La pérdida por fricción  $h_{fe}$  corresponde a una expansión súbita de la sección transversal y es proporcional a la carga de velocidad del fluido en el conducto estrecho, lo que se define en la siguiente ecuación: (McCabe, 2007)

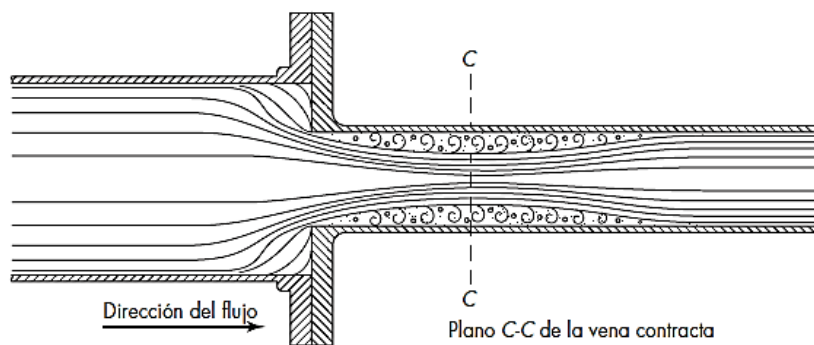
$$h_{fe} = K_c \frac{\bar{V}_a^2}{2} = \frac{(\bar{V}_a - \bar{V}_b)^2}{2} \quad \text{Ecuación No. 18}$$

Donde  $h_{fe}$  = pérdida por fricción por expansión,  $K_e$  = coeficiente de pérdida por expansión,  $V_a$  = velocidad media en la parte estrecha del conducto. (McCabe, 2007)

$$K_e = \left(1 - \frac{S_a}{S_b}\right)^2 \quad \text{Ecuación No. 19}$$

b) Pérdida por fricción debido a contracción súbita de la sección transversal. Al reducir la sección transversal del conducto de manera súbita, la corriente del fluido no puede adaptarse al borde pronunciado por lo que pierde el contacto con la pared del conducto. Esto produce un torrente que se proyecta en el interior del fluido estancado en la parte estrecha del conducto. El torrente se contrae y luego se expande hasta ocupar toda la sección estrecha; en el espacio en el que no ocupa toda la sección, se generan remolinos que producen pérdidas de energía por fricción. Se conoce como vena contracta a la sección del área mínima en la que el torrente pasa de la contracción a la expansión. Este fenómeno se muestra gráficamente en la siguiente figura. (McCabe, 2007)

**Figura 14. Comportamiento del flujo para una contracción del canal**



Tomado de McCabe, 2007

La pérdida de fricción debido a la contracción súbita se define como: (McCabe, 2007)

$$h_{fc} = K_c \frac{\bar{V}_b^2}{2} \quad \text{Ecuación No. 20}$$

Donde  $h_{fc}$  = pérdida de fricción debido a la contracción súbita,  $K_c$  = coeficiente de pérdida por contracción y  $V_b$  = velocidad media de la corriente a la salida de la sección estrecha. De forma experimental, para un flujo laminar  $K_c < 0.1$  y la pérdida de contracción  $h_{fc}$  es insignificante. Para el flujo turbulento, el valor de  $K_c$  está dado por: (McCabe, 2007)

$$K_c = 0.4 \left( 1 - \frac{S_b}{S_a} \right) \quad \text{Ecuación No. 21}$$

Donde  $S_a$  y  $S_b$  = áreas de sección transversal de los ductos de las corrientes al ingreso y a la salida, respectivamente. (McCabe, 2007)

c) Efecto de válvulas y accesorios. Las válvulas y accesorios alteran las líneas normales de flujo y dan lugar a fricción. La pérdida de flujo  $h_{ff}$  debida a accesorios, se calcula partir de la siguiente ecuación: (McCabe, 2007)

$$h_{ff} = K_f \frac{\bar{V}_a^2}{2} \quad \text{Ecuación No. 22}$$

Donde:  $K_f$  = factor de pérdida por el accesorio y  $V_a$  = velocidad media en la tubería que conduce al accesorio. Los valores del factor  $K_f$  se determinan experimentalmente y es diferente para cada tipo de conexión; en el siguiente cuadro se presenta una pequeña lista de estos factores. (McCabe, 2007)

**Cuadro 5. Factores  $K_f$  de algunos accesorios comunes**

Accesorio	$K_f$
Codo estándar	
45°	0.35
90°	0.75
T	
En líneas rectas	0.4
Usados como codo	1
Retorno, 180°	1.5
Válvula de compuerta	
Semiabierta	4.5
Completamente abierta	0.17
Válvula de ángulo, completamente abierta	2
Válvula de globo, completamente abierta	6

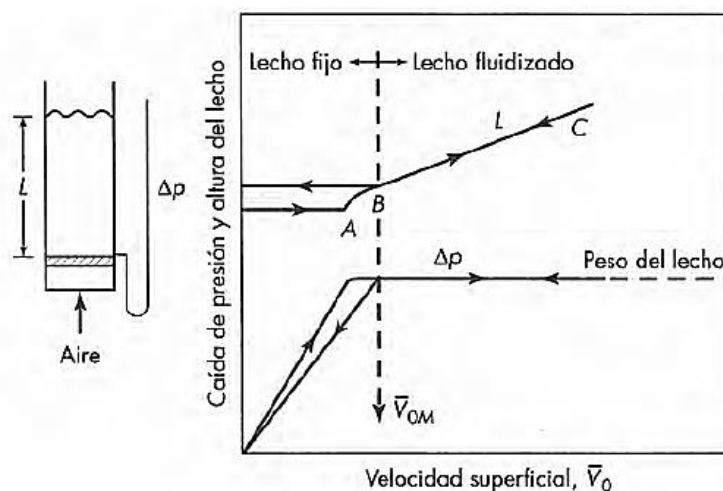
Tomado de (McCabe, 2007)

## H. Fluidización de sólidos

1. **Proceso de fluidización.** El término de fluidización se refiere al fenómeno en el que un grupo de partículas sólidas agrupadas en un lecho son suspendidas por la fuerza que ejerce un fluido sobre ellas. Para que la fluidización ocurra, la velocidad a la que el fluido se mueve tiene que ser suficiente para que la caída de presión generada por el choque del fluido con las partículas sea mayor que la fuerza de gravedad que afecta a las partículas. Por su parte, las partículas del sólido tienen que tener ciertas características como tener cierta esfericidad, una densidad constante, etc. (McCabe, 2007)

El proceso de fluidización comienza con la aplicación de aire a través de una placa porosa en la parte inferior de un tubo vertical abierto en la parte superior. Esta placa, llamada distribuidor, se encarga de soportar el peso del lecho de partículas y para distribuir el flujo del aire uniformemente por toda el área del tubo. La velocidad a la que entra el aire es baja y al ascender por el lecho de partículas no genera ningún movimiento en el lecho. Si las partículas son pequeñas, el flujo del aire a través de ellas será laminar y la caída de presión a través del lecho es proporcional a la velocidad superficial. Después se comienza a aumentar la velocidad del aire que provoca un aumento en la caída de presión. Las partículas se comienzan a mover cuando la caída de presión se equilibra con el peso de las partículas (A). Con un aumento de velocidad, las partículas se separan aún más y se pueden mover a través del lecho y ocurre la fluidización (B). Después que el lecho está fluidizado, la caída de presión a través del lecho es constante al aumentar la velocidad del aire, no así la altura pues esta continúa aumentando, como se muestra en la siguiente figura. (McCabe, 2007)

**Figura 15. Caída de presión y altura de lecho en función de la velocidad superficial de un lecho de sólidos**



Extraído de: McCabe, 2007

Después de que el lecho está fluidizado, si se reduce la velocidad gradualmente hasta que el lecho se compacta se puede observar que la altura a la que terminó es mayor que con la que se inició. Esto ocurre porque las partículas se asientan más irregularmente cuando están fluidizados que cuando se dejan caer al llenar el tubo. Si se fluidiza de nuevo, se tiene una velocidad de fluidización diferente a la que se fluidizó anteriormente. Esta nueva velocidad de fluidización se llama velocidad mínima de fluidización y se representa por la abreviación:  $U_{OM}$ . (McCabe, 2007)

Hay varios tipos de fluidización y estas se clasifican por la separación que se genera entre las partículas cuando se fluidizan, y esto está regido por las características del medio en que son fluidizados. Primero está la fluidización particulada que se caracteriza por una expansión grande pero uniforme del lecho a velocidades elevadas, un ejemplo es la fluidización de arena con agua. Por otro lado, se tiene la fluidización de burbujeo o agregativa, propia de la fluidización con aire. Esta se caracteriza por el movimiento de las partículas de forma errática y se encuentran soportadas por el fluido que pasa entre las partículas en forma de burbujas. (McCabe, 2007)

2. Caída de presión en el lecho fluido. Para determinar la caída de presión del lecho se debe utilizar la ecuación de Ergun que abarca todos los regímenes de flujo del fluido en un lecho de partículas de diámetro  $x$ . Esta ecuación de Ergun combina los componentes del gradiente de presión tanto del flujo laminar (término con el número 150) como del flujo turbulento (término con el número 1.75). (Rhodes, 2008)

$$\frac{-\Delta P}{L} = 150 \frac{\mu V_o}{x^2} \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^2} + 1.75 \frac{\rho_f V_o^2}{x} \frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon^2} \quad \text{Ecuación No. 23}$$

Para determinar si el flujo cae dentro del régimen turbulento o laminar se puede utilizar el número de Reynolds que es un número adimensional. Cuando el número de Reynolds es menor a 10, el flujo es laminar y si es mayor a 2000, es turbulento. (Rhodes, 2008)

$$Re^x = \frac{x V_o \rho_f}{\mu(1-\varepsilon)} \quad \text{Ecuación No. 24}$$

Otra forma de determinar la caída de presión del lecho es a partir de tomar en cuenta la caída de presión e igualarlo al peso del lecho por unidad de área de la sección transversal, tomando en cuenta la fuerza de flotación del fluido desplazado. (McCabe, 2007)

$$\Delta P = g(1 - \varepsilon_M)(\rho_p - \rho)L \quad \text{Ecuación No. 25}$$

Donde  $\Delta P$  es el cambio de presión,  $g$  es la gravedad,  $\varepsilon_M$  es la porosidad mínima,  $L$  es la altura del lecho, y las densidades de partícula y del fluido.

3. **Velocidad mínima de fluidización.** Por su parte, la velocidad mínima de fluidización es la velocidad más baja a la que se encuentra fluidizada completamente el lecho de partículas. Para calcularla se apoya en la ecuación de Ergun despejando para la  $U_{OM}$ . Para partículas muy pequeñas (hasta  $300\mu\text{m}$ ), la velocidad mínima se ve afectada principalmente por el término de flujo laminar de la ecuación de Ergun, por lo que se puede establecer una expresión para la velocidad, con un valor promedio de  $\varepsilon_M$  entre 0.4 y 0.45 para partículas casi esféricas. (McCabe, 2007)

$$U_{OM} \approx \frac{g(\rho_p - \rho)}{150\mu} \frac{\varepsilon_M^3}{1 - \varepsilon_M} \Phi^2 D_p^2 \quad \text{Ecuación No. 26}$$

Por su parte, para tamaños muy grandes, el término de flujo laminar se hace despreciable y la velocidad mínima varía con la raíz cuadrada del tamaño de la partícula; de manera que para números de Reynolds mayores a 1000, la expresión se convierte en: (McCabe, 2007)

$$U_{OM} \approx \left[ \frac{\Phi_s D_p g(\rho_p - \rho \varepsilon_M^3)}{1.75\rho} \right]^{\frac{1}{2}} \quad \text{Ecuación No. 27}$$

4. **Propiedades importantes de las partículas.** La caracterización de la partícula es un aspecto importante en la producción, manufactura, transporte y aplicaciones. La caracterización de la partícula incluye parámetros como tamaño, densidad, forma y morfología. (Yang, 2003)

a. **Tamaño de partícula.** El tamaño de partícula se define como una o más dimensiones lineales que se determinan para caracterizar una partícula. El tamaño de partícula se puede establecer de manera precisa dependiendo de la forma de las partículas, por ejemplo una partícula ideal es como una esfera que se caracteriza por su diámetro mientras que partículas regulares se puede caracterizar por dos o tres dimensiones como los cuboides que requieren tres dimensiones (largo, ancho y alto). Las partículas irregulares se pueden definir con varios parámetros y por lo tanto se debe escoger el que mejor convenga a la situación en que se va a utilizar. (Yang, 2003)

Los diámetros pueden definirse en términos como diámetro de volumen, diámetro de superficie, diámetro de superficie-volumen, diámetro de tamiz, diámetro de Stokes, etc. cada uno teniendo sus ventajas y sus desventajas así como su forma de calcular. Para motivos de este trabajo, se utiliza el diámetro de tamiz ( $d_A$ ) que se define como el ancho de la apertura del cuadrado más pequeño de un tamiz a través del que puede pasar una partícula. (Yang, 2003)

El diámetro de volumen ( $d_v$ ) se define como el diámetro de una esfera que posee el mismo volumen que la partícula y se expresa matemáticamente con la siguiente ecuación: (Yang, 2003)

$$d_v = \left( \frac{6V_p}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}} \quad \text{Ecuación No. 28}$$

Por su parte, el diámetro de superficie ( $d_s$ ) se define como el diámetro de una esfera que posee la misma área superficial que la partícula y se expresa matemáticamente con la siguiente ecuación: (Yang, 2003)

$$d_s = \left(\frac{S_p}{\pi}\right)^{\frac{1}{2}} \quad \text{Ecuación No. 29}$$

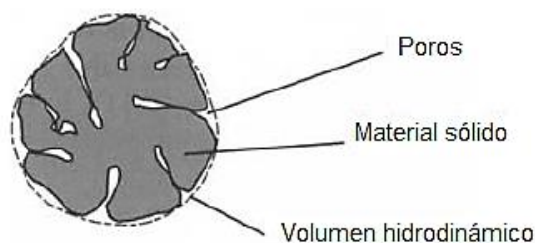
b. Esfericidad del material. Las partículas que existen pueden tener encontrarse con cualquier forma imaginable y pueden clasificarse en regulares, esféricas o irregulares. La mayor cantidad de partículas que se manejan tienen forma irregular, por lo que es de suma importancia determinar parámetros para describir su forma. Entre las descripciones de la forma de partícula se pueden definir a través de dos parámetros del siguiente grupo que son el volumen de partícula, la superficie de partícula, el área proyectada de la partícula y el perímetro proyectado de la partícula. El área proyectada y el perímetro deben ser determinados en forma normal a un eje específico. (Yang, 2003)

La esfericidad fue definida por Wadell en 1933 como un grado de la esfericidad verdadera. Para una esfera real, la esfericidad es igual a 1; mientras que para partículas no esféricas, la esfericidad siempre es menor a 1. La desventaja de utilizar la esfericidad es la dificultad para medir el área superficial de una partícula irregular. La esfericidad se determina a través de la siguiente fórmula: (Yang, 2003)

$$\Phi = \frac{\text{área superficial de volumen-esfera equivalente}}{\text{área superficial de partícula}} = \left(\frac{d_v}{d_s}\right)^2 \quad \text{Ecuación No. 30}$$

c. Densidad. La densidad que se debe utilizar en las ecuaciones de fluidización es la densidad de partícula que se define como la masa de la partícula dividido entre su volumen hidrodinámico o el volumen que presenta en su forma de fluido e incluye el volumen de las aberturas y de los poros. Por su parte, la densidad absoluta o real se refiere a la relación entre la masa de las partículas y el volumen de los sólidos que hacen la partícula. Estas densidades se utilizan para materiales no porosos, donde la densidad de partícula se puede medir usando un picnómetro de gas o botella de gravedad específica. En cambio, para partículas porosas, la densidad de partícula o aparente es difícil medir de forma directa. (Rhodes, 2008)

**Figura 16. Volumen hidrodinámico de una partícula**



Extraído de: Rhodes, 2008.

Otra densidad importante es la densidad del lecho que se define como la masa de partículas en el lecho dividido entre el volumen ocupado por las partículas y los espacios entre ellos. La densidad del lecho se relaciona con la densidad de partícula y la porosidad del lecho ( $\varepsilon$ ) a través de la siguiente ecuación: (Rhodes, 2008)

$$\rho_B = (1 - \varepsilon)\rho_p \quad \text{Ecuación No. 31}$$

Por último, la densidad de bulto o “bulk density” se suele utilizar cuando se trabaja con polvos. Esta densidad se define como la masa de partículas dividido entre el volumen ocupado por las partículas y los espacios entre ellas; igual a la densidad del lecho. (Rhodes, 2008)

$$\text{densidad de partícula} = \frac{\text{masa de partícula}}{\text{volumen hidrodinámico de partícula}} \quad \text{Ecuación No. 32}$$

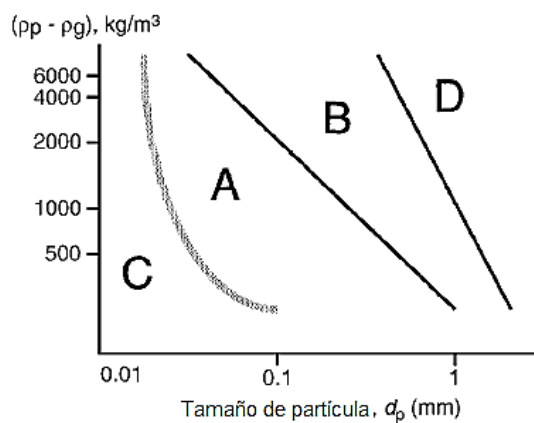
$$\text{densidad absoluta} = \frac{\text{masa de partícula}}{\text{volumen de sólidos que hace la partícula}} \quad \text{Ecuación No. 33}$$

$$\text{densidad del lecho} = \frac{\text{masa de partículas en el lecho}}{\text{volumen de partículas y espacios entre ellas}} \quad \text{Ecuación No. 34}$$

$$\text{densidad de bulto} = \frac{\text{masa de partículas}}{\text{volumen de partículas y espacios entre ellas}} \quad \text{Ecuación No. 35}$$

d. Clasificación del tipo de polvo. Los tipos de polvo fueron clasificados en el año 1973 por Geldart en función de las propiedades de fluidización de los mismos a condiciones ambientales. La clasificación de Geldart comienza con los polvos tipo A que se caracterizan por experimentar una fluidización sin burbujas a una velocidad mínima de aire y posteriormente al aumentar la velocidad se incrementa la fluidización de burbuja. Los polvos que solo producen fluidización sin burbujas se clasifican polvos tipo B. Los polvos tipo C son aquellos que son muy finos y cohesivos que no se pueden fluidizar, mientras que los polvos tipo D son aquellos formados por grandes partículas que producen lechos profundos que hacen chorros. Esta clasificación se muestra en las siguientes figuras en una gráfica del tamaño de partícula contra densidad y una tabla resumen de las propiedades de los mismos. (Rhodes, 2008)

Figura 17. Diagrama simplificado de la clasificación de los tipos de polvo, según Geldart



Extraído de Rhodes, 2008.

Cuadro 6. Clasificación de Geldard de los tipos de polvos

	Grupo C	Grupo A	Grupo B	Grupo D
<b>Característica más obvia</b>	Cohesivo, difícil de fluidizar	Ideal para fluidizar. Muestra rangos de fluidización sin burbujear	Comienza a burbujear a $U_{mf}$	Sólidos gruesos
<b>Sólidos típicos</b>	Cemento, harina	Catalizador de craqueo	Arena de construcción	Grava, granos de café
<i>Propiedades</i>				
<b>Expansión del lecho</b>	Baja debido a formación de canales	Alto	Moderado	Lento
<b>Tasa de de-aereación</b>	Inicialmente fácil, luego exponencial	Lento, lineal	Rápido	Rápido
<b>Propiedades de las burbujas</b>	No forma burbujas, solo canales	Burbujas se dividen y coalescen. Tamaño máximo de burbujas	No tiene límite de tamaño	No tiene límite de tamaño
<b>Mezclado de sólidos</b>	Muy bajo	Alto	Moderado	Bajo
<b>Retromezclado del gas</b>	Muy bajo	Alto	Moderado	Bajo
<b>Chorreado</b>	No	No	Solo en lecho poco profundo	Si, incluso en lechos profundos

Extraído de: Rhodes, 2008 P. 176

Como se puede observar en el cuadro anterior, los catalizadores FCC se encuentran dentro del tipo A de los polvos debido a su facilidad de fluidización y otros parámetros antes mencionados. En los polvos de tipo A, siempre se va a experimentar una fluidización por burbujas. La velocidad mínima a la que comienza el burbujeo ( $U_{mb}$ ) se puede determinar a través de la siguiente ecuación establecida por Abrahamsen y Geldart en 1980: (Rhodes, 2008)

$$U_{mb} = 2.07 \exp(0.716F) \left( \frac{x_p \rho_g^{0.06}}{\mu^{0.347}} \right) \quad \text{Ecuación No. 36}$$

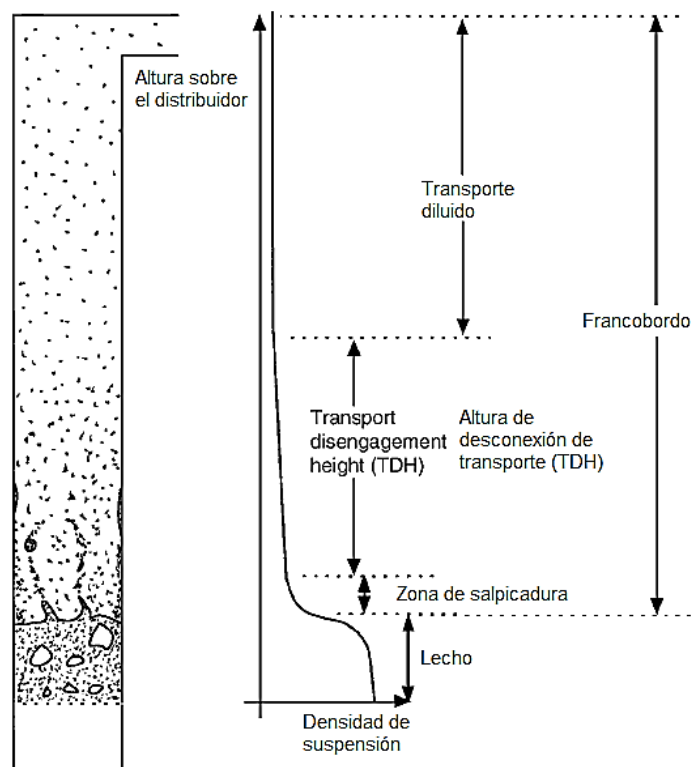
Donde F es la fracción de polvos menores a 45  $\mu\text{m}$ . Para polvos de tipo A,  $U_{mb}$  es mayor que la  $V_{OM}$ , se obtiene un tamaño máximo estable de burbujas lo que permite una buena fluidización. (Rhodes, 2008)

5. **Separación por fluidización.** Las partículas en un lecho fluidizado se encuentran suspendidas y se pueden mover hacia arriba o hacia abajo dependiendo de la posición radial por el perfil de velocidad de forma parabólico que tiene un gas dentro de una tubería. Las partículas, dependiendo de parámetros como su tamaño y densidad, propiedades del gas, velocidad del gas y régimen de flujo de gas, así como del perfil de velocidad, podrán ser arrastradas de diferentes maneras: las partículas menos densas y pequeñas serán arrastradas con mayor facilidad que las partículas más densas y grandes. Este es el principio en el que se basa la separación por fluidización. (Rhodes, 2008)

En un lecho fluido, se pueden encontrar varias regiones formadas por la fluidización de partículas que pertenecen a una serie de varios tamaños. La primera llamada “freeboard” es la región entre la superficie del lecho y de la salida de gas, la segunda llamada zona de salpicadura o “splash zone” es la región ubicada por encima del lecho donde las partículas gruesas caen, la tercera llamada zona de retirada o “disengagement zone” se ubica por encima de la zona de salpicadura o “splash zone” donde el flujo ascendente y la concentración de la suspensión de partículas finas decrece con la altura. Por último, la zona de transporte de la fase diluida o “dilute-phase transport zone” es la región por encima de la zona de retirada donde todas las partículas se acarrean ascendentemente y el flujo de partículas y concentración de la suspensión es constante con la altura. Estas zonas se muestran representadas en la siguiente figura. (Rhodes, 2008)

El uso de lechos fluidizados incrementó cuando en la industria del petróleo comenzaron a utilizar catalizadores fluidizados para el craqueo de hidrocarburos pesados y para la síntesis de combustibles a partir de gas natural o CO e H<sub>2</sub>. (Richardson, 2002)

**Figura 18. Zonas de un lecho fluido**



Extraído de: Rhodes, 2008. Página 184

Un lecho fluidizado se comporta como un fluido simple de densidad igual a la mezcla de sólido y fluido, que puede transmitir fuerzas hidrostáticas. Los objetos sólidos con densidades menores que la del lecho flotarían en la superficie. Un mezclado íntimo y uniforme ocurre dentro del lecho y la transferencia de calor ocurre a velocidades muy altas que resultan en el alcance de temperaturas uniformes en todo el sistema. La facilidad en el control de la temperatura es la característica que llevó a utilizar los lechos fluidizados para procesos altamente exotérmicos donde se requiere una uniformidad de temperatura. (Richardson, 2002)

En un lecho compuesto de partículas con un rango significativo de tamaño ocurre la estratificación en la que las partículas más grandes forman un lecho de alta porosidad en la parte inferior y las partículas más pequeñas forman un lecho de baja porosidad en la parte superior. Si las partículas se encuentran en forma de fracciones según su tamaño de partícula, la segregación se completa cuando hay un número de lechos fluidizados de diferente porosidad, uno sobre otro. Si el rango de tamaños es pequeño, siempre habrá una variación continua en la composición y concentración de partículas lo largo del lecho. Ha sido demostrado experimentalmente que al fluidizar con agua, una mezcla del mismo tamaño para partículas de 1.0 mm y 0.5 mm, se segrega casi completamente a lo largo del rango de velocidades para las cuales las partículas de cada tamaño, por separado, forman un lecho fluidizado. Wen y Yu demostraron que este comportamiento se

da en mezclas en las que el radio de la velocidad mínima de fluidización de los componentes excede el doble. (Richardson, 2002)

Para una mezcla de partículas grandes y pequeñas fluidizadas por un líquido, se puede dar una de las siguientes situaciones: (Richardson, 2002)

- Segregación completa (o virtualmente completa) donde se forma un lecho de alta porosidad formado por partículas pequeñas se ubica sobre un lecho de porosidad menor formado por partículas grandes.
- Lechos de pequeñas y grandes partículas descritas arriba, están separadas por una región de transición en donde la proporción de partículas pequeñas y la porosidad incrementan desde el fondo hacia la parte superior.

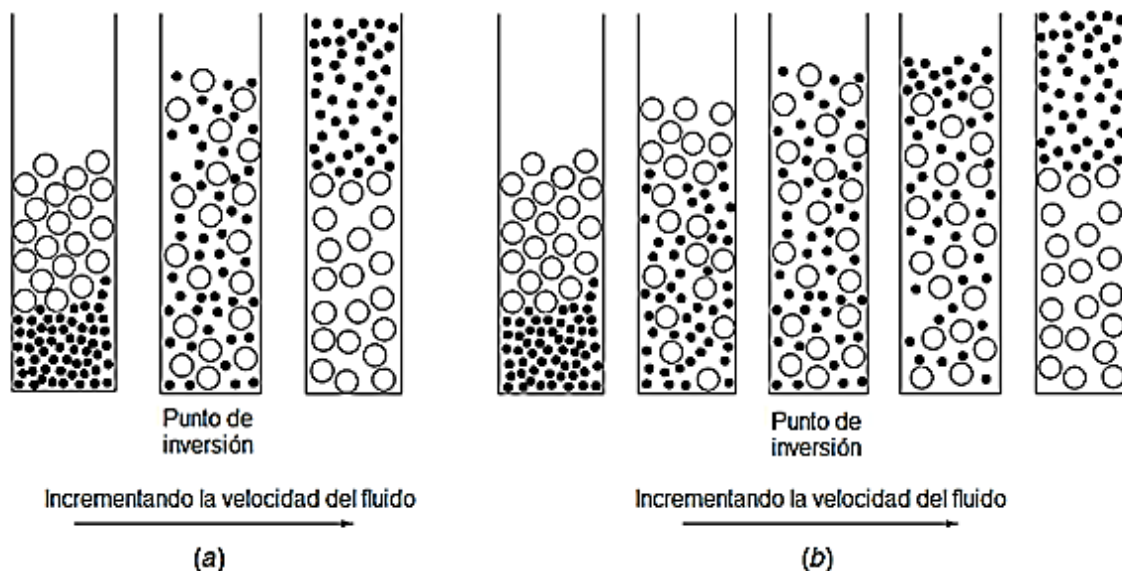
Un lecho en el que no hay una completa segregación por regiones sino la región de transición (descrita anteriormente) se extiende por todo el lecho. Si el rango de tamaño de partículas en el lecho es pequeño, la región de transición puede alcanzar una composición constante, con una baja segregación. (Richardson, 2002)

a. Mezclas binarias. El comportamiento de un lecho fluidizado formado por partículas de diferentes tamaños y densidad puede ser extremadamente complejo. La fluidización de una mezcla binaria de partículas esféricas se considera como el caso más simple. Si las partículas pesadas son más grandes, siempre constituirán la capa más densa en el fondo. Por otro lado, si la mezcla consiste de partículas pequeñas de alta densidad (H) y partículas grandes de menor densidad (L), las densidades relativas de las dos capas están en función de la velocidad de fluidización. En cualquier caso, cuando se fluidizan simultáneamente ambos sólidos, la velocidad superficial ( $u_c$ ) del fluido debe estar entre el rango en el cual  $u_{mf} < u_c < u_o$ . En general, la segregación tiende a ocurrir lo que resulta en la formación de dos lechos fluidizados de diferente densidad, posiblemente separados por una zona de transición, con el lecho de mayor densidad formando en la capa inferior. (Richardson & Harker, 2002)

Cuando la velocidad de fluidización se incrementa progresivamente, la porosidad de ambos lechos incrementa aunque generalmente a una diferente tasa. Se consideran dos casos: (Richardson, 2002)

- (a)  $u_{oH} > u_{oL}$ , donde a todas las velocidades de fluidización  $u_c$ , las partículas pesadas siempre forman la capa inferior.
- (b)  $u_{oH} < u_{oL}$ , donde sí se incrementa la velocidad, la densidad de la zona superior decrece más rápido que en la zona inferior, los dos lechos mantendrán siempre la misma orientación. Si la situación inversa ocurre, existe una velocidad  $u_{INV}$  donde la densidad de las dos capas se iguala con un virtual mezclado completo de las dos especies. Cualquier incremento adicional en la velocidad arriba de  $u_{INV}$  produce una inversión en los lechos, como se muestra en la siguiente figura.

Figura 19. Inversión de un lecho fluidizado



La inversión del lecho (a) con segregación completa; (b) con segregación completa y parcial.

Tomado de (Richardson, 2002).

## I. Análisis de tamaño de partículas

El comportamiento y propiedades de un material compuesto por partículas dependen de la morfología (tamaño, textura, entre otros) y de la distribución de partículas, por lo que es de gran importancia la medición, presentación e interpretación de datos correcta para el manejo y operación de polvos. La caracterización por medios físicos (con excepción del análisis en partículas perfectamente esféricas) difiere de los análisis químicos en que no se obtiene como resultado un único valor ya que depende del método por el que se determine. (Allen, 2003)

El tamaño de partícula se define en función del grado de irregularidad de la partícula. Para una partícula esférica homogénea, su tamaño se define simplemente por el diámetro; para una partícula compacta como un cubo o un tetraedro regular, una sola dimensión puede usarse para definir su tamaño. Para algunas partículas regulares sea hace necesario especificar más de una dimensión. Por ejemplo, para determinar el tamaño de un cono se debe establecer el diámetro y la altura así como para un cubo se requieren tres dimensiones. (Allen, 2003)

Los diámetros derivados se determinan por medir alguna propiedad de las partículas que dependen del tamaño y relacionándola con dimensiones lineales simples. La dimensión más utilizada es la del diámetro esférico equivalente donde un cubo unitario tiene el mismo volumen que una esfera con diámetro de 1.24 unidades. (Allen, 2003)

La relación superficie a volumen tiene una gran importancia ya que controla la razón a la que una partícula interactúa con sus alrededores y está dada, para una partícula, por la división de la superficie entre el volumen. Para partículas irregulares, el tamaño asignado depende del método de medición ya que la técnica busca, cuando es posible, poder corroborar los resultados a través de la repetición de los experimentos. El diámetro del área proyectada puede ser determinado por microscopio para cada partícula individual, pero el área superficial dependerá del método de medición. El diámetro de tamizado, para tamices con mesh cuadrado, es la longitud de la apertura cuadrada más pequeña a través de la cual una partícula puede pasar. La técnica de microscopía es la única técnica para determinar el tamaño de partícula en el que se puede observar y medir partículas individuales. En el siguiente cuadro se muestra un resumen de las definiciones para el diámetro de una partícula. (Allen, 2003)

**Cuadro 7. Definiciones de diámetro utilizado para dimensionar una partícula**

Símbolo	Diámetro	Definición
$d_v$	Volumen	Diámetro de una esfera con el mismo volumen que la partícula
$d_s$	Superficie	Diámetro de una esfera con la misma área superficial que la partícula
$d_{sv}$	Superficie-volumen (Sauter)	Diámetro de una esfera con la misma relación de área superficial externa a volumen que la partícula
$d_d$	Arrastre	Diámetro de una esfera con la misma resistencia al movimiento que la partícula, en un fluido de la misma viscosidad y a la misma velocidad ( $d_d$ se aproxima a $d_s$ cuando el número de Reynolds es pequeño)
$d_f$	Caída libre	Diámetro de una esfera con la misma velocidad de caída libre que una partícula de la misma densidad en un fluido a la misma densidad y viscosidad
$d_{St}$	Stokes	Diámetro de caída libre en una región de flujo laminar
$d_a$	Área proyectada	Diámetro de un círculo con el mismo área proyectada que la partícula en una orientación estable
$d_p$	Área proyectada	Diámetro de un círculo con el mismo área proyectada en una orientación aleatoria (para partículas convexas, el valor promedio para todas las orientaciones $d_p = d_s$ )
$d_c$	Perímetro	Diámetro de un círculo con el mismo perímetro que la línea exterior de la partícula
$d_A$	Tamiz	Grosor de la menor apertura cuadrada por la que la partícula puede pasar
$d_F$	Feret	La distancia entre pares de tangentes paralelas proyectadas a la línea externa de la partícula en una dirección fija
$d_M$	Martin	Longitud de cuerda, paralela a una dirección fija, que divide la línea exterior proyectada de la partícula en dos áreas iguales

Tomado de: (Allen, 2003)

Una partícula puede tener cantidades infinitas de dimensiones lineales y es por esto que es de uso conveniente obtener el promedio de una serie de resultados. El objetivo de un promedio es el de representar

un grupo de valores individuales en una forma simple y concisa para obtener una comprensión del total del grupo, de manera que se hace importante que el promedio sea representativo. Todos los promedios son una medida de tendencia central. La moda es el valor que aparece más veces en una distribución, atraviesa el pico de la curva de distribución relativa. Cuando se obtiene más de una moda en la distribución significa que hay más de una región de alta densidad es característica de una distribución multimodal. La media divide la distribución en dos partes iguales. Estas medidas de tendencia central se muestran ejemplificadas en la siguiente figura. (Allen, 2003)

**Figura 20. Definiciones de algunas medidas de tendencia central aplicados a la distribución del tamaño de partícula**

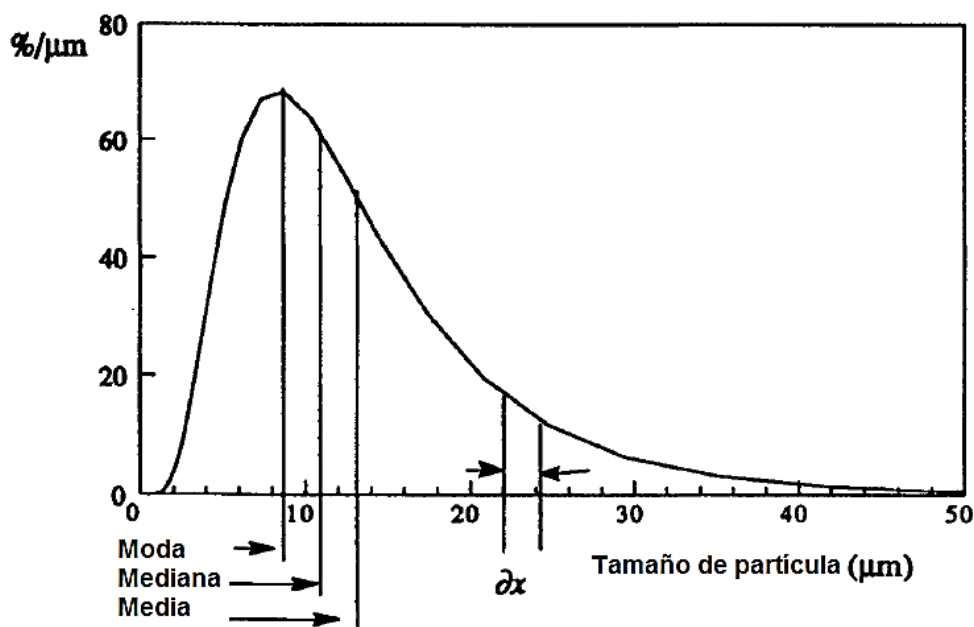


Imagen tomada de Allen, 2003. (definiciones de algunas medidas de tendencia central)

La dispersión en la distribución puede expresarse en términos de rango (diferencia entre el tamaño máximo y el mínimo). El rango inter cuartil es la diferencia entre el 25% y el 75% del tamaño (25x75). El rango inter percentil entre dos porcentajes, usualmente 10 y 90 (10x90). De estas medidas, el primero tiene una menor importancia debido a que un valor atípicamente subdimensionado o sobredimensionado puede afectar grandemente este valor. La medida más importante son las desviaciones estándar. La desviación estándar y geométrica son medidas estadísticas de la dispersión. La primera es utilizada con polvos con un rango de tamaños pequeño y es la diferencia entre el 50% y el (50±16)% del tamaño. La desviación estándar se define: (Allen, 2003)

$$\sigma = \sqrt{\left(\frac{\sum(x-\bar{x})^2\Delta\phi}{\sum\Delta\phi}\right)}$$

**Ecuación No. 37**

De manera que la varianza se define como: (Allen, 2003)

$$\sigma^2 = \frac{\sum(x)^2\Delta\phi}{\phi} - \bar{x}^2 \quad \text{Ecuación No. 38}$$

Por su parte, la desviación estándar geométrica ( $\sigma_g$ ) se define como: (Allen, 2003)

$$\sigma = \sqrt{\left(\frac{\sum(z-\bar{z})^2\Delta\phi}{\sum\Delta\phi}\right)} \quad \text{Ecuación No. 39}$$

Donde:  $\sigma z = \ln(\sigma_g)$  y  $z = \ln(x)$ .

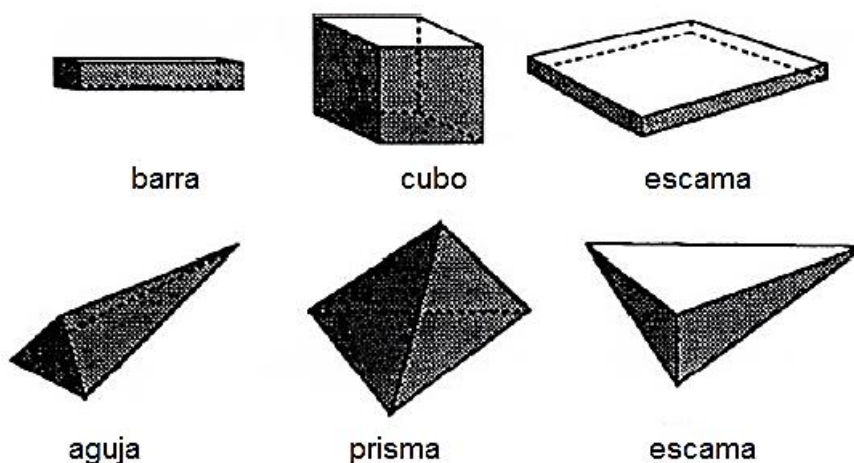
La forma de la partícula es una propiedad fundamental del polvo que afecta el empaquetamiento y por tanto la densidad de bulto, porosidad, permeabilidad, cohesión, fluidez, entre otros. (Allen, 2003)

**Cuadro 8. Descripción de formas de partículas**

Forma	Descripción
Acicular	forma de aguja
Angular	puntiagudo o con una forma poliédrica irregular
Cristalino	desarrollado libremente en un medio fluido de forma geométrica
Dentritic	cristalino ramificado
Fibroso	hilo regular o irregular
Escamoso	forma de plato
Granular	forma irregular aproximadamente equidimensional
Irregular	sin simetría
Modular	con forma redondeada e irregular
Esférico	forma redonda

Tomado de: (Allen, 2003)

**Figura 21. Representación gráfica de diferentes formas de partículas**



Tomado de: (Allen, 2003)

Algunos términos generales son inadecuados para la determinación de los factores de forma que pueden ser incorporados como parámetros en ecuaciones que modelan las propiedades de las partículas. Para poder hacerlo debe ser posible medir y definir la forma cuantitativamente. (Allen, 2003)

El análisis de forma de la partícula usa una serie de técnicas de reconocimiento en el que se ingresa información y se categoriza dentro de clases predeterminadas. Existen dos parámetros importantes respecto a la evaluación de la forma de la partícula. El primero es la forma real no es importante y solamente se requiere un número para poder hacer comparaciones y la otra es que debe ser posible regenerar la forma original de partícula a partir de la medición realizada. Las relaciones numéricas entre los tamaños de una partícula dependen de la forma y de radios adimensionales reciben el nombre de factores de forma. Los coeficientes de forma son las relaciones entre los tamaños medidos y el volumen de la partícula o área superficial. Heywood reconoce que la forma se refiere a dos distintas características de la partícula que son forma, que se refiere al grado en que las partículas se aproximan a una forma definida (cubo, tetraedro, esfera), y proporción, que se refiere a las proporciones de la partícula para distinguir un cuboide, tetraedro o esferoide de otro de la misma clase. (Allen, 2003)

Cuando se determina tres dimensiones mutuamente perpendiculares, la relación de Heywood se puede usar como: (Allen, 2003)

$$\text{Relación de elongación, } n = \frac{L}{B} \qquad \text{Ecuación No. 40}$$

$$\text{Relación de escamación, } m = \frac{B}{T} \qquad \text{Ecuación No. 41}$$

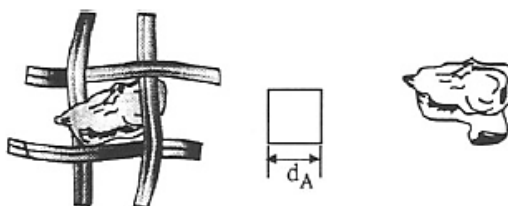
Donde: (Allen, 2003)

- Espesor (T) es la distancia mínima entre dos planos paralelos que son tangenciales a superficies opuestas de las partículas, en un plano siendo el plano de máxima estabilidad
- Amplitud (B) es la distancia mínima entre dos planos paralelos que son perpendiculares a los planos definidos en el espesor y son tangenciales a los lados opuestos de la partícula
- Longitud (L) es la distancia entre dos planos paralelos que son perpendiculares a los planos definiendo espesor y amplitud y son tangenciales a los lados opuestos de la partícula.

1. **Distribución de partículas por tamizaje.** En esta técnica, las partículas se clasifican en categorías solamente con base a su tamaño, independientemente de otras propiedades como densidad, superficie, entre otras. Se emplea para clasificar polvos secos o húmedos y genera fracciones clasificadas estrechamente. Fue hasta 1867 cuando Rittinger propuso el uso de aperturas estandarizadas para realizar análisis granulométricos empleando la técnica de tamizaje. Los tamices de alambre tejido son referidos en función de su tamaño de mesh que es el número de alambres por pulgada cuadrada. Los tamices se encuentran normados por la “American Society for Testing Material”, ASTM por sus siglas en inglés y tienen un rango desde mesh 400 hasta 0.10 m (4.24 pulgadas) con aperturas desde 37.5  $\mu\text{m}$  donde el espesor del cable es de 26.0  $\mu\text{m}$  haciendo la fracción de área abierta disponible de 35%. (Allen, 2003)

**Figura 22. Definición del tamaño de tamiz**

Diámetro de tamiz = 144  $\mu\text{m}$



Tomado de (Allen, 2003)

La operación de tamizado consiste en poner una muestra de un material fino en un tamiz, que contiene aperturas de un tamaño determinado, y agitar el tamiz de manera que las partículas puedan pasar a través de las aperturas. Para acelerar el proceso, se suele apilar una serie de tamices uno encima del otro con el tamiz de aperturas más grandes en la parte superior y un contenedor en el fondo para atrapar las partículas más finas. Esta pila de tamices es expuesta a vibraciones hasta que el residuo en cada tamiz contiene partículas que pueden pasar a través del tamiz superior pero no pueden pasar al tamiz inferior. (Allen, 2003)

El fraccionamiento por tamiz es una función de dos dimensiones de la partícula solamente (máxima amplitud y máximo espesor), mientras que la longitud no afecta a menos que sean excesivamente alongadas. El tamaño de tamiz ( $d_A$ ) se define como, el cuadrado de la apertura mínima por la que puede pasar una partícula, basado en tamices de alambre tejido. Dado que las aperturas tienen un rango de tamaños, la partícula que puede pasar lo hará cuando sus dos dimensiones más pequeñas se encuentran en la dirección adecuada. La operación de tamizado se considera terminada cuando no más de 0.2% de la masa original de la muestra pasa en una operación de tamizado con duración de dos minutos. (Allen, 2003)

**Cuadro 9. Listado de tamaños de mesh estandarizados para análisis por tamizado**

British fine mesh (B.S.S. 410) <sup>(3)</sup>			I.M.M. <sup>(4)</sup>			U.S. Tyler <sup>(5)</sup>			U.S. A.S.T.M. <sup>(5)</sup>		
No. de tamiz	Apertura nominal		No. de tamiz	Apertura nominal		No. de tamiz	Apertura nominal		No. de tamiz	Apertura nominal	
	in.	μm		in.	μm		in.	μm		in.	μm
						325	0.0017	43	325	0.0017	44
						270	0.0021	53	270	0.0021	53
300	0.0021	53				250	0.0024	61	230	0.0024	61
240	0.0026	66	200	0.0025	63	200	0.0029	74	200	0.0029	74
200	0.0030	76							170	0.0034	88
170	0.0035	89	150	0.0033	84	170	0.0035	89			
150	0.0041	104				150	0.0041	104	140	0.0041	104
120	0.0049	124	120	0.0042	107	115	0.0049	125	120	0.0049	125
100	0.0060	152	100	0.0050	127	100	0.0058	147	100	0.0059	150
			90	0.0055	139	80	0.0069	175	80	0.0070	177
85	0.0070	178	80	0.0062	157	65	0.0082	208	70	0.0083	210
			70	0.0071	180				60	0.0098	250
72	0.0083	211	60	0.0083	211	60	0.0097	246	50	0.0117	297
60	0.0099	251							45	0.0138	350
52	0.0116	295	50	0.0100	254	48	0.0116	295	40	0.0165	420
			40	0.0125	347	42	0.0133	351	35	0.0197	500
44	0.0139	353				35	0.0164	417	30	0.0232	590
36	0.0166	422	30	0.0166	422	32	0.0195	495			
30	0.0197	500				28	0.0232	589			
25	0.0236	600									
22	0.0275	699	20	0.0250	635	24	0.0276	701	25	0.0280	710
18	0.0336	853	16	0.0312	792	20	0.0328	833	20	0.0331	840
16	0.0395	1003				16	0.0390	991	18	0.0394	1000
14	0.0474	1204	12	0.0416	1056	14	0.0460	1168	16	0.0469	1190
12	0.0553	1405	10	0.0500	1270	12	0.0550	1397			
10	0.0660	1676	8	0.0620	1574	10	0.0650	1651	14	0.0555	1410
8	0.0810	2057				9	0.0780	1981	12	0.0661	1680
7	0.0949	2411				8	0.0930	2362	10	0.0787	2000
6	0.1107	2812	5	0.1000	2540	7	0.1100	2794	8	0.0937	2380
5	0.1320	3353				6	0.1310	3327			
						5	0.1560	3962	7	0.1110	2839
						4	0.1850	4699			
									6	0.1320	3360
									5	0.1570	4000
									4	0.1870	4760

Tomado de (Allen, 2003)

El análisis por tamizado es el método más utilizado para realizar el análisis de tamaño de partícula debido a que el equipo, el procedimiento y los conceptos son sencillos. Sin embargo, presenta tres dificultades mayores que son: (1) al utilizar tamices de alambre tejido, la tejeduría produce aperturas tridimensionales con tolerancias considerables especialmente para tamices finos. (2) el tamiz es dañado fácilmente durante la operación. (3) las partículas deben ser presentadas eficientemente a las aperturas del tamiz. Por su parte, los análisis de tamizado pueden ser altamente reproducibles aun cuando se emplean diferentes sets de tamices. (Allen, 2003)

El tamizado a mano es la técnica que se emplea de referencia para otras técnicas de tamizado. Los factores que afectan la efectividad de la operación de tamizado son: (Allen, 2003)

- La distribución de partículas en un polvo, puesto que la presencia de una gran fracción del tamaño de partícula similar al mesh del tamiz reduce la eficiencia, así como un exceso de finos. Por esto se recomienda que los finos sean removidos antes de realizar el análisis de tamizado.
- El número de partículas cargadas en el tamiz, puesto que una carga pequeña produce un análisis más rápido. Sin embargo, una carga muy pequeña produce pérdidas inaceptables en los porcentajes y error en el pesaje.
- Las propiedades físicas de las partículas, incluidas la adhesión, pegajosidad debido a la presencia de agua.
- El método de sacudir el tamiz debe minimizar el riesgo de que se bloqueen las aperturas y preferiblemente debe incluir una acción que remueva las partículas que están bloqueando.
- El tamaño de partículas, puesto que las partículas alongadas se tamizan más despacio que partículas compactas.
- La geometría de la superficie del tamiz.

La forma para determinar la cantidad de muestra requerida para realizar el análisis depende del tipo de material, su facilidad para ser tamizado y el rango de tamaños presente. Se debe emplear suficiente material para pesar con exactitud el material y una muestra suficientemente pequeña para que la operación de tamizado sea completado en un tiempo razonable. La tendencia natural es a usar una muestra demasiado grande, mientras que en la práctica, una muestra más pequeña (dentro de los límites) produce una información más reproducible. En el siguiente cuadro se muestran las cantidades recomendadas de muestra para el análisis por tamizado en un tamiz de 0.2 m (8"). (Allen, 2003)

**Cuadro 10. Tamaño de muestra recomendado para análisis por tamizado en tamiz de 0.2 m (8")**

Por densidad de partícula						
Densidad (g/cm <sup>3</sup> )	1.5	1.5 - 3.0			+3.0	
Muestra (g)	25	50			100	
Por diámetro medio						
Media (mm)	> 2	2 - 1	1 - 0.5	0.50 - 0.25	0.25 - 0.075	< 0.075
Muestra (g)	500	200	100	75	50	25

Tomado de Allen, 2003

2. Presentación de la distribución de tamaño de partícula. La presentación en forma de tabla de la distribución de tamaño de partícula incluye una serie de columnas que describen el intervalo del tamaño de los mesh, el tamaño promedio de estas clases, la frecuencia (en porcentaje) de la ocurrencia entre estas clases, la frecuencia acumulada de las anteriores, la relación entre frecuencia y tamaño de partícula (en micrómetros), y la relación entre frecuencia y logaritmo natural del tamaño de partícula (en micrómetros). Para una distribución de tamaños estrecha es preferible emplear una progresión aritmética de tamaños y presentar la frecuencia en forma de relación entre porcentaje y tamaño de partícula, mientras que para distribuciones más amplias es más conveniente utilizar una progresión geométrica de tamaños con una frecuencia en forma de relación de porcentaje entre logaritmo del tamaño de partícula. Un ejemplo de la representación tabulada se muestra en el siguiente cuadro. (Allen, 2003)

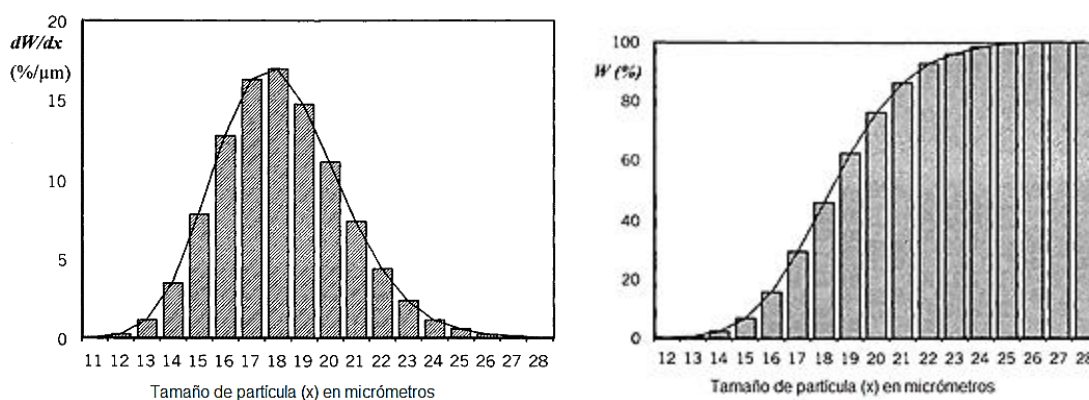
**Cuadro 11. Ejemplo de la representación tabulada de la distribución de tamaño de partícula**

Límites del tamaño (μm)	Tamaño promedio (μm)	Frecuencia relativa (%) $d\phi$	Frecuencia acumulada (%) $\phi$	% por μm $d\phi/dx$	% por $\log(\mu\text{m})$ $d\phi/d \log x$	% por $\ln(\mu\text{m})$ $d\phi/d \ln x$
1 - 3	2	0	0	0		
3 - 5	4	0.04	0.04	0.02	0	0
5 - 7	6	0.22	0.26	0.12	1	2
7 - 9	8	0.88	1.14	0.44	3	8
9 - 11	10	2.7	3.84	1.35	13	31
11 - 13	12	6.48	10.32	3.24	39	89
13 - 15	14	12.1	22.42	6.05	85	195
15 - 17	16	17.6	40.02	8.8	141	324
17 - 19	18	19.95	59.97	9.98	179	413
19 - 21	20	17.6	77.57	8.8	176	405
21 - 23	22	12.1	89.67	6.05	133	306
23 - 25	24	6.48	96.15	3.24	78	179
25 - 27	26	2.7	98.85	1.35	35	81
27 - 29	28	0.88	99.73	0.44	12	28
29 - 31	30	0.22	99.95	0.12	3	8
31 - 33	32	0.04	99.99	0.02	1	1
33 - 35	34	0.01	100	0.01	0	0

Datos tomados de (Allen, 2003)

Por su parte, la representación gráfica de la distribución del tamaño de partícula puede hacerse en forma de histograma en una base relativa y/o acumulativa. Otra forma de presentarlo es empleando una escala logarítmica en las abscisas. En el caso de las ordenadas, se calcula un porcentaje por logaritmo del tamaño de partícula en micrómetros para normalizar el área debajo de la curva de frecuencia. Esta presentación es útil para el análisis de datos para muchos polvos debido a que están logarítmicamente distribuidos. (Allen, 2003)

**Figura 23. Ejemplo de distribución de frecuencia como histograma y acumulada**



Izquierda, distribución de frecuencia presentada como histograma. La ordenada se presenta como porcentaje por micrómetro para que el área bajo la curva sea de 100. Derecha, curva de porcentaje acumulado. Tomado de Allen, 2003.

## V. METODOLOGÍA

### A. Materiales y equipo

#### 1. Materiales

- 14 kg (30 lb) de catalizador de equilibrio de craqueo catalítico (ECAT)
- 3 m de tubo PVC de 5.08 cm (2") de diámetro
- 1 codo 90° PVC de 6.35 cm (2.5") de diámetro
- 1 adaptador PVC de rosca-plano de 6.35 cm (2.5 ") de diámetro
- 1 reductor PVC de 5.08 cm (2") a 6.35 cm (2.5 ") de diámetro
- 1 set de 5 tamices iguales de 10.15 cm<sup>2</sup> (4 in<sup>2</sup>) de área de acero inoxidable 316T de 25 micrones cortados en forma rectangular
- 1 rollo de "duct tape" de 7.62 cm (3") de ancho
- 1 plancha de cartón de 30cm<sup>2</sup> (4.65 in<sup>2</sup>) de área
- 2 rollos de "masking tape" de 2.54 cm (1") de ancho
- 50 bolsas de plástico de 9 kg (20 lb)
- 30 filtros de papel para percoladora de café de 25 cm (9.84") de diámetro
- 1 tijeras de metal
- 1 botella de plástico PET reciclada

#### 2. Equipo

- 1 tamizador marca Tyler modelo RX-29 tipo ROTAP serie 19183
- Tamices tamaño US No. 60, 80, 100, 140, 200, 400 y plato receptor
- 1 soplador de aire marca Marengo Ventiladores con diámetro de descarga de
- 1 motor inducido monofásico marca Kohlbach de 373 kw (½ hp)
- 1 anemómetro de varilla marca TSI Alnor modelo Velometer AVM440
- 1 balanza digital marca Ohaus modelo Scout Pro
- 1 cronómetro marca Casio modelo HS-3

## B. Análisis de catalizador

1. Distribución de partícula por análisis granulométrico. Para determinar la distribución de partícula del catalizador se utilizó el tamizador marca Tyler modelo RX-29 de tipo Rotap junto con los tamices marca W.S. Tyler de tamaños US 60, 80, 100, 140, 200 y 400 correspondiendo a espacios de tamaños de 250, 177, 149, 105, 74 y 37 micrones ( $\mu\text{m}$ ). La medición de las masas se realizó en una balanza marca Ohaus Modelo Scout Pro con rango de 0 a 2200 g e incertidumbre de 0.1 g.

Primero se taró un beaker de 100 mL en la balanza digital, luego se agregó catalizador hasta tener una masa de 50 g. Segundo, se determinó la masa de los tamices vacíos y limpios para tener la tara de los mismos. Tercero, se ordenó los tamices de mayor a menor tamaño de apertura siendo este US 60, 80, 100, 140, 200, 400 y el plato receptor. Los tamices se ubicaron en el tamizador Rotap y se verificó que estuviera sujeto firmemente el plato receptor y la base del tamizador. Seguido de esto, se agregó el catalizador en el tamiz superior, se colocó la tapadera al tamiz superior y se ajustó el tiempo de tamizaje a 10 minutos girando la perilla correspondiente. Después se presionó el botón de encendido y se dejó tamizar por el tiempo mencionado. Al término de los 10 minutos, se quitó la tapadera del tamiz superior y se determinó la masa final de cada tamiz y el catalizador que acumuló cada uno.

Después se determinó la masa de catalizador que se acumuló en cada tamiz al restar la masa del tamiz vacío de la masa del tamiz con catalizador. Luego se determinó la masa total del catalizador al sumar la masa de catalizador acumulado en cada plato. De último se determinó la fracción (en porcentaje del total de catalizador empleado) que se acumuló en cada tamiz, que corresponde al tamaño de partícula que indica el tamiz, para ello se dividió la masa de catalizador acumulado en cada tamiz entre la masa total del catalizador empleado.

$$\text{Masa catalizador en tamiz} = \text{Masa final de tamiz} - \text{Masa tamiz vacío} \quad \text{Ecuación No. 42}$$

$$\text{Total catalizador} = \sum_{i=1}^n \text{Masa catalizador en tamiz}_i \quad \text{Ecuación No. 43}$$

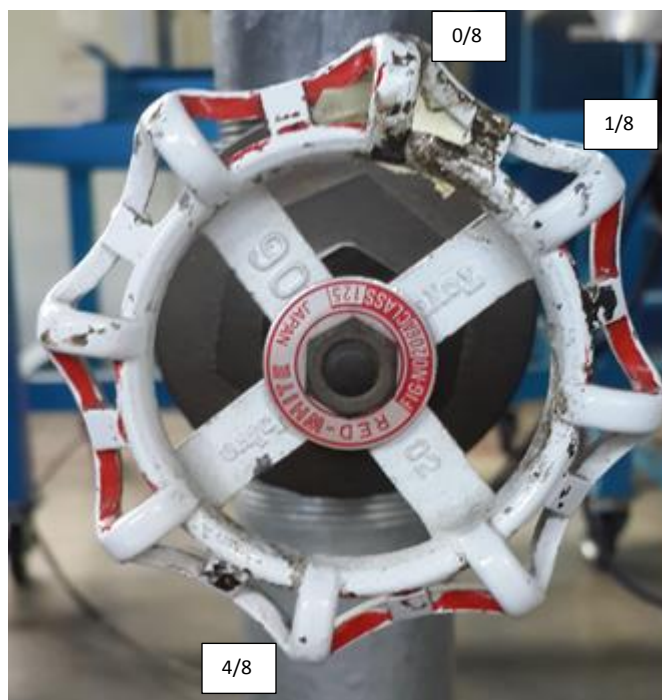
$$\text{Fracción} = \frac{\text{Masa catalizador en tamiz}}{\text{Masa total catalizador}} * 100 \quad \text{Ecuación No. 44}$$

## C. Calibración de equipo

1. Soplador centrífugo. Para la calibración del soplador centrífugo utilizado se utilizó un anemómetro de varilla marca TSI Alnor modelo Velometer AVM440 con rango de 0-100 m/s e incertidumbre de 0.1 m/s.

Primero se ubicó una marca en la manija de la válvula que regula el flujo de aire para tener un mejor control del número de vueltas o grado de apertura de la misma. Seguido de esto se conectó el motor a la corriente eléctrica y se encendió. A continuación se abrió la manija de la válvula en 1/8 de vuelta que corresponde a una división de la válvula, como se muestra en la siguiente figura.

**Figura 24. Manija de la válvula de mariposa para regular el flujo del aire al sistema separador**



Fotografía tomada en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala

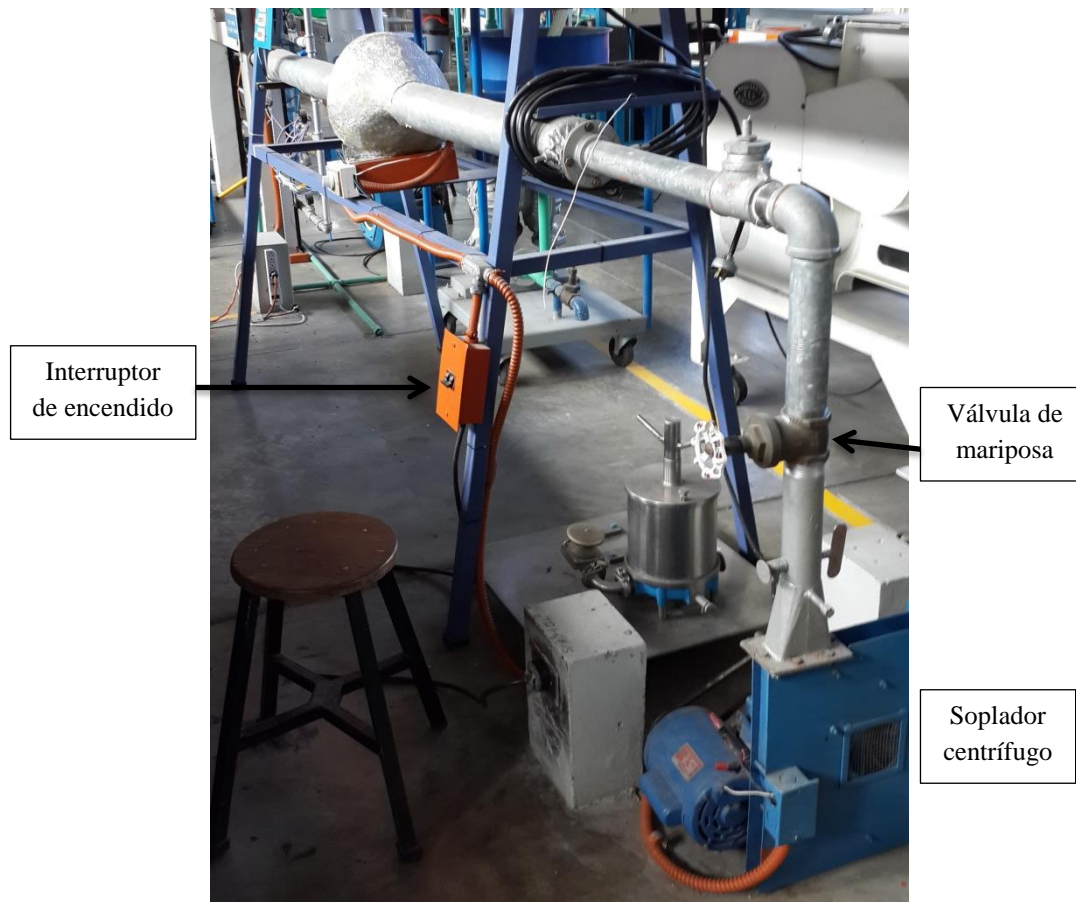
Luego se midió la velocidad del aire usando el anemómetro, asegurándose que la varilla del anemómetro quedara de forma transversal al flujo para que el sensor midiera correctamente. Los datos tomados fueron el número de vueltas o grado de apertura de la válvula y la velocidad del aire marcada por el anemómetro. Después se abrió la manija a 2/8 de vuelta y se repitió el procedimiento hasta llegar a 4 vueltas completas. Todos los datos fueron tomados en triplicado, midiendo la temperatura del usado.

Los datos obtenidos se tabularon en Microsoft Excel ® y con ellos se hizo una gráfica colocando como eje X el grado de apertura de la válvula y en el eje Y la velocidad tomada del anemómetro de varilla. Utilizando las funciones Pendiente, Interseccion.eje y Coeficiente.r2 del programa y aplicándolos en los datos tabulados se determinaron los parámetros de pendiente, intersección con el eje y coeficiente de correlación para la curva de calibración. También se graficó los datos en forma de Dispersión de datos y se agregó la ecuación de la recta con la opción de tendencia lineal con la presentación de la ecuación de la recta y el coeficiente r cuadrado en el gráfico.

## D. Construcción del sistema de separación

1. **Tubo separador.** Para la construcción del tubo separador se empleó el equipo experimental para la evaluación de propiedades del aire y transferencia de calor ubicado en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala que consiste en un soplador de aire con un motor de  $\frac{1}{2}$  hp de potencia y un tubo de 3" (7.62 cm) de diámetro. El equipo experimental se muestra en la siguiente figura.

**Figura 25. Equipo experimental para la evaluación de propiedades del aire y transferencia de calor**

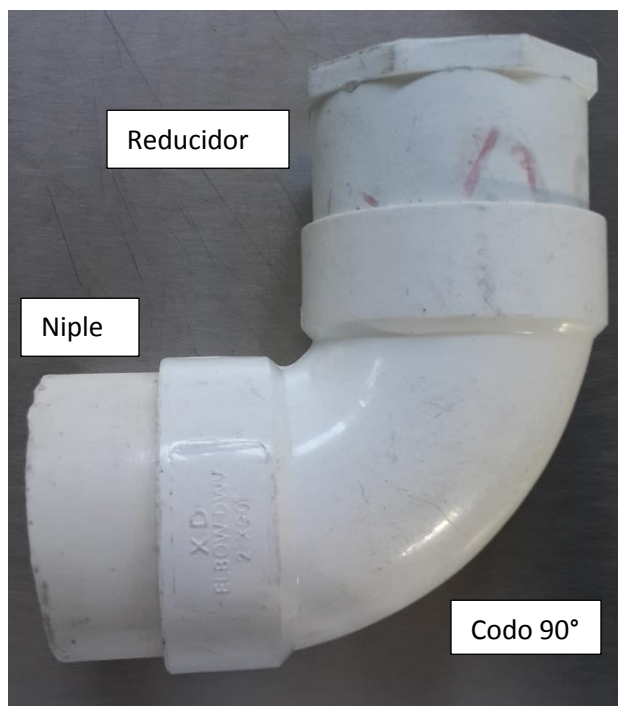


Fotografía tomada en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala

A este equipo, en el extremo de salida se le acopló el adaptador de PVC de plano-rosca. Al extremo del adaptador con sección plana se le introdujo un niple de PVC en cuyo extremo opuesto se conectaba al codo de 90° de PVC. En el extremo superior del codo de 90° se introdujo el reductor de 2.5" a 2". Al extremo libre del reductor se le introdujo el círculo de tamiz de 25 micrones (diámetro de 5 cm) y se aseguró con duct tape a las paredes del reductor para formar la base del separador. Por último, se cortaron trozos de tubo PVC de 2" de diámetro con alturas de 5, 10, 15, 20, 25, 30, 35, 50 y 103 cm para utilizar

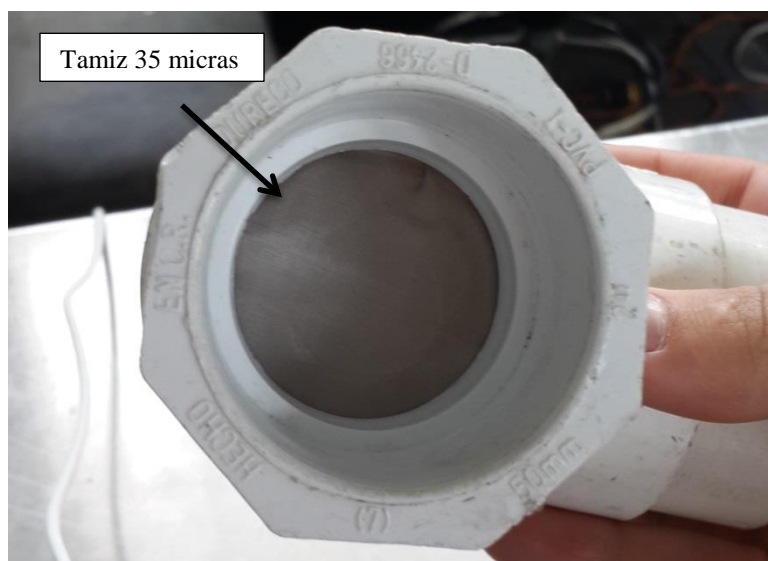
como tubo separador y evaluar el comportamiento del flujo a diferentes alturas. La base del separador se puede observar en las siguientes figuras.

**Figura 26. Base del tubo separador, vista lateral**



Fotografía tomada en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala

**Figura 27. Base del tubo separador, vista aérea**



Fotografía tomada en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala

2. **Plato separador.** Para construir el plato separador se utilizó una botella de PET de 600 mL a la que se le hizo un corte de forma transversal a una altura tal que el diámetro de la botella fuera de 4.5 cm. La base del plato separador se muestra en la siguiente figura.

**Figura 28. Base del plato separador**



De lado izquierdo se puede observar una vista aérea y de lado derecho una vista frontal, de la boquilla convergente-divergente. Fotografía tomada en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.

Luego se cortó un trozo de cartón en forma de círculo con un diámetro de 4.5 cm que se utilizó como plato separador. A este trozo de cartón se le hizo un corte a una altura de 1cm de un extremo del círculo para formar un semicírculo, el cual se muestra en la siguiente figura.

**Figura 29. Plato separador**



Fotografía tomada en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.

Después se cortó un rectángulo de 5 cm de largo por 2 cm de ancho para formar un soporte del plato separador. Este rectángulo se pegó a la parte superior de la base del separador y el extremo que quedaba libre se pegó al plato separador para sujetarlo. En la siguiente figura se muestra el plato separador completo. El plato separador se introducía cada vez que se iba a realizar una prueba experimental y se puede variar la altura a la que se está introduciendo.

**Figura 30. Plato separador ensamblado**



De lado izquierdo se puede observar una imagen frontal y de lado derecho una imagen aérea del plato separador ensamblado. Fotografía tomada en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.

3. Colector de polvos para partículas finas. Para construir el colector de polvos para partículas finas se utilizó una bolsa de papel de 9 kg (20 Lb) de plástico, un papel filtro para cafetera, masking tape y una hoja de papel doblada en forma de canal cilíndrico.

Primero se dobló el papel filtro para formar una forma de embudo. Después se dobló la hoja de papel para formar un canal que dirigiera las partículas y el aire hacia el filtro ubicado en la parte interior de la bolsa. El papel filtro se pegó al canal formado con la hoja de papel y a su vez, la hoja de papel se pegó a la parte superior del separador empleando duct tape. La bolsa de plástico se adhirió a la sección posterior del tubo separador para asegurar que todo el aire con las partículas pasara por el filtro y saliera por el lado opuesto. La bolsa se procuró mantener con el menor volumen de aire en su interior para que tuviera la mayor área superficial disponible para que las partículas se quedaran atrapadas. El colector se puede observar en la siguiente figura.

**Figura 31. Colector de polvos para partículas finas**



Fotografía del equipo tomada en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.

## E. Determinación de la velocidad mínima de fluidización

Para determinar la velocidad mínima de fluidización se midió 4.3 g de catalizador con un tamaño de partícula determinado. Este catalizador fue obtenido al realizar el análisis granulométrico del catalizador anteriormente. El catalizador se agregó al tubo separador en la parte inferior. A continuación se encendió el soplador y se abrió la válvula 1/8 de vuelta a la vez hasta observar que las partículas del catalizador eran expulsadas fuera del tubo separador. Este análisis se realizó a las alturas de 5 cm que correspondía solamente al reductor de tubería donde se encontraba la base del separador, a una altura de 50 cm y a una altura de 103 cm. El análisis se realizó para las partículas acumuladas en los tamices tamaño No. US 400, 200, 140 y 100. Los datos se tomaron en triplicado.

## F. Pruebas de separación

Para realizar las pruebas de separación se midió 15 g de catalizador sin separar y se agregó en la base del separador. El plato de separación se introdujo en el tubo separador de 105 cm y se ubicó a una altura de 15 cm desde la base del separador. El colector de polvos para partículas ligeras se ubicó la parte superior del tubo separador. Se graduó la válvula de regulación del aire a la medida específica para que fluidizara solamente las partículas finas (mesh No. US 400) y se encendió el motor del soplador. El tiempo de separación se tomó arbitrariamente de 10 minutos para que se acumulara una cantidad apreciable de catalizador en el colector de partículas finas.

Cumplidos los 10 minutos de separación, se detuvo el motor del soplador, se removió el colector de polvos para partículas ligeras y se determinó la masa final colectada en el colector; esta fracción corresponde a la fracción ligera. Se removió el tubo separador y se empujó el plato separador hacia la parte inferior para coleccionar las partículas que se sostuvieron en el separador; fracción que corresponde a la fracción media. La fracción pesada se obtuvo al extraer todas las partículas que quedaron en la base del separador.

A la fracción ligera se realizó un análisis granulométrico de las partículas recolectadas en el colector para partículas finas empleando el procedimiento mencionado en la sección de análisis granulométrico. El mismo análisis se realizó para la fracción media y de ser necesario se realizó a la fracción pesada. El criterio para determinar si era necesario hacer el análisis a la fracción pesada correspondía a determinar el porcentaje de partículas que se acumulaban en la fracción de mesh menores a No. US 400, en el mesh No. US 400 y en el mesh No. US 200. Si el porcentaje de partículas en la fracción ligera correspondía a mayor de 60% en mesh US 400 y menor, se realizaba el análisis a la fracción media. Si en la fracción media se obtenía el mayor porcentaje en el mesh No. US 200, se proseguía a realizar un análisis a la fracción pesada.

## VI. RESULTADOS

### A. Distribución de partículas inicial para el ECAT

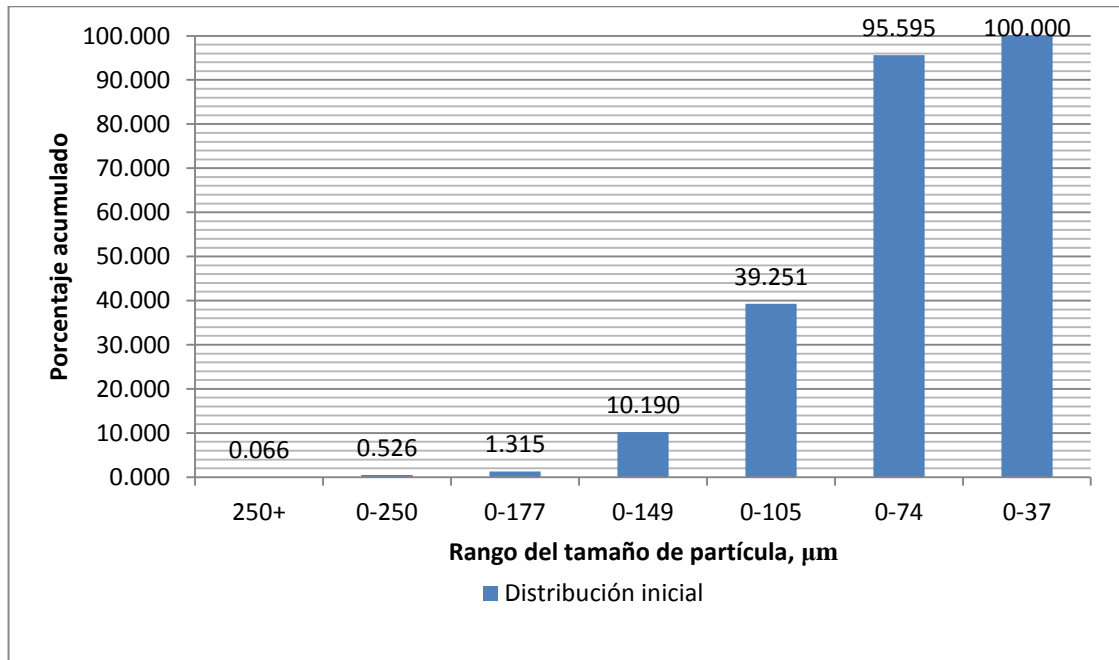
A continuación se presentan los resultados promedio obtenidos para el análisis granulométrico realizado al catalizador ECAT inicialmente.

**Cuadro 12. Resultados promedio obtenidos de la distribución de partículas inicial para ECAT**

Masa inicial, base de cálculo (g)				15.0±0.1	
Mesh No.	Rango de tamaños de partícula (µm)	% acumulado en plato, promedio	Desviación	% retenido en plato, promedio	Desviación
US 60	250+	0.066	0.114	0.066	0.114
US 80	0-250	0.526	0.227	0.460	0.113
US 100	0-177	1.315	0.225	0.789	0.003
US 140	0-149	10.190	0.577	8.875	0.668
US 200	0-105	39.251	0.993	29.061	0.811
US 400	0-74	95.595	0.298	56.344	0.695
fondos	0-37	100.000	0.000	4.405	0.298

En la siguiente figura se presentan los resultados promedio del análisis granulométrico en forma de gráfico de barras.

**Figura 32. Distribución inicial del tamaño de partículas para ECAT**



Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa.

## B. Velocidad de arrastre promedio en función del tamaño de partícula

A continuación se presentan los resultados promedios de la velocidad de aire requerida para fluidizar el ECAT.

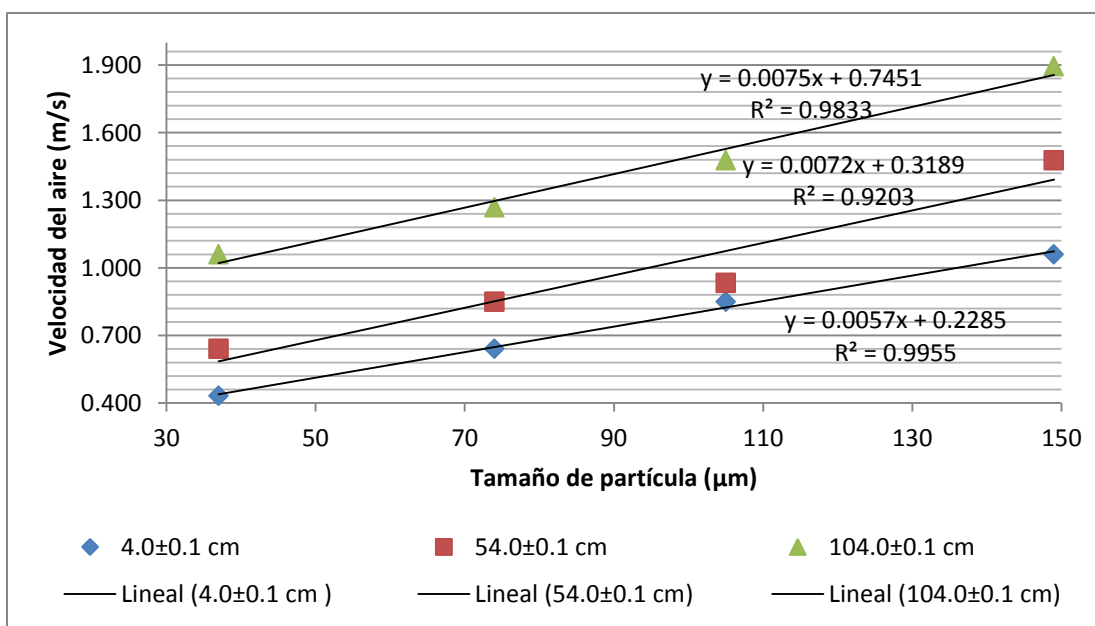
**Cuadro 7. Resultados promedios de la velocidad de aire requerida para fluidizar el ECAT en función del tamaño de la partícula**

Mesh US No.	Tamaño (μm)	Altura medida (±0.1 cm)	Velocidad del aire (m/s)	Inc.
400	37	4.0	0.432	0.036
200	74		0.641	0.049
140	105		0.850	0.061
100	149		1.060	0.071
400	37	54.0	0.641	0.049
200	74		0.850	0.061
140	105		0.934	0.065
100	149		1.478	0.087
400	37	104.0	1.060	0.071
200	74		1.269	0.079
140	105		1.478	0.087
100	149		1.896	0.100

La velocidad del aire se midió en un rango de temperaturas entre 17-20°C, a una presión de 85.5kPa

En la siguiente figura se presentan los resultados promedio de la relación entre velocidad de arrastre en función del tamaño de partícula en forma de gráfico de dispersión.

**Figura 33. Relación entre velocidad de arrastre y tamaño de partícula, a diferentes recorridos**

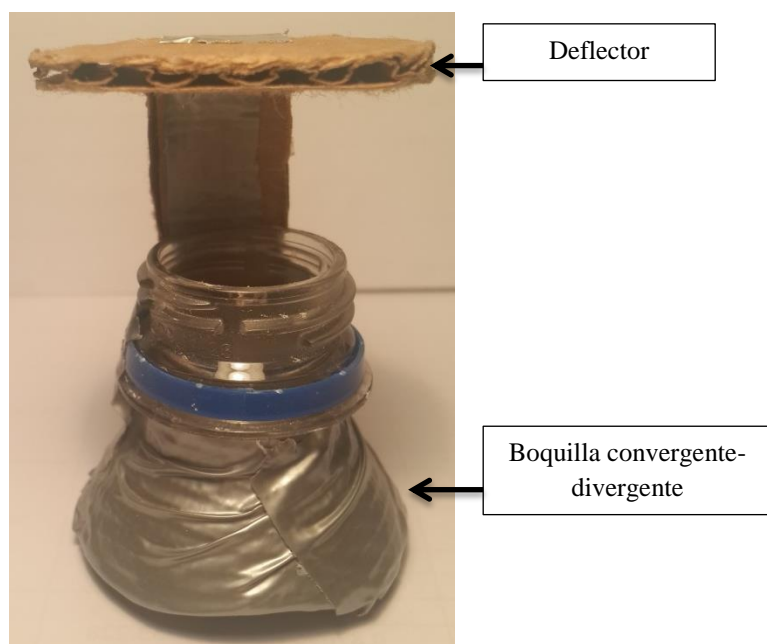


### C. Separador de partículas

**Cuadro 13. Especificaciones del separador de partículas**

<b>Tubo separador</b>	
Longitud	103.0±0.1cm
Diámetro interno	4.4±0.1 cm
Diámetro externo	4.8±0.1cm
Material	PVC
Ubicación de distribuidor (desde base)	15.0±0.1 cm
<b>Distribuidor</b>	
Diámetro inferior	4.5±0.1 cm
Diámetro superior	2.0±0.1 cm
Altura de boquilla	4.0±0.1 cm
Material	PET
Altura de deflector	6.0±0.1 cm
Diámetro de deflector	3.5±0.1 cm
Material	Cartón

**Figura 34. Distribuidor**



Fotografía del equipo tomada en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.

Figura 35. Diagrama del sistema de separación diseñado

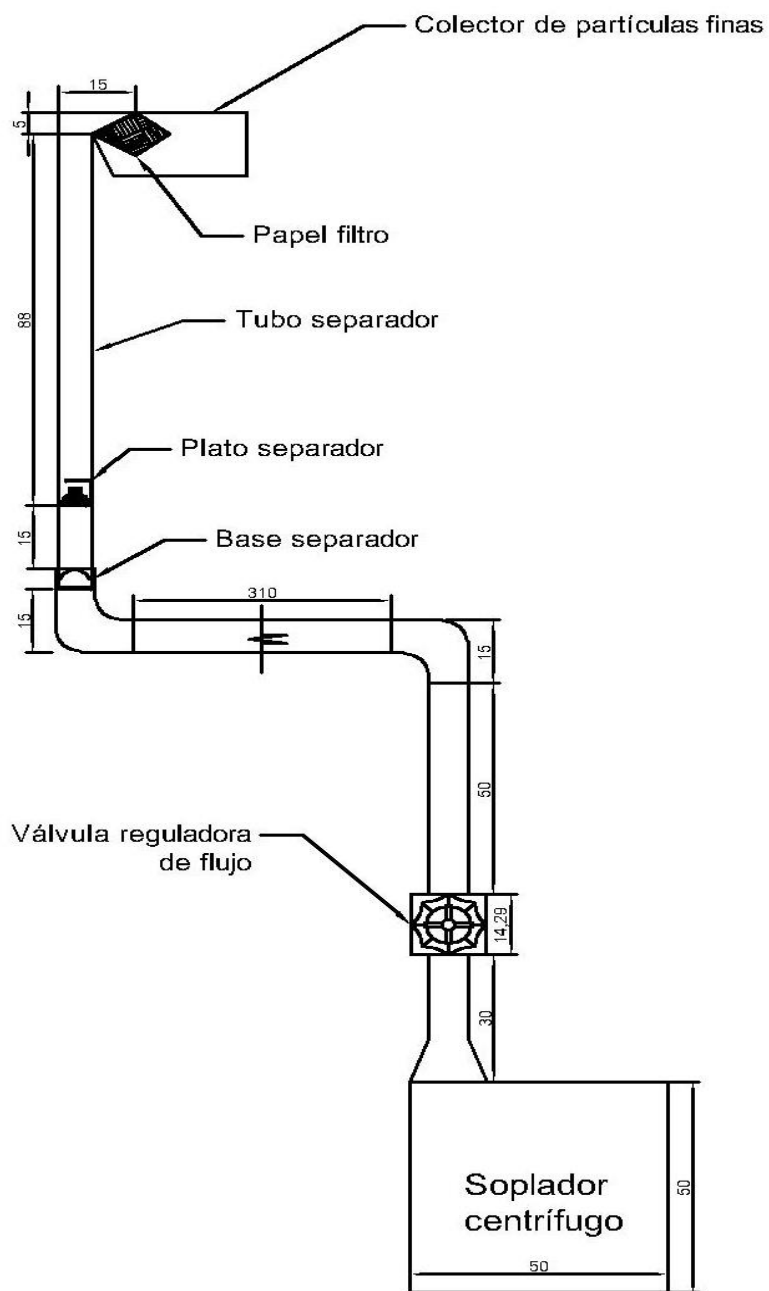


Diagrama hecho con AutoCAD® 2015, las unidades están en cm. Escala 1:20.

## D. Distribución de partículas de ECAT después de separación

A continuación se muestran los resultados promedio obtenidos de la distribución de partícula para cada fracción separada con el separador.

### 1. Condiciones experimentales de la separación

**Cuadro 14. Condiciones experimentales de la separación**

Parámetro	Valor
Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g):	15.0
Velocidad ( $\pm 0.08$ m/s)	1.27
Altura total ( $\pm 0.1$ cm):	103.0
Altura obstáculo ( $\pm 0.1$ cm):	15.0
Tiempo separación (min):	10.0

### 2. Fracción ligera

**Cuadro 15. Resultados promedio de separación en fracción ligera, distribución de partículas**

Tamiz Mesh No.	Rango de tamaños de partícula ( $\mu\text{m}$ )	Masa (g)		1.27 $\pm$ 0.72	
		% acumulado en plato, promedio	Desviación	% acumulado en plato, promedio	Desviación
US 60	>250-250	0.000	0.000	0.000	0.000
US 80	250-177	0.000	0.000	0.000	0.000
US 100	177-149	0.000	0.000	0.000	0.000
US 140	149-105	0.000	0.000	0.000	0.000
US 200	105-74	15.550	12.407	15.550	12.407
US 400	74-37	70.690	4.880	86.239	13.356
fondos	37-<37	13.761	13.356	100.000	0.000

Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa. La desviación corresponde a la desviación que presentaron los datos en su distribución respecto a la media.

### 3. Fracción media

**Cuadro 16. Resultados promedio de separación en fracción media, distribución de partículas**

Mesh No.	Rango de tamaños de partícula ( $\mu\text{m}$ )	Porcentaje recuperado (%)		7.90 $\pm$ 4.35	
		% acumulado en plato, promedio	Desviación	% retenido en plato, promedio	Desviación
US 60	250+	0.000	0.000	0.000	0.000
US 80	0-250	0.000	0.000	0.000	0.000
US 100	0-177	0.000	0.000	0.000	0.000
US 140	0-149	5.865	4.112	5.865	4.112
US 200	0-105	51.722	1.905	45.857	2.787
US 400	0-74	99.740	0.521	48.018	2.038
fondos	0-37	100.000	0.000	0.260	0.521

Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa. La desviación corresponde a la desviación que presentaron los datos en su distribución respecto a la media.

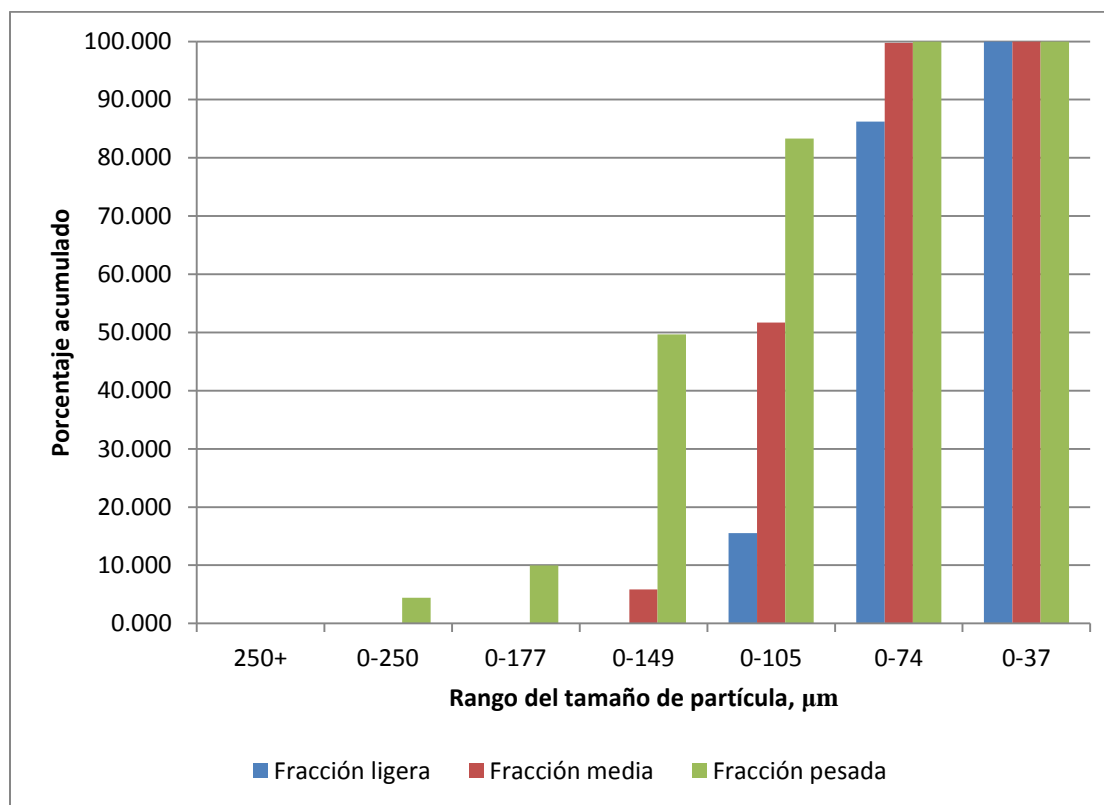
## 4. Fracción pesada

**Cuadro 17. Resultados promedio de separación en fracción pesada, distribución de partículas**

Mesh No.	Rango de tamaños de partícula (µm)	Porcentaje recuperado (%)		3.95±4.60	
		% acumulado en plato, promedio	Desviación	% retenido en plato, promedio	Desviación
US 60	250+	0.000	0.000	0.000	0.000
US 80	0-250	4.410	3.415	4.410	3.415
US 100	0-177	9.957	7.255	5.547	4.152
US 140	0-149	49.677	20.017	39.720	13.493
US 200	0-105	83.327	9.554	33.651	11.721
US 400	0-74	100.000	0.000	16.673	9.554
fondos	0-37	100.000	0.000	0.000	0.000

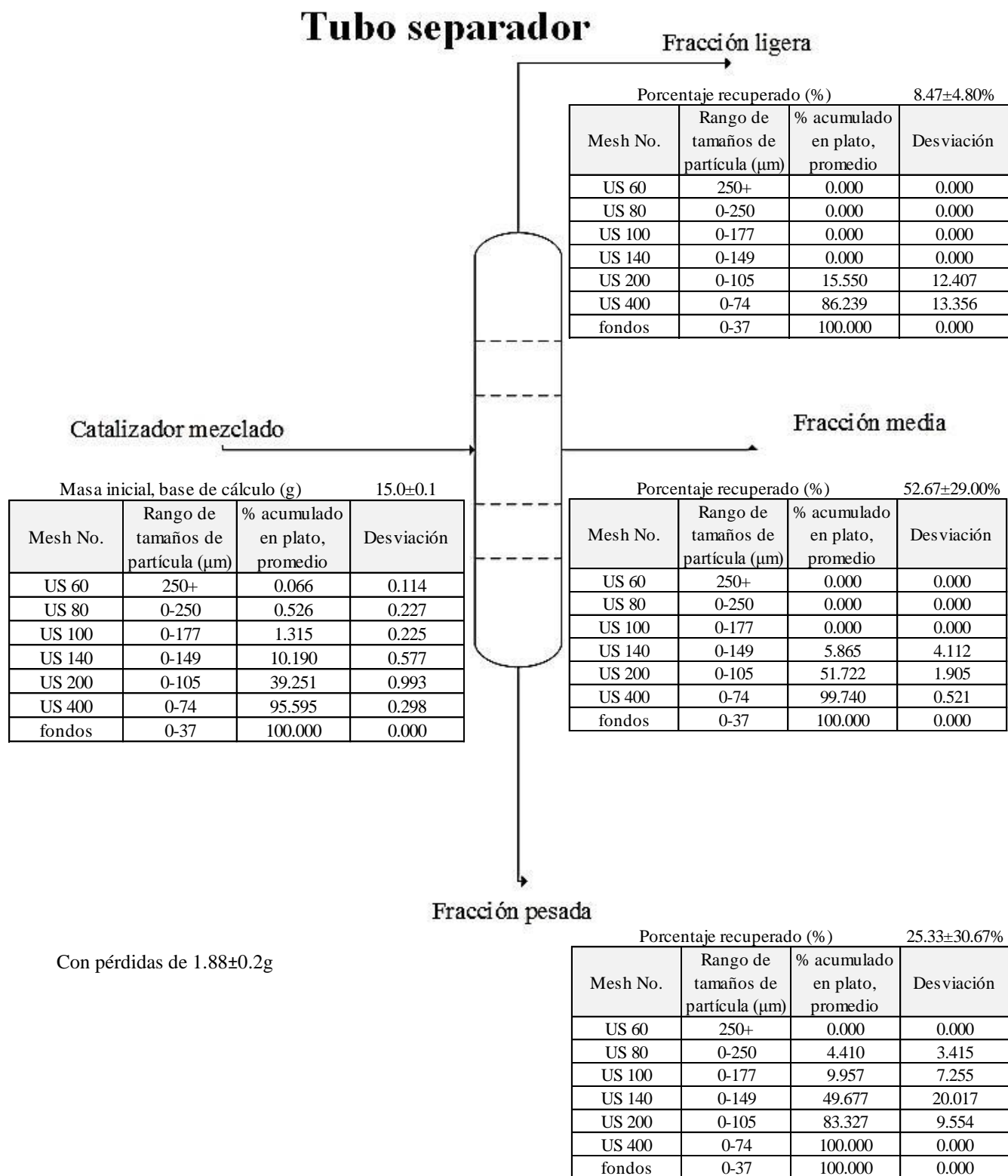
Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa. La desviación corresponde a la desviación que presentaron los datos en su distribución respecto a la media.

En la siguiente figura se muestra los resultados promedio del análisis granulométrico realizado a las fracciones separadas empleando el separador. La representación es en una gráfica de barras.

**Figura 36. Distribución de partículas promedio para fracción ligera, media y pesada separadas**

Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa.

Figura 37. Balance de materia del equipo experimental de separación



## VII. ANÁLISIS DE RESULTADOS

El objetivo principal del estudio fue determinar la factibilidad de desarrollar un equipo para separar por fluidización con aire como medio de prueba el material ECAT (Catalizador de Equilibrio de Craqueo Catalítico Fluido). Para cumplir el objetivo general se realizó una serie de pruebas en las que se determinó la distribución de partículas por tamaños empleando un análisis granulométrico del material ECAT al inicio, es decir, sin separación alguna para determinar las características de la materia prima y el diseño de un equipo experimental para realizar la separación del ECAT. Seguido de esto se hizo una serie de experimentos variando la altura del tubo separador, longitud del plato de separación y de la velocidad del aire empleado para determinar los parámetros adecuados para una separación en tres fracciones por tamaño de partícula del ECAT.

Uno de los parámetros evaluados en el diseño del equipo experimental de separación fue la velocidad del aire ya que de este parámetro depende la fluidización del material, y la cantidad de partículas de cada tamaño que arrastra el aire, donde las velocidades evaluadas dependieron de la velocidad mínima de fluidización obtenida para cada tamaño de partícula distinta (37, 74 y 105  $\mu\text{m}$ ). El otro parámetro empleado fue la longitud del tubo separador ya que dependiendo de la distancia que se deba arrastrar, mayor velocidad va a requerir el aire para mover la partícula. Las longitudes evaluadas fueron 0.10, 0.50 y 1.03 m. El último parámetro evaluado fue la distancia a la que se encontraba el plato separador, el cual fue diseñado junto con el tubo separador, para lograr una separación de ECAT en tres fracciones distintas por tamaño de partículas. Las distancias evaluadas fueron 0.15, 0.25 y 0.30 m de distancia a partir de la base inferior del tubo separador.

El tiempo de separación se estableció en 10 minutos debido a que luego de evaluar algunas pruebas previamente, éste correspondía a un tiempo suficiente para acumular una cantidad apreciable de catalizador con tamaño de partícula de 37  $\mu\text{m}$  y menor en el colector de polvos y al mismo tiempo obtener una cantidad apreciable de catalizador en la fracción media. Así también, la fracción pesada lograba obtener una separación apreciable de partículas con tamaños de 37  $\mu\text{m}$  y menores, 37-74  $\mu\text{m}$  y mayores de 74  $\mu\text{m}$ .

En orden para poder diseñar el equipo de separación del ECAT se debió analizar los requerimientos para la operación. Primero, el medio de fluidización es el aire por lo que se debe emplear un soplador o un compresor que genere una velocidad tal que sea mayor que la velocidad mínima de fluidización del material para que la velocidad del aire pueda vencer el peso del ECAT. Es indispensable que el equipo seleccionado tenga un dispositivo para la regulación del aire para poder estudiar la velocidad mínima de fluidización para diferentes tamaños de partículas de ECAT y así determinar los parámetros de la separación del material.

Segundo, debido a que se buscaba la separación de un material sólido fino a través de la fluidización con aire se debía emplear la fuerza de la gravedad para que actuara en favor de la separación. De esta manera se determinó que el equipo diseñado debía constar de un tubo vertical por donde pasaría el aire con el material en forma paralela a las paredes del tubo para que la fuerza de gravedad actuara en contra de las partículas y facilitara la separación del material.

Para que las partículas dentro del tubo vertical puedan ser sostenidas se debe emplear un dispositivo que brinde soporte a las partículas antes de que comience la operación y que permita que el aire fluya sin una gran pérdida de energía cinética. Para esto se puede emplear un plato que brinda soporte y al mismo tiempo presenta perforaciones diminutas que permiten que el aire pase a través del plato pero impide que las partículas del ECAT caigan del tubo vertical. El plato de soporte del material a fluidizar puede ser perforado, con aperturas o con algún otro sistema que permita el flujo del aire a través del plato evitando que el material pueda atravesar el plato. Otro sistema que se puede emplear es el de la alimentación del material al tubo vertical donde ocurre la separación cuando por este ya está conteniendo una corriente de aire vertical que arrastraría el material ligero hacia arriba y dejaría que cayera el material pesado hasta un tamiz en la parte inferior que actuaría como soporte.

Tercero, como requisito para poder capturar las partículas ligeras que son expulsadas por la parte superior del tubo separador se debe emplear un sistema de filtro. Una opción que se puede evaluar es el uso de un filtro de bolsa que consta de un filtro fino de papel en forma de bolsa con un extremo abierto y el extremo opuesto sellada por donde se obliga pasar a la corriente del aire y permite la captura de las partículas ligeras debido a que el papel filtro presenta poros diminutos que atrapan a todas las partículas y solamente dejan pasar el aire, de manera que solo el aire sin ninguna partícula puede pasar por el extremo sellado. En caso de realizar una operación a escala mayor, se podría emplear un sistema de separación que incluya un ciclón con las dimensiones adecuadas para que separe todas las partículas del material.

Cuarto, para que ocurra una separación en tres fracciones se debe hacer uso de un plato separador en el que la corriente del aire que arrastra las partículas de ECAT deba perder velocidad. Para que la pérdida de velocidad ocurra es necesario hacer cambios bruscos en la dirección de movimiento del aire o en el área transversal por donde se moviliza el fluido como en una contracción del canal. De esta manera se propuso el diseño de un distribuidor de forma parabólica donde el aire sufre una contracción del flujo y luego una expansión, junto con un tope en una distancia pequeña (plato) donde se obliga al aire a cambiar su dirección para que pueda superar el obstáculo. Esto obliga a que parte del aire que está moviendo el ECAT pierda energía cinética y que las partículas más grandes y pesadas queden atrapadas en el distribuidor y solo las partículas ligeras puedan seguir siendo arrastradas por la corriente de aire.

El equipo seleccionado para poder cumplir este requerimiento fue un soplador disponible en el Laboratorio de Operaciones Unitarias que contaba con un motor de  $\frac{1}{2}$  hp y una válvula reguladora del aire (válvula de aguja) lo que lo hacía adecuado para los requerimientos. Para asegurar que era el equipo adecuado se calibró la velocidad del aire que generaba el soplador y se determinó si era suficiente para fluidizar las partículas del ECAT. Para cumplir el segundo requerimiento se necesitó hacer uso de un codo de  $90^\circ$  para que el flujo del aire cambiara de horizontal a vertical y la gravedad ayudara a la separación.

Para poder soportar el material a fluidizar previo al inicio de la operación de separación se requirió hacer uso de un tamiz con tamaño 25 micrómetros para que ninguna partícula del material pudiera atravesarlo y que al mismo tiempo tuviera aperturas por donde pudiera pasar el aire necesario para que permita la separación.

Los primeros experimentos realizados consistieron en la realización del análisis granulométrico para el catalizador ECAT mezclado. El objetivo de realizar estos análisis granulométricos fue determinar la distribución del tamaño de partículas en el ECAT inicial. De esta manera se midió la cantidad de partículas de los rangos de tamaño que establecen los tamices disponibles y poder determinar si la separación realizada era aceptable según los criterios de las proporciones de los tamaños de partículas en cada fracción a través de un análisis granulométrico.

El análisis granulométrico consistió en agregar una masa conocida de ECAT sin mezclar y tamizarlo empleando el tamizador ROTAP y tamices de distintos tamaños. Se determinó la masa de ECAT que quedó retenido en cada tamiz. Los tamices empleados tenían las especificaciones de Tyler No. US 400, 200, 140, 100, 80 y 60 que correspondían a tamaños de partícula en el rango de menores a 37 (finos), 37-74, 74-105, 105-149, 149-177 y 177-250  $\mu\text{m}$  respectivamente.

Con base a la masa acumulada en cada tamiz, se determinó un porcentaje del total agregado al que correspondía dicha masa acumulada. De esta manera se determinó la distribución inicial de partículas del ECAT. Como se puede observar en el Cuadro 12, el  $56.344 \pm 0.695\%$  de las partículas tenía un tamaño de 37-74  $\mu\text{m}$  (tamiz No. US 400) correspondiendo a una fracción mayor a la mitad de la masa empleada. Seguido de esto se encontraba un  $29.061 \pm 0.811\%$  de las partículas con un tamaño de 74-105  $\mu\text{m}$  (tamiz No. US 200), un  $8.875 \pm 0.668\%$  correspondía a tamaño de partícula de 105-149  $\mu\text{m}$  (tamiz No. US 140) y un  $4.405 \pm 0.298\%$  correspondía a un tamaño de partícula menor a 37  $\mu\text{m}$  (menores a tamiz No. US 400). Estos resultados indican que el catalizador estaba compuesto de más de la mitad de partículas muy finas.

El objetivo de separar en tres fracciones el catalizador ECAT se realizó con la visión de separar las partículas de tamaños 37  $\mu\text{m}$  y menores (tamices No. US 400 y fondos) en la fracción superior o ligera, las partículas de tamaño 74  $\mu\text{m}$  (tamiz No. US 200) en la fracción media y que las partículas de tamaño mayor

a 74  $\mu\text{m}$  (tamaños de 105, 149, 177 y 255  $\mu\text{m}$  correspondientes a los tamices No. US 140, 100, 80 y 60) se mantuvieran en la fracción pesada. La masa y tamaño de partículas para cada fracción se determinó en función de los requerimientos de la empresa, que consideró que el tamaño de partícula está ligado directamente a la vida útil o grado de uso del catalizador. En orden de lograr la separación, se determinó las velocidades mínimas de fluidización o velocidad de saltación, que corresponde a la velocidad de aire menor a la que se encuentran completamente fluidizadas las partículas.

Para poder determinar la velocidad mínima de fluidización fue necesario realizar una calibración de la velocidad del aire que se empleó. El sistema con el que se trabajó consistía en un soplador centrífugo de aire que se movilizaba por la acción de un motor marca Kohlbach modelo 11 89 de 373 kW ( $\frac{1}{2}$  hp) de potencia que giraba a una velocidad de 1745 rpm. La velocidad del aire se podía regular empleando una válvula de tipo de mariposa marca Red-White que contaba con 8 divisiones en la manija, las cuales se tomaron como unidades de apertura de la válvula y con ellas se calibró la velocidad del aire que entraba en el equipo separador. Para medir la velocidad del aire se empleó un anemómetro de varilla marca TSI Alnor modelo Velometer AVM440 con precisión de 0.1 m/s. Los datos empleados para la calibración se muestran en el Cuadro 13. Los parámetros obtenidos de la curva de calibración de la velocidad del aire fueron una pendiente de 3.3446 con dimensionales de (m/s)/número de vueltas de apertura de la válvula, una intersección en el eje y de -2.076 m/s y un coeficiente de correlación ( $R^2$ ) de 0.9768. El valor cercano a uno del coeficiente de correlación demuestra una fuerte correlación lineal entre el número de vueltas de apertura de la válvula y la velocidad del aire en m/s, de manera que se pudo comprobar una tendencia lineal respecto a estas dos variables. Como resultado de esta curva de calibración, se pudo convertir las velocidades del aire medidos en número de vueltas de apertura de la válvula en velocidad del aire en dimensionales de m/s.

El siguiente experimento realizado tuvo como finalidad la determinación de las velocidades mínimas de fluidización y las velocidades requeridas para que las partículas de tamaños en el rango 37-74, 74-105 y 105-149  $\mu\text{m}$  (tamices No. US 400, 200 y 140, respectivamente) lograran salir de un tubo con una longitud variada. Las longitudes evaluadas fueron de  $4.0 \pm 0.1$ ,  $54.0 \pm 0.1$  y  $103.0 \pm 0.1$  cm. Esto se logró empleando una masa conocida ( $4.3 \pm 0.1$  g) de cada fracción de ECAT y variando la velocidad del aire. La velocidad mínima de fluidización se logró al observar que todo el ECAT dentro del reservorio donde estaban contenidas se encontraba suspendido en el aire, como consecuencia de que la fuerza que llevaba el aire era mayor que el peso de las partículas. Una representación gráfica de la fluidización de las partículas se puede observar en la figura 40.

Los resultados obtenidos de la velocidad mínima de fluidización fueron  $0.432 \pm 0.040$  m/s para las partículas de tamaño 37-74  $\mu\text{m}$ ,  $0.641 \pm 0.040$  m/s para las partículas de tamaño 74-105  $\mu\text{m}$ ,  $0.725 \pm 0.040$  m/s para las partículas de tamaño 105-149  $\mu\text{m}$  y  $1.060 \pm 0.040$  m/s para las partículas de tamaño 149-177  $\mu\text{m}$ , los cuales se pueden observar en el Cuadro 7. En base a los resultados, se puede observar que al

aumentar el rango de tamaño de partícula, la velocidad requerida para arrastrar el material un recorrido definido incrementa. Esto se debe a que las partículas con menor tamaño tienen una menor cantidad de petróleo adheridas en su superficie y las partículas más grandes tienen mayor masa, lo que hace que tengan un mayor peso y por tanto requieran de una mayor velocidad del aire para que puedan ser arrastradas.

Por su parte, los resultados obtenidos para las velocidades requeridas para arrastrar las partículas a una distancia de  $54.0 \pm 0.1$  cm son  $0.641 \pm 0.040$  m/s para partículas de tamaño de 37-74  $\mu\text{m}$ ,  $0.850 \pm 0.040$  m/s para partículas de tamaño de 74-105  $\mu\text{m}$ ,  $1.269 \pm 0.040$  m/s para partículas de tamaño 105-149  $\mu\text{m}$ , los cuales se pueden observar en el Cuadro 7. En esta oportunidad se puede observar también un comportamiento lineal respecto a la velocidad de aire requerida para fluidizar los distintos tamaños de partícula y conforme se incrementa el tamaño de la partícula, se requiere mayor velocidad. Estos resultados, a su vez, son mayores que para la velocidad mínima de arrastre para recorridos más cortos lo que es coherente ya que se incrementa ligeramente la velocidad de aire que requieren las partículas de cierto tamaño para lograr desplazarse el recorrido de  $54.0 \pm 0.1$  cm, que es mayor que el recorrido que se debieron desplazar en la prueba anterior ( $4.0 \pm 0.1$  cm).

Posteriormente se prosiguió a diseñar el equipo experimental para la separación del catalizador ECAT en tres fracciones. Con los resultados obtenidos anteriormente se lograba separar en dos fracciones (ligera y pesada) el ECAT, de manera que era imperativo agregar un dispositivo que permitiera realizar una extracción para una fracción media en el separador.

El equipo experimental consistió en un tubo de  $4.5 \pm 0.1$  cm de diámetro interno de material PVC que se asienta sobre un reductor de PVC de 2.5" a 2" en cuyo extremo de 2" de diámetro se encontraba sostenido un círculo de  $4.5 \pm 0.1$  cm de diámetro hecho de una malla de 25  $\mu\text{m}$  de acero inoxidable 316T. Esta malla actuaba como soporte para sostener todo el catalizador ECAT que se ingresaba al separador. El tubo PVC se introduce en la sección de 2" de diámetro del reductor PVC y en la parte tubo se ubica un colector de polvos para partículas finas. Este colector de polvos para partículas finas estaba formado por una bolsa de plástico sujeta a la parte externa del tubo. Para dirigir las partículas que eran arrastradas fuera del tubo se colocó un canal cilíndrico formando un ángulo de  $90^\circ$ . Este canal se encontraba sujeto firmemente a la parte exterior del tubo separador y en el extremo libre del canal se encontraba un embudo formado con papel filtro para atrapar las partículas finas y separarlas del aire que las acarrea.

A este diseño se le incorporó un distribuidor construido con la boquilla de una botella PET de 600 mL cortado a una distancia tal que el diámetro de la botella fuera de  $4.5 \pm 0.1$  cm para que quedara sujeta firmemente en las paredes del tubo separador. La boquilla empleada tenía forma de parábola con un foco de  $1.5 \pm 0.1$  cm que corresponde a la distancia entre el centro del círculo menor y del círculo mayor que forman

la boquilla. La razón de emplear una parábola fue que existiera una contracción en el canal por donde se trasladaba el aire con las partículas para luego tener una expansión abrupta de manera que el fluido perdiera velocidad y generara turbulencia para que las partículas menos ligeras (74-105  $\mu\text{m}$  o tamiz No. US 200) quedaran atrapadas en la sección de remolinos formado por la expansión del flujo de aire que emergía del círculo menor de la boquilla. Para mejorar la recolección de partículas menos ligeras se aplicó una contracción del canal empleando un plato (círculo de cartón) colocado a  $6.0 \pm 0.1$  cm de distancia del círculo mayor de la boquilla, con un diámetro de  $3.5 \pm 0.1$  cm, para provocar otra disminución en la velocidad del aire y que se lograra una mayor y mejor separación de las partículas medias. La ventaja de emplear este plato separador consistía en que se podía variar la distancia tomando como inicio la base del separador y el plato. El plato separador y el equipo experimental descrito se pueden observar en las figuras 19, 26 y 13 y los datos correspondientes a las especificaciones de los mismos se encuentran en el Cuadro 14.

Luego de haber diseñado el equipo experimental para la separación en tres fracciones, se realizaron las pruebas correspondientes para determinar la altura a la que se debía ubicar el plato separador y obtener una separación importante entre las partículas ligeras (menores a 37 y 37-74  $\mu\text{m}$ ) y las partículas medias (entre 74-105  $\mu\text{m}$ ). Para ello se realizó unas pruebas preliminares para determinar la altura a la que debía estar el plato separador para lograr una separación adecuada. Para determinar si la separación era adecuada se realizó un análisis granulométrico del ECAT acumulado en la fracción ligera y en la fracción media para determinar si hubo separación. Como se puede observar en los Cuadros 21 a 36, se trabajó a longitudes del tubo separador de  $103.0 \pm 0.1$  cm y  $50.0 \pm 0.1$  cm. No se trabajó a menores longitudes debido a que de esta manera no se lograba una separación perceptible entre la fracción ligera y media que se separaba ya que la distancia era muy pequeña como para que ocurriera una separación entre la fase ligera y la media y con las velocidades evaluadas no se logró separación entre estas fases.

De las pruebas preliminares, se llevaron a cabo seis pruebas a alturas de  $103.0 \pm 0.1$  cm variando la altura a la que se encontraba el plato separador en distancias de  $27.0 \pm 0.1$  cm,  $30.0 \pm 0.1$  cm,  $50.0 \pm 0.1$  cm y  $70.0 \pm 0.1$  cm. Para la distancia de  $27.0 \pm 0.1$  cm, con una velocidad de  $1.7 \pm 1$  m/s (1.13 vueltas de apertura), la separación fue baja debido a que en la fracción ligera se obtuvo un 47% de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  y 47% de partículas de 74-105  $\mu\text{m}$  y en la fracción media se obtuvo un 53.7% de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  y un 33% de partículas de 74-105  $\mu\text{m}$ . Estos resultados demuestran que la velocidad del aire era muy elevada y por ello se arrastraban partículas tanto de 37-74 como de 74-105  $\mu\text{m}$ .

Para las pruebas con una distancia de separador de  $30.0 \pm 0.1$  cm, con velocidad de  $1.70 \pm 0.11$  m/s (1.13 vueltas) se obtuvo una separación aún menor ya que se obtuvo un 55% de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  y un 28% de partículas de 74-105  $\mu\text{m}$  en la fracción ligera frente a un 63.4% de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  y un 27% de partículas de 74-105  $\mu\text{m}$ . Esto implicó que la separación fue menor aún al mantener la misma velocidad pero aumentar la distancia del separador. De manera que se puede observar que se debía

disminuir la distancia del separador. Al disminuir la velocidad a  $1.20\pm 0.8$  m/s (0.98 vueltas) se logró una mejor separación pero siempre pobre debido a la alta cantidad de partículas ligeras en la fracción media.

Para las pruebas que se hicieron a una distancia de separador de  $70.0\pm 0.1$  cm, con una velocidad de  $1.40\pm 0.09$  m/s (1.04 vueltas) se puede observar que la separación fue pobre debido a que en la fracción ligera se obtuvo un 54% de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  y un 30% de partículas de 74-105  $\mu\text{m}$  mientras que para la fracción media se obtuvo 50% de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  y un 38% de partículas de 74-105  $\mu\text{m}$ . Estos resultados indican que no hubo separación de partículas sino solo de corrientes ya que tienen aproximadamente la misma distribución de partículas. De manera que se observó que al aumentar la distancia del separador, se disminuye la separación por lo tanto para obtener una separación adecuada se debe emplear una distancia de separador menor a  $27.0\pm 0.1$  cm.

Para las pruebas que se hicieron empleando un separador de  $50.0\pm 0.1$  cm se observó que era ineficiente debido a que en ambos experimentos cuando se tenía una altura de separador de  $28.0\pm 0.1$  cm con velocidades de  $1.30\pm 0.08$  y  $1.27\pm 0.08$  m/s (1.01 y 1 vueltas, respectivamente) se obtuvo una fracción ligera con 70% de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  y 26% de partículas de 74-105  $\mu\text{m}$  y una fracción media de 70% de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  y 21% de partículas de 74-105  $\mu\text{m}$  para la velocidad de  $1.30\pm 0.08$  m/s (1.01 vueltas). Por su parte, para la velocidad de  $1.27\pm 0.08$  m/s (1 vuelta) se obtuvo una fracción ligera con 39% de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  y 43% de partículas de 74-105  $\mu\text{m}$  lo que implica que en no hubo una adecuada separación ya que presenta un mayor contenido de partículas medias en la fracción ligera. Esto se pudo deber a que la altura que debían recorrer las partículas no era lo suficientemente amplia para que separaran las partículas medias de las ligeras y por tanto las partículas medias lograban salir en igual proporción o mayor que las partículas ligeras. De esta manera, se descartó el uso de un tubo separador de longitud de  $50.0\pm 0.1$  cm.

Luego de realizar las pruebas preliminares, se determinó que el tubo separador debía ser de  $103.0\pm 0.1$  cm de largo y que el plato separador debía estar a menos de  $30.0\pm 0.1$  cm de distancia respecto de la base del separador. De esta manera, se realizó una prueba preliminar empleando una distancia del plato separador de  $15.0\pm 0.1$  cm de distancia a una velocidad de  $1.27\pm 0.08$  m/s (1 vuelta). Esta prueba obtuvo resultados de separación mejores que los presentados anteriormente y fue tomada como la primera prueba exitosa de separación (Cuadro 37 al 43).

Las pruebas consideradas exitosas son las que corresponden a una longitud de tubo separador de  $103.0\pm 0.1$  cm y a una altura de plato separador de  $15.0\pm 0.1$  cm; la velocidad empleada fue de  $1.27\pm 0.08$  m/s (1 vuelta). Para la primera corrida empleando estos parámetros, se logró una separación en la fracción ligera de 67% de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  y el 33% de partículas corresponde a partículas menores de 37  $\mu\text{m}$ ; lo que implica que no había presencia de partículas medias en la fracción ligera. Por su parte, para la

fracción media se obtuvo una composición de 50% partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  y 50% de partículas de 74-105  $\mu\text{m}$  que correspondía a una separación bastante adecuada de las partículas ligeras.

Pasando a los resultados promedio, se puede observar que en la fracción ligera se obtuvo una composición de  $70.69 \pm 4.88\%$  de partículas de tamaño 37-74  $\mu\text{m}$  y menores, un  $15.55 \pm 12.41\%$  de partículas de tamaño 74-105  $\mu\text{m}$  y un  $13.76 \pm 13.36\%$  de partículas de tamaño menores a 37  $\mu\text{m}$ . Para la fracción media se obtuvo una composición de  $48.02 \pm 2.04\%$  de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$ , un  $45.86 \pm 2.79\%$  de partículas de 74-105  $\mu\text{m}$ , un  $5.86 \pm 4.11\%$  de partículas de 105-149  $\mu\text{m}$  y un  $0.26 \pm 0.52\%$  de partículas menores a 37  $\mu\text{m}$ . Estos datos permiten observar que hubo una separación de partículas de 37  $\mu\text{m}$  y menores, y 37-74  $\mu\text{m}$  en ambas fracciones, y se pudo recuperar la mayoría de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  y menores en la fracción ligera y la mayoría de partículas de 74-105  $\mu\text{m}$  en la fracción media. Por su parte, la fracción pesada presentó una composición de 0% de partículas menores a 37  $\mu\text{m}$ , de  $16.67 \pm 9.55\%$  de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$ , de  $33.65 \pm 11.72\%$  de partículas de 74-105  $\mu\text{m}$ , de  $39.72 \pm 13.49\%$  de partículas de 105-149  $\mu\text{m}$ , de  $5.55 \pm 4.15\%$  de partículas de 177-149  $\mu\text{m}$  y el resto correspondía a partículas más grandes a 177  $\mu\text{m}$ . La masa promedio recuperada de fracción ligera fue de  $1.27 \pm 0.72$  g, la fracción media tuvo una masa promedio de  $7.90 \pm 4.35$  g y una fracción pesada de  $3.95 \pm 4.60$  g, lo que deja una cantidad de  $1.88 \pm 0.2$ g, que corresponde a un  $12.53 \pm 9.38\%$  de la masa inicial de ECAT en pérdidas. Estas cantidades corresponden a un tiempo de separación de 10 minutos.

Es importante mencionar que parte de las partículas que se atraparon en la fracción ligera podrían haberse dispersado fuera del colector de polvos de partículas finas al removerlo del tubo separador. Por su parte, una cantidad perceptible como lo son los 1.88g de ECAT de pérdidas ( $12.53 \pm 9.38\%$  de los 15.0g iniciales) que se tuvo pudieron verse adheridas al tubo separador debido a que por no tener una superficie interna lisa, parte de las partículas se pudieron pegar en las paredes. Esto se comprobó al golpear el tubo luego de que extraer las tres fracciones y se obtuvo una módica pero perceptible cantidad de ECAT, que al analizarlo presentó un tamaño de 37-74  $\mu\text{m}$  y menores, que corresponde a partículas finas. También debe mencionarse que parte de las partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  presentes en la fracción media pudieron adherirse al plato separador debido a que se generó demasiada caída de presión o una turbulencia muy grande y que quedaron sin suficiente fuerza para seguir ascendiendo en el tubo separador. Esto se puede determinar al realizar un análisis con el distribuidor a las condiciones a las que se realizaron los experimentos y determinar por recolección de material en el plato.

La razón de la adhesión de las partículas a la superficie del tubo se puede explicar por la interacción entre el material del tubo y las partículas por la formación de una carga electrostática. Estas cargas electrostáticas suelen darse en polvos con humedad elevada y, especialmente, en el material de PVC con el que estaba construido el tubo separador. La humedad del catalizador no fue determinada al momento de realizar las pruebas de separación.

Este fenómeno de adhesión de partículas ligeras en el plato separador se observó en varios experimentos preliminares. Por otra parte, se puede observar que la fracción pesada presenta una baja composición de partículas ligeras ( $16.673 \pm 9.554$ , para partículas de  $37-74 \mu\text{m}$ ) y una alta concentración de partículas pesadas ( $39.720 \pm 13.493\%$  para partículas de  $105-149 \mu\text{m}$ , un  $5.547 \pm 4.152\%$  para partículas de  $149-177 \mu\text{m}$  y un  $4.410 \pm 3.415\%$  para partículas de  $177-250 \mu\text{m}$ ), lo que indica que se obtuvo una separación bastante completa en la fracción ligera a pesar de contar con un tiempo moderado de 10 minutos.

Analizando la baja eficiencia de la separación obtenida, esto se debe a que la velocidad que alcanzaba el aire en el momento de pasar por el distribuidor ( $2.41 \pm 0.03 \text{ m/s}$ ) era más alta que la velocidad requerida para arrastrar las partículas de rango  $74-105 \mu\text{m}$  junto con las de rango  $37-74 \mu\text{m}$  ( $1.06 \pm 0.01$  y  $1.269 \pm 0.01 \text{ m/s}$ , respectivamente); de manera que la velocidad requerida debió estar entre el rango de  $1.06$  a  $1.20 \text{ m/s}$ . Esto permitía que las partículas fueran arrastradas parcialmente dentro del tubo y que siguieran avanzando en el recorrido que tenían que hacer para lograr ser expulsadas. Además, se menciona nuevamente la adherencia que experimentó el ECAT con las paredes del tubo separador debido a cargas electrostáticas, que junto a la alta velocidad del aire en el distribuidor, provocaban la pobre separación de las partículas. Por otro lado, el diseño del separador no fue el más eficiente debido a que la forma que presentaba el plato del distribuidor (horizontal) se convertía en una superficie de choque y rebote de las partículas que eran empujadas por el aire y provocaba que estas cayeran de nuevo debajo del distribuidor.

Como limitantes para el diseño se tenía la poca información proveniente de patentes y diseños previos de la empresa y otros lugares debido a la alta confidencialidad de las mismas. Así mismo, se contó con un tiempo de trabajo corto debido a atrasos en la recepción local de la muestra del ECAT y con un presupuesto bastante limitado, lo que obligó al uso de PVC como material de los tubos del separador. Otro efecto del presupuesto limitado fue el de diseño de un equipo de separación empleando un plato distribuidor y no haber desarrollado el sistema propuesto inicialmente, con el equipo adecuado para el control preciso de los flujos de aire.

Es importante mencionar que el diseño que se tenía inicialmente para realizar la separación consistía en un tubo separador con varias entradas de aire ubicadas perpendicularmente al flujo de aire con partículas de ECAT. Por motivos de la existencia de limitaciones en el método y sistema de regulación del flujo de aire no se desarrolló este sistema ya que las corrientes de aire con las que se podía trabajar resultaban demasiado fuertes provocando perturbaciones en el flujo ascendente de aire y partículas de ECAT. Al ocurrir la mezcla de flujos provocaba que todo el ECAT fuera arrastrado y no permitía que se diera la separación, motivo por el que se tuvo que diseñar el proceso de separación expuesto en el trabajo.

## VIII. CONCLUSIONES

1. El sistema propuesto para la separación corresponde a un tubo separador de  $103.0 \pm 0.1$  cm de longitud y diámetro interno de  $4.5 \pm 0.1$  cm de material PVC con un distribuidor ubicado a  $15.0 \pm 0.1$  cm de distancia de la base del tubo. (ver figura 35).
2. El distribuidor diseñado tenía forma de parábola con diámetro inferior de  $4.5 \pm 0.1$  cm en la boca y diámetro superior de  $2.0 \pm 0.1$  cm de material PET y un plato ubicado a  $6.0 \pm 0.1$  cm de  $3.5 \pm 0.1$  cm de diámetro.
3. Se logró separar tres fracciones de catalizador con composición predominante de partículas ligeras de 37-74  $\mu\text{m}$  ( $70.69 \pm 4.88\%$ ) en la fracción ligera, partículas medias de 74-105  $\mu\text{m}$  ( $45.86 \pm 2.79\%$ ) en la fracción media y partículas pesadas de 105-149  $\mu\text{m}$  ( $39.72 \pm 13.49\%$ ) en la fracción pesada.
4. Empleando una masa inicial de  $15.0 \pm 0.1$  g de ECAT, se obtuvo una separación de  $8.47 \pm 5.99\%$  ( $1.27 \pm 0.72$  g) de fracción ligera,  $52.67 \pm 36.63\%$  ( $7.90 \pm 4.35$  g) de fracción media y  $26.33 \pm 32.65\%$  ( $3.95 \pm 4.60$  g) de fracción pesada con pérdidas de  $12.53 \pm 5.49\%$  ( $1.88 \pm 0.2$  g) de pérdidas; esta separación es muy poca a comparación del 56% de fracción ligera esperado, según la distribución inicial de tamaño de partículas del ECAT.
5. Para lograr las separaciones mencionadas se empleó una velocidad de  $1.27 \pm 0.08$  m/s, con una distancia del plato separador de  $15.0 \pm 0.1$  cm de la base del separador y 10 minutos de operación basado en los resultados obtenidos de las pruebas experimentales, la cual fue poco eficiente respecto del 56% de fracción ligera esperado.
6. El incremento en la distancia del plato separador respecto de la base del tubo separador disminuía la separación obtenida de las partículas de 37-74 y 74-105  $\mu\text{m}$  debido a que a alturas bajas la fuerza de arrastre del aire es suficiente para trasladar las partículas de 74-105  $\mu\text{m}$  junto con las de 37-74  $\mu\text{m}$  hasta expulsarlas en la parte superior del equipo, basado en los resultados obtenidos y en los cálculos para corroborar diseño.
7. El incremento en la velocidad empleada del aire para la separación disminuía la cantidad obtenida de partículas de 37-74  $\mu\text{m}$  y de 74-105  $\mu\text{m}$  debido a que este incremento aumenta la fuerza de arrastre del aire y por tanto se arrastran hasta la parte superior del equipo todas las partículas de los rangos de tamaño especificados, sin lograr una separación adecuada.
8. Las pérdidas de ECAT del balance de materia se vieron acumulados en las paredes del separador debido a una atracción electrostática con el material del tubo (PVC) y fueron extraídas al momento de limpiar el tubo previo a la siguiente prueba de experimentación.

## IX. RECOMENDACIONES

- Realizar pruebas de separación variando el tiempo de residencia para determinar un tiempo adecuado para obtener la mayor cantidad de catalizador en fracción ligera sin perjudicar la separación de partículas medias en la fracción media.
- Hacer pruebas de separación empleando una corriente de aire transversal a velocidades menores a la velocidad empleada para fluidizar las partículas y evaluar la separación en tres o más fracciones ya que no se pudo realizar este método debido a limitaciones en la capacidad de regulación de la velocidad del aire.
- Diseñar un equipo experimental de separación de ECAT por fluidización con aire a escala planta piloto para poder determinar el comportamiento de las partículas y de la separación de las mismas a dimensiones más grandes.
- Evaluar el uso de un material diferente como acero al carbón para construir el equipo separador y aterrizarlo, en sustitución al PVC empleado en esta oportunidad, para evitar cargas electrostáticas y controlar de mejor manera las pérdidas de ECAT en el proceso de separación.
- Realizar diseño y pruebas de separación del ECAT en un banco de ciclones ya que estos son los equipos más adecuados y eficientes para realizar la separación de partículas sólidas.

## X. BIBLIOGRAFÍA

1. Gary, James; Glenn Handwerk; Mark Kaiser. 2007. *Petroleum refining technology and economics*. 5a ed. USA: CRC Press. 463 págs.
2. Jones, David; Pujadó, P. 2006. *Handbook of petroleum processing*. Holanda: Springer. 1353 Págs.
3. Kunii, D. & Levenspiel, O. 1991. *Fluidization engineering*. 2a ed. USA: Butterworth-Heinemann. 491 Págs.
4. McCabe, Warren; Smith Julian; Peter Harriott. 2007. *Operaciones unitarias en Ingeniería Química*. 7a ed. México: McGraw-Hill. 1189 págs.
5. Nelson, W. 1958. *Petroleum refinery engineering*. 4a ed. Tokyo: McGraw-Hill & Kogakusha. 960 págs.
6. Ortega-Rivas, Enrique. 2012. *Unit Operations of Particulate Solids: theory and practice*. USA: CRC Press. 474 págs.
7. Rhodes, Martin. 2008. *Introduction to particle technology*. 2a ed. USA: John Wiley & Sons, Ltd. 450 págs.
8. Riazi, M. R. 2005. *Characterization and Properties of Petroleum Fractions*. USA: ASTM Manual Series: MNL50. 497 págs.
9. Sadeghbeigi, Reza. 2012. *Fluid Catalytic Cracking Handbook: an expert guide to the practical operation, design and optimization of FCC Units*. 2a ed. USA: Elsevier Inc. 361 págs.
10. Speight, James. 2007. *The chemistry and technology of petroleum*. 4a ed. USA: CRC Press. 954 págs.
11. Yang, Wen-Ching. 2003. *Handbook of fluidization and fluid-particle system*. 2a ed. USA: Marcel Dekker, Inc. 839 págs.

## XI. APÉNDICE

### A. Datos originales

#### 1. Análisis granulométrico inicial de ECAT

**Cuadro 18. Datos tomados para análisis granulométrico inicial de ECAT**

Prueba No.			1	2	3
Fracción	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Tara ( $\pm 0.1$ g)	Masa final ( $\pm 0.1$ g)	Masa final ( $\pm 0.1$ g)	Masa final ( $\pm 0.1$ g)
US 60	250	534.2	534.3	534.2	534.2
US 80	177	542.4	542.7	542.6	542.6
US 100	149	528.3	528.7	528.7	528.7
US 140	105	525.8	530.1	530.1	530.7
US 200	74	514.8	529.1	529.8	529.7
US 400	37	524.7	553.7	553.1	553.0
fondos	<37	668.2	670.6	670.4	670.3
Masa ECAT usado (g)			50.0	50.0	50.0
Tiempo de tamizaje (min)			10.0	10.0	10.0

#### 2. Calibración de soplador

**Cuadro 19. Datos tomados para calibración del soplador**

Apertura de válvula (No. De vueltas)	Velocidad aire (m/s)			
	1	2	3	4
1/2	0.02	0.01	0.04	0.02
5/8	0.15	0.19	0.16	0.19
3/4	0.55	0.69	0.65	0.6
7/8	0.88	0.8	0.9	0.91
1	1.12	1.16	1.16	1.15
1 1/8	1.36	1.41	1.43	1.33
1 1/4	1.66	1.65	1.57	1.57
1 3/8	2.18	2.11	2.05	2.12
1 1/2	2.68	2.61	2.73	2.64
1 5/8	3.39	3.47	3.41	3.42
1 3/4	3.83	3.82	3.85	3.85
1 7/8	4.51	4.52	4.45	4.47
2	4.88	4.82	4.8	4.77
2 1/4	5.57	5.52	5.87	5.57

## 3. Velocidad de fluidización por tamaño de partícula

**Cuadro 20. Datos tomados para velocidad de fluidización por tamaño de partícula, diferentes alturas**

Mesh No.	Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g)	Vueltas de válvula (apertura)			Altura medida
		1	2	3	
400	4.3	3/4	3/4	3/4	4.0 $\pm$ 0.1 cm de altura
200	4.3	13/16	13/16	13/16	
140	4.3	7/8	7/8	7/8	
100	4.3	15/16	15/16	15/16	
400	4.3	13/16	13/16	13/16	54.0 $\pm$ 0.1 cm de altura
200	4.3	7/8	7/8	7/8	
140	4.3	9/10	9/10	9/10	
100	4.3	1 1/16	1 1/16	1 1/16	
400	4.3	15/16	15/16	15/16	104.0 $\pm$ 0.1 cm de altura
200	4.3	1	1	1	
140	4.3	1 1/16	1 1/16	1 1/16	
100	4.3	1 3/16	1 3/16	1 3/16	

## 4. Pruebas de separación

## a. Pruebas preliminares

Prueba No. 1

**Cuadro 21. Datos tomados en pruebas preliminar 1 de separación**

Parámetro	Valor
Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g):	10.0
Velocidad (vueltas):	1.13
Altura total ( $\pm 0.1$ cm):	103.0
Altura obstáculo ( $\pm 0.1$ cm):	27.0
Tiempo separación (min):	5.0

**Cuadro 22. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 1 de separación**

Mesh No.	Tara ( $\pm 0.1$ g)	Acumulado Liger ( $\pm 0.1$ g)	Acumulado Medio ( $\pm 0.1$ g)	Acumulado Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	534.2	534.2	534.2	n/d
US 80	542.4	542.4	542.4	n/d
US 100	528.3	528.3	528.3	n/d
US 140	525.8	525.8	526.5	n/d
US 200	514.8	515.6	517.0	n/d
US 400	524.7	525.5	528.3	n/d
fondos	668.2	668.3	668.4	n/d
Tara ( $\pm 0.1$ g)		10.1	3.4	3.4
Final ( $\pm 0.1$ g)		12.0	9.9	4.2

Prueba No. 2

**Cuadro 23. Datos tomados en prueba preliminar 2 de separación**

Parámetro	Valor
Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g):	16.1
Velocidad (vueltas):	1.00
Altura total ( $\pm 0.1$ cm):	103.0
Altura obstáculo ( $\pm 0.1$ cm):	30.0
Tiempo separación (min):	5.0

**Cuadro 24. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 2 de separación**

Mesh No.	Tara ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Medio ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	534.2	534.2	534.2	n/d
US 80	542.4	542.4	542.4	n/d
US 100	528.3	528.3	528.3	n/d
US 140	525.8	526.0	526.6	n/d
US 200	514.8	515.3	517.3	n/d
US 400	524.7	525.7	530.6	n/d
fondos	668.2	668.3	668.3	n/d
Tara ( $\pm 0.1$ g)		10.1	3.4	3.4
Final ( $\pm 0.1$ g)		11.7	12.2	4.2

Prueba No. 3

**Cuadro 25. Datos tomados en prueba preliminar 3 de separación**

Parámetro	Valor
Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g):	15.2
Velocidad (vueltas):	1.01
Altura total ( $\pm 0.1$ cm):	50.0
Altura obstáculo ( $\pm 0.1$ cm):	28.0
Tiempo separación (min):	8.0

**Cuadro 26. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 3 de separación**

Mesh No.	Tara ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Medio ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	534.2	534.2	534.2	534.2
US 80	542.4	542.4	542.4	542.6
US 100	528.3	528.3	528.3	528.5
US 140	525.8	525.8	526.0	527.1
US 200	514.8	515.4	516.1	517.1
US 400	524.7	526.3	529.0	525.3
fondos	668.2	668.3	668.5	668.3
Tara ( $\pm 0.1$ g)		10.3	3.5	3.4
Final ( $\pm 0.1$ g)		12.3	9.1	7.4

Prueba No. 4

**Cuadro 27. Datos tomados en prueba preliminar 4 de separación**

Parámetro	Valor
Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g):	15.2
Velocidad (vueltas):	1.00
Altura total ( $\pm 0.1$ cm):	50.0
Altura obstáculo ( $\pm 0.1$ cm):	28.0
Tiempo separación (min):	10.0

**Cuadro 28. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 4 de separación**

Mesh No.	Tara ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Ligerito ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Medio ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	534.2	534.2	534.2	534.2
US 80	542.4	542.4	542.4	542.5
US 100	528.3	528.3	528.3	528.5
US 140	525.8	526.2	526.3	526.5
US 200	514.8	516.0	517.4	515.2
US 400	524.7	525.8	530.1	525.0
fondos	668.2	668.3	668.3	668.3
Tara ( $\pm 0.1$ g)		10.1	3.4	3.4
Final ( $\pm 0.1$ g)		12.6	11.8	4.7

Prueba No. 5

**Cuadro 29. Datos tomados en prueba preliminar 5 de separación**

Parámetro	Valor
Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g):	16.8
Velocidad (vueltas):	1.00
Altura total ( $\pm 0.1$ cm):	113.0
Altura obstáculo ( $\pm 0.1$ cm):	50.0
Tiempo separación (min):	8.0

**Cuadro 30. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 5 de separación**

Mesh No.	Tara ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Ligerito ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Medio ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	534.2	534.2	534.2	n/d
US 80	542.4	542.4	542.4	n/d
US 100	528.3	528.3	528.3	n/d
US 140	525.8	526.4	526.0	n/d
US 200	514.8	515.5	516.5	n/d
US 400	524.7	528.1	527.5	n/d
fondos	668.2	668.3	668.4	n/d
Tara ( $\pm 0.1$ g)		3.4	3.4	3.4
Final ( $\pm 0.1$ g)		8.2	8.8	5.3

Prueba No. 6

**Cuadro 31. Datos tomados en prueba preliminar 6 de separación**

Parámetro	Valor
Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g):	15.5
Velocidad (vueltas):	0.98
Altura total ( $\pm 0.1$ cm):	103.0
Altura obstáculo ( $\pm 0.1$ cm):	30.0
Tiempo separación (min):	8.0

**Cuadro 32. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 6 de separación**

Mesh No.	Tara ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Ligerito ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Medio ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	534.2	534.2	534.2	n/d
US 80	542.4	542.4	542.4	n/d
US 100	528.3	528.3	528.3	n/d
US 140	525.8	526.2	525.9	n/d
US 200	514.8	516.8	515.8	n/d
US 400	524.7	527.6	526.1	n/d
fondos	668.2	668.4	668.4	n/d
Tara ( $\pm 0.1$ g)		10.1	3.4	3.4
Final ( $\pm 0.1$ g)		12.4	8.8	n/d

Prueba No. 7

**Cuadro 33. Datos tomados en prueba preliminar 7 de separación**

Parámetro	Valor
Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g):	18.1
Velocidad (vueltas):	1.00
Altura total ( $\pm 0.1$ cm):	103.0
Altura obstáculo ( $\pm 0.1$ cm):	30.0
Tiempo separación (min):	8.0

**Cuadro 34. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 7 de separación**

Mesh No.	Tara ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Ligerito ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Medio ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	534.2	534.2	534.2	n/d
US 80	542.4	542.4	542.4	n/d
US 100	528.3	528.3	528.3	n/d
US 140	525.8	526.4	525.8	n/d
US 200	514.8	515.5	515.4	n/d
US 400	524.7	528.1	525.1	n/d
fondos	668.2	668.3	668.3	n/d
Tara ( $\pm 0.1$ g)		10.1	3.5	3.4
Final ( $\pm 0.1$ g)		14.5	6.7	n/d

Prueba No. 8

**Cuadro 35. Datos tomados en prueba preliminar 8 de separación**

Parámetro	Valor
Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g):	16.0
Velocidad (vueltas):	1.04
Altura total ( $\pm 0.1$ cm):	103.0
Altura obstáculo ( $\pm 0.1$ cm):	70.0
Tiempo separación (min):	10.0

**Cuadro 36. Datos tomados en análisis granulométrico de prueba preliminar 8 de separación**

Mesh No.	Tara ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Ligerito ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Medio ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	534.2	534.2	534.2	n/d
US 80	542.4	542.4	542.4	n/d
US 100	528.3	528.3	528.3	n/d
US 140	525.8	526.5	526.4	n/d
US 200	514.8	516.8	517.0	n/d
US 400	524.7	528.3	527.6	n/d
fondos	668.2	668.6	668.3	n/d
Tara ( $\pm 0.1$ g)		11.1	3.5	3.4
Final ( $\pm 0.1$ g)		17.3	9.2	n/d

## b. Pruebas finales

Corrida No. 1

**Cuadro 37. Datos tomados de prueba 1 separación exitosa**

Parámetro	Valor
Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g):	15.0
Velocidad (vueltas):	1.00
Altura total ( $\pm 0.1$ cm):	103.0
Altura obstáculo ( $\pm 0.1$ cm):	15.0
Tiempo separación (min):	10.0

**Cuadro 38. Datos tomados análisis granulométrico de prueba 1 separación exitosa**

Mesh No.	Tara ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Medio ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	534.2	534.2	534.2	534.2
US 80	542.4	542.4	542.4	542.4
US 100	528.3	528.3	528.3	528.3
US 140	525.8	525.8	525.8	526.4
US 200	514.8	514.8	515.6	515.8
US 400	524.7	524.9	525.5	525.4
fondos	668.2	668.3	668.2	668.2
Tara ( $\pm 0.1$ g)		11.1	3.5	3.5
Final ( $\pm 0.1$ g)		11.4	5.1	5.9

Corrida No. 2

**Cuadro 39. Datos tomados de prueba 2 separación exitosa**

Parámetro	Valor
Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g):	15.0
Velocidad (vueltas):	1.00
Altura total ( $\pm 0.1$ cm):	103.0
Altura obstáculo ( $\pm 0.1$ cm):	15.0
Tiempo separación (min):	10.0

**Cuadro 40. Datos tomados análisis granulométrico de prueba 2 separación exitosa**

Mesh No.	Tara ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Medio ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	534.2	534.2	534.2	534.2
US 80	542.4	542.4	542.4	542.5
US 100	528.3	528.3	528.3	528.4
US 140	525.8	525.8	526.7	526.5
US 200	514.8	514.9	519.0	515.0
US 400	524.7	525.4	529.0	524.8
fondos	668.2	668.3	668.2	668.2
Tara ( $\pm 0.1$ g)		11.1	3.5	3.5
Final ( $\pm 0.1$ g)		12.3	15.1	4.7

Corrida No. 3

**Cuadro 41. Datos tomados de prueba 3 separación exitosa**

Parámetro	Valor
Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g):	15.0
Velocidad (vueltas):	1.00
Altura total ( $\pm 0.1$ cm):	103.0
Altura obstáculo ( $\pm 0.1$ cm):	15.0
Tiempo separación (min):	10.0

**Cuadro 42. Datos tomados análisis granulométrico de prueba 3 separación exitosa**

Mesh No.	Tara ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Medio ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	534.2	534.2	534.2	534.2
US 80	542.4	542.4	542.4	542.5
US 100	528.3	528.3	528.3	528.4
US 140	525.8	525.8	526.5	526.6
US 200	514.8	515.2	519.1	515.6
US 400	524.7	525.8	529.2	525.0
fondos	668.2	668.3	668.3	668.2
Tara ( $\pm 0.1$ g)		11.1	3.5	3.5
Final ( $\pm 0.1$ g)		12.7	12.8	5.5

Corrida No. 4

**Cuadro 43. Datos tomados de prueba 4 separación exitosa**

Parámetro	Valor
Masa ECAT ( $\pm 0.1$ g):	15.0
Velocidad (vueltas):	1.00
Altura total ( $\pm 0.1$ cm):	103.0
Altura obstáculo ( $\pm 0.1$ cm):	15.0
Tiempo separación (min):	10.0

**Cuadro 44. Datos tomados análisis granulométrico de prueba 4 separación exitosa**

Mesh No.	Tara ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Medio ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	534.2	534.2	534.2	534.2
US 80	542.4	542.4	542.4	542.5
US 100	528.3	528.3	528.3	528.5
US 140	525.8	525.8	526.4	526.6
US 200	514.8	515.4	518.8	515.6
US 400	524.7	526.3	529.2	525.0
fondos	668.2	668.3	668.2	668.2
Tara ( $\pm 0.1$ g)		11.1	3.5	3.5
Final ( $\pm 0.1$ g)		13.1	12.6	5.5

## B. Cálculos de muestra

### Cálculo No. 1: Masa de catalizador ECAT acumulado en tamiz

Para realizar el análisis granulométrico del catalizador inicial y de las fracciones separadas con el tubo separador, se requirió emplear el tamizador junto con una serie de tamices con diferente tamaño de partícula. Para determinar la masa que se acumuló en cada tamiz se necesitó conocer la masa de los tamices limpios y vacíos y la masa de los tamices con la masa acumulada.

#### Ecuación No. 45

$$Masa\ acumulada\ por\ plato = Masa\ final\ plato - masa\ plato\ vacío$$

Por ejemplo, para determinar la masa de catalizador que se acumuló en el tamiz US No. 400 para la determinación de la distribución inicial de partículas para el catalizador sin mezclar (cuadro 16):

$$Masa\ acumulada\ por\ plato = (553.7 \pm 0.1g) - (524.7 \pm 0.1g) = 29.0 \pm 0.1g$$

El mismo cálculo se realizó para todos los tamices (US No. 200, 140, 100, 80, 60 y fondo) para todas las corridas donde se empleó el tamizador.

### Cálculo No. 2: Masa total de catalizador ECAT acumulado en los tamices

La determinación de la masa total de catalizador se realizó para conocer la masa total de catalizador que se acumuló en los diferentes platos y después poder calcular el porcentaje que correspondía a cada fracción.

#### Ecuación No. 46

$$Masa\ total\ ECAT = \sum_{i=1}^n Masa\ acumulada\ por\ plato_i$$

Por ejemplo, para determinar la masa total de catalizador ECAT acumulado en los tamices para la determinación de la distribución inicial de partículas para el catalizador sin mezclar (cuadro 39):

#### *Masa total ECAT*

$$\begin{aligned} &= (0.1 \pm 0.1g) + (0.3 \pm 0.1g) + (0.4 \pm 0.1g) + (4.3 \pm 0.1g) + (14.3 \pm 0.1g) \\ &+ (29.0 \pm 0.1g) + (2.4 \pm 0.1g) = 50.8 \pm 0.3g \end{aligned}$$

El mismo cálculo se realizó para todas las corridas donde se empleó el tamizador, tanto en la distribución de partículas inicial para el catalizador como para los análisis de las fracciones obtenidas en el separador.

Cálculo No. 3: Fracción acumulada en cada tamiz (por tamaño de partícula)

En el análisis granulométrico realizado al catalizador en cada ocasión requería determinar la fracción acumulada en cada tamiz que indica la fracción por tamaño de partícula. Para realizar este cálculo se requería de la masa total de catalizador en los tamices y la masa de catalizador en cada tamiz.

**Ecuación No. 47**

$$Fracción_i = \%_i = \frac{masa\ en\ plato_i}{masa\ total}$$

Por ejemplo, para el tamiz con tamaño de mesh US. No. 400 en la primera corrida de la distribución de partículas inicial para el catalizador (cuadro 39):

$$Fracción_{US400} = \%_{US400} = \frac{29.0 \pm 0.1g}{50.8 \pm 0.3g} = 57.087 \pm 0.007\%$$

El mismo cálculo se realizó para todos los tamices con tamaño de mesh US. No. 60, 80, 100, 140, 200, 400 y fondos (más pequeño que US 400) para todas las corridas en las que se tamizó tanto en la distribución inicial de partículas como para los análisis granulométricos realizados a las fracciones separadas de catalizador.

Cálculo No. 4: Masa acumulada por fracción separada

Para determinar la separación lograda con el separador se requirió determinar la masa de catalizador separado en cada fracción del mismo (ligero, medio y pesado). Para ello se requirió determinar la tara de la bolsa donde se almacenó cada fracción y la masa final de la bolsa con el catalizador. A través de la diferencia de masas se determinó la masa acumulada por fracción separada.

$$Masa\ fracción\ ligera = Masa\ acumulada\ ligera - Tara\ bolsa\ receptora$$

Por ejemplo, para la fracción ligera separada en la primera corrida de las pruebas finales de separación (cuadro 39):

$$Masa\ fracción\ ligera = (11.4 \pm 0.1g) - (11.1 \pm 0.1g) = 0.3 \pm 0.1g$$

El mismo cálculo se realizó para todas las fracciones ligeras, medias y pesadas variando en cada una de ellas la tara de la bolsa receptora (para fracción ligera la tara fue de  $11.1 \pm 0.1g$ , para la fracción media la tara fue de  $3.5 \pm 0.1g$  y para la fracción pesada la tara fue de  $3.5 \pm 0.1g$ ).

Cálculo No. 5: Determinación de la velocidad de aire en m/s

Para determinar la velocidad del aire en m/s que se empleó para las separaciones y para determinar las velocidades mínimas de fluidización se debió realizar una calibración a la velocidad del aire en función del grado de apertura de la válvula reguladora de flujo. Por comodidad al experimentar, las unidades del grado de apertura fueron fracciones de vuelta de la manija de la válvula. Con los datos obtenidos de la calibración (cuadro 41) se determinó los parámetros de pendiente e intersección con el eje de la curva de calibración, los cuales son:  $m = 3.344556$ ,  $b = -2.07602$ ,  $R^2 = 0.976768$  que se muestran en el cuadro 42 que forman la siguiente ecuación:

**Ecuación No. 48**

$$Velocidad \left[ \frac{m}{s} \right] = 3.344556(\text{vueltas de válvula}) - 2.07602$$

Teniendo la ecuación de calibración y los datos tomados de la corrida se puede determinar la velocidad en m/s. Por ejemplo, para determinar la velocidad en m/s que correspondía a la velocidad de fluidización para el tamaño de partícula correspondiente al tamiz No. US 400 (cuadro 13):

$$Velocidad \left[ \frac{m}{s} \right] = 3.344556 \left( \frac{3}{4} \pm \frac{1}{16} \right) - 2.07602 = 0.4324 \pm 0.0360 \frac{m}{s}$$

El mismo cálculo se realizó para determinar todas las velocidades del aire en m/s ya que todas se habían medido con vueltas de la manija de apertura de la válvula.

Cálculo No. 6: Determinación de la velocidad después del distribuidor

Luego de haber realizado las pruebas de separación con el distribuidor, se dispuso a determinar las velocidades que alcanzaba en cada punto del mismo, para determinar si las partículas podrían ser separadas adecuadamente.

Para comenzar, se dividió en tres secciones el distribuidor: la primera consiste en una contracción del canal formada por la boquilla, la segunda en una contracción del canal formada por el plato y la tercera consiste en una expansión del canal hasta recuperar el diámetro inicial del tubo separador. Se toma como referencia la altura a la que se encuentra el distribuidor.

En la primera sección, tomando la parte más ancha como inicio (a) y la parte más estrecha como el final (b), empleando la ecuación de Bernoulli (ecuación No. 17) y asumiendo que no existe caída de presión debido a que no se pudo medir, se tiene que:

$$g(Z_a - Z_b) = \frac{(K_c + K_e)(u_a^2 - u_b^2)}{2}$$

Despejando para la velocidad en b:

$$u_b = \sqrt{u_a^2 - \frac{2g(Z_a - Z_b)}{K_c}} = \sqrt{u_a^2 - \frac{2g(Z_a - Z_b)}{0.4 \left( 1 - \frac{S_b}{S_a} \right)}} = \sqrt{u_a^2 - \frac{2g(Z_a - Z_b)}{0.4 \left( 1 - \frac{D_b^2}{D_a^2} \right)}}$$

Evaluando, se tiene que  $u_a = 1.27 \pm 0.08$  m/s,  $g = 9.81$  m/s<sup>2</sup>,  $Z_a = 0$ ,  $Z_b = 0.04$  m,  $D_a = 0.045 \pm 0.0001$  m,  $D_b = 0.02 \pm 0.0001$  m:

$$u_b = \sqrt{\left(1.27 \pm 0.08 \frac{m}{s}\right)^2 - \frac{2 \left(9.81 \frac{m}{s^2}\right) (0 - 0.04)m}{0.4 \left(1 - \frac{(0.02 \pm 0.0001m)^2}{(0.045 \pm 0.0001m)^2}\right)}} = 2.014 \pm 0.03 \frac{m}{s}$$

Siguiendo con la segunda sección, se tiene que  $Z_c = 0.06$  m,  $D_c = 0.01 \pm 0.0001$  m, y empleando la misma ecuación derivada para determinar la velocidad en b:

$$u_c = \sqrt{\left(2.014 \pm 0.03 \frac{m}{s}\right)^2 - \frac{2 \left(9.81 \frac{m}{s^2}\right) (0.04 - 0.06)m}{0.4 \left(1 - \frac{(0.01 \pm 0.0001m)^2}{(0.02 \pm 0.0001m)^2}\right)}} = 2.316 \pm 0.03 \frac{m}{s}$$

Por último, para la tercera sección, se tiene que  $D_d = 0.045 \pm 0.0001$  m y  $Z_d = 0.08$  m, y empleando la misma ecuación derivada para determinar la velocidad en b modificando el factor de expansión:

$$u_c = \sqrt{\left(2.316 \pm 0.015 \frac{m}{s}\right)^2 - \frac{2 \left(9.81 \frac{m}{s^2}\right) (0.06 - 0.08)m}{\left(1 - \frac{(0.045 \pm 0.0001m)^2}{(0.01 \pm 0.0001m)^2}\right)}} = 2.41 \pm 0.03 \frac{m}{s}$$

Para determinar si se logrará una separación de partículas basándose en que las partículas de 74-105  $\mu$ m tienen diferente velocidad de arrastre que las partículas de 30-74  $\mu$ m, al realizar la comparación de la velocidad a la salida del distribuidor con las velocidades de ambas fracciones se tiene que:

Velocidad de arrastre necesaria para que las partículas en el rango de 30-74  $\mu$ m puedan escapar: 1.060 $\pm$ 0.1 m/s

Velocidad de arrastre necesaria para que las partículas en el rango de 74-105  $\mu$ m puedan escapar: 1.269 $\pm$ 0.1 m/s

Al comparar ambas velocidades, la velocidad a la que se traslada el aire es mayor que ambas velocidades mencionadas, por lo que se determina que no se alcanzaría una separación buena empleando este distribuidor.

## C. Análisis de error

Cálculo No. 7: Incertidumbre de la masa de catalizador ECAT acumulado en tamiz

Para determinar la propagación de error de la masa de catalizador ECAT acumulado en tamiz, donde se emplea la operación de suma y resta, se debe emplear la siguiente ecuación:

**Ecuación No. 49**

$$\text{Incertidumbre} = S_y = \sqrt{(S_a)^2 + (S_b)^2 + \dots}$$

Donde  $S_y$  = incertidumbre de la operación;  $y$  = resultado de la operación;  $S_a$  = incertidumbre del valor  $a$ ;  $a$  = valor empleado para calcular  $y$ ;  $S_b$  = incertidumbre del valor  $b$ ;  $b$  = valor empleado para calcular  $y$ .

De esta manera, para la determinación de la masa por plato del plato No. US 400 en la primera corrida del análisis granulométrico inicial para el ECAT:

$$\text{Incertidumbre} = \sqrt{(0.1g)^2 + (0.1g)^2} = \pm 0.1g$$

El mismo cálculo se realizó para los demás platos en todas las corridas de los análisis granulométricos realizados para el ECAT.

Cálculo No. 8: Incertidumbre de la masa total de catalizador ECAT acumulado en tamices

Para determinar la propagación de error de la masa total de catalizador ECAT acumulado en tamices, donde se empleó una operación de resta, se debe emplear la ecuación No. 24. Por ejemplo, para la determinación de la masa total del catalizador en la primera corrida del análisis granulométrico inicial para el ECAT:

$$\text{Incertidumbre} = \sqrt{(0.1g)^2 + (0.1g)^2 + (0.1g)^2 + (0.1g)^2 + (0.1g)^2 + (0.1g)^2 + (0.1g)^2} = \pm 0.3g$$

Cálculo No. 9: Incertidumbre de la fracción acumulada en cada tamiz (por tamaño de partícula)

Para determinar la propagación de error de la fracción acumulada en cada tamiz (por tamaño de partícula), donde se empleó una operación de división, se debe emplear la siguiente ecuación:

**Ecuación No. 50**

$$\text{Incertidumbre} = S_y = y * \sqrt{\left(\frac{S_a}{a}\right)^2 + \left(\frac{S_b}{b}\right)^2 + \dots}$$

Donde  $S_y$  = incertidumbre de la operación;  $y$  = resultado de la operación;  $S_a$  = incertidumbre del valor  $a$ ;  $a$  = valor empleado para calcular  $y$ ;  $S_b$  = incertidumbre del valor  $b$ ;  $b$  = valor empleado para calcular  $y$ .

Por ejemplo, para la para el tamiz con tamaño de mesh US. No. 400 en la primera corrida de la distribución de partículas inicial para el catalizador (cuadro 16):

$$\text{Incertidumbre} = S_y = (57.087\%) * \sqrt{\left(\frac{0.1g}{29.0g}\right)^2 + \left(\frac{0.3g}{50.8g}\right)^2} = \pm 0.007\%$$

El mismo cálculo se realizó para los demás tamices en todos los análisis granulométricos realizados.

Cálculo No. 10: Incertidumbre de la masa acumulada por fracción separada

Para determinar la propagación de error de la masa acumulada por fracción separada, donde se empleó una operación de resta, se debe emplear la ecuación No. 24. Por ejemplo, para la fracción ligera separada en la primera corrida de las pruebas finales de separación (Cuadro 16):

$$\text{Incertidumbre} = \sqrt{(0.1g)^2 + (0.1g)^2} = \pm 0.1g$$

El mismo cálculo se realizó para las demás fracciones separadas en todas las corridas realizadas.

Cálculo No. 11: Promedio de la fracción acumulada en cada tamiz (por tamaño de partícula)

Debido a que se realizó tres pruebas por cada experimento, se calculó el promedio de la fracción acumulada en cada tamiz (por tamaño de partícula) para tener un valor promedio para cada experimento distinto.

#### **Ecuación No. 51**

$$\text{Promedio} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i}{n}$$

Donde Xi barra = promedio calculado, xi = valor que forma el promedio, n = número de datos con los que se calculó el promedio.

Por ejemplo, para la masa de catalizador acumulado en el tamiz tamaño No. US 400 para la fracción ligera de las separaciones finales:

$$\text{Promedio} = \frac{(66.67\% + 77.78\% + 68.75\% + 69.75\%)}{4} = 70.69\%$$

El mismo cálculo se realizó para los demás tamices para la fracción ligera, media y pesada de la separación y para todos los cálculos donde se realizó un promedio.

Cálculo No. 12: Desviación estándar de la fracción acumulada en cada tamiz (por tamaño de partícula)

Para determinar la desviación estándar de la fracción acumulada en cada tamiz (por tamaño de partícula) se empleó la siguiente ecuación:

#### **Ecuación No. 52**

$$\text{Desviación estándar} = \frac{\sum_{i=1}^n |\bar{x}_i - x_i|}{n}$$

Donde Xi barra = promedio calculado, xi = valor que forma el promedio, n = número de datos con los que se calculó el promedio.

Por ejemplo, para la masa de catalizador acumulado en el tamiz tamaño No. US 400 para la fracción ligera de las separaciones finales:

*Desviación estándar*

$$= \frac{|70.69\% - 66.67\%| + |70.69\% - 77.78\%| + |70.69\% - 68.75\%| + |70.69\% - 69.57\%|}{4} = 4.88\%$$

El mismo cálculo se realizó para los demás tamices para la fracción ligera, media y pesada de la separación y para todos los cálculos donde se realizó un promedio.

## D. Datos calculados

### 1. Análisis granulométrico inicial del ECAT

**Cuadro 45. Datos obtenidos para análisis granulométrico inicial de ECAT**

Prueba No.		1		2		3	
Fracción	Tamaño (µm)	Masa en plato (±0.1 g)	Fracción del total (±0.007 %)	Masa en plato (±0.1 g)	Fracción del total (±0.007 %)	Masa en plato (±0.1 g)	Fracción del total (±0.007 %)
US 60	250	0.1	0.197	0.0	0.000	0.0	0.000
US 80	177	0.3	0.591	0.2	0.396	0.2	0.394
US 100	149	0.4	0.787	0.4	0.792	0.4	0.787
US 140	105	4.3	8.465	4.3	8.515	4.9	9.646
US 200	74	14.3	28.150	15.0	29.703	14.9	29.331
US 400	37	29.0	57.087	28.4	56.238	28.3	55.709
fondos	<37	2.4	4.724	2.2	4.356	2.1	4.134
Masa ECAT total (±0.3 g)		50.8		50.5		50.8	

Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa.

**Cuadro 46. Datos promedio obtenidos para análisis granulométrico inicial de ECAT**

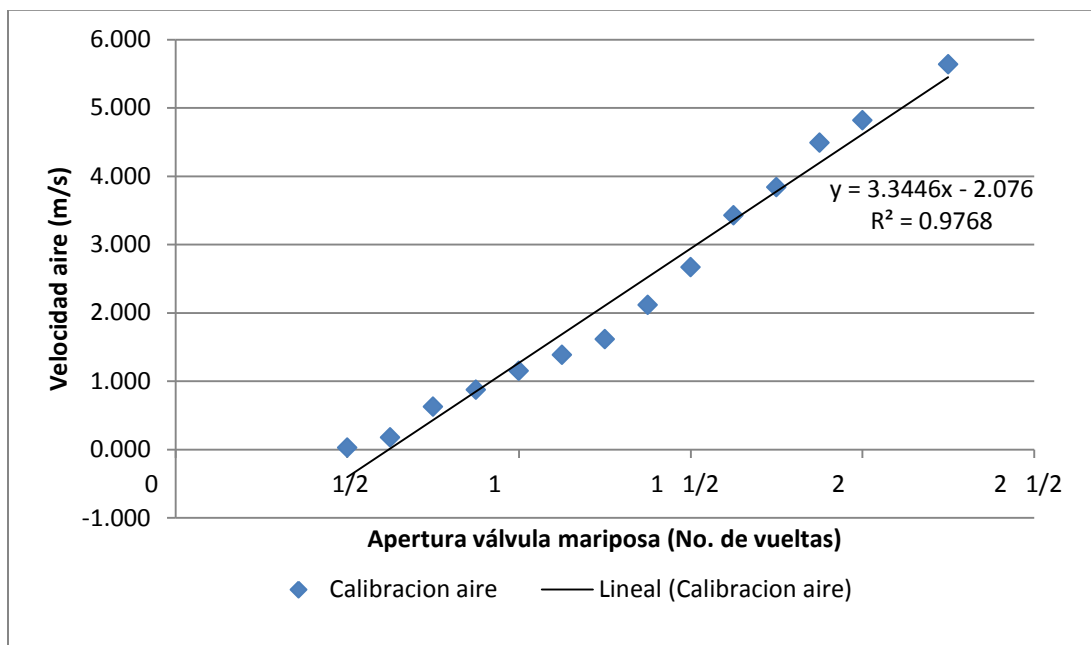
Fracción	Tamaño (µm)	Fracción del total (%)	
		Promedio	Desviación
US 60	250	0.066	0.114
US 80	177	0.460	0.113
US 100	149	0.789	0.003
US 140	105	8.875	0.668
US 200	74	29.061	0.811
US 400	37	56.344	0.695
fondos	<37	4.405	0.298

Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa.

## 2. Calibración del soplador

**Cuadro 47. Datos obtenidos promedio para calibración de soplador**

Apertura de válvula (No. De vueltas)	Velocidad aire (m/s)	
	Promedio	Desviación
1/2	0.023	0.013
5/8	0.173	0.021
3/4	0.623	0.061
7/8	0.873	0.050
1	1.148	0.019
1 1/8	1.383	0.046
1 1/4	1.613	0.049
1 3/8	2.115	0.053
1 1/2	2.665	0.052
1 5/8	3.423	0.034
1 3/4	3.838	0.015
1 7/8	4.488	0.033
2	4.818	0.046
2 1/4	5.633	0.160

**Figura 38. Curva de calibración de soplador**

**Cuadro 48. Parámetros obtenidos de la calibración de soplador**

Ecuación de la recta	
Pendiente (m)	3.344556
Intersección eje (b)	-2.07602
Coefficiente correlación (R <sup>2</sup> )	0.976768

## 3. Velocidad de fluidización

**Cuadro 49. Datos promedio obtenidos de la velocidad de fluidización a diferentes alturas**

Mesh No.	Masa ECAT (g)	Velocidad requerida ( $\pm 0.040$ m/s) en función de altura		
		4.0 $\pm$ 0.1 cm	54.0 $\pm$ 0.1 cm	104.0 $\pm$ 0.1 cm
400	4.3	0.432	0.641	1.060
200	4.3	0.641	0.850	1.269
140	4.3	0.725	1.269	1.478
100	4.3	1.060	1.478	1.896

## 4. Pruebas de separación

## a. Pruebas preliminares

Prueba No. 1

**Cuadro 50. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 1**

Mesh No.	Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Medio ( $\pm 0.1$ g)	Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	0.0	0.0	n/d
US 80	0.0	0.0	n/d
US 100	0.0	0.0	n/d
US 140	0.0	0.7	n/d
US 200	0.8	2.2	n/d
US 400	0.8	3.6	n/d
fondos	0.1	0.2	n/d
Masa ( $\pm 0.1$ g)	1.9	6.5	0.8
Masa total ( $\pm 0.1$ g)	9.2		

Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa.

**Cuadro 51. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 1**

Mesh No.	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Ligero ( $\pm 0.007\%$ )	Medio ( $\pm 0.007\%$ )	Pesado ( $\pm 0.007\%$ )
US 60	250	0.000	0.000	n/d
US 80	177	0.000	0.000	n/d
US 100	149	0.000	0.000	n/d
US 140	105	0.000	10.448	n/d
US 200	74	47.059	32.836	n/d
US 400	37	47.059	53.731	n/d
fondos	<37	5.882	2.985	n/d

Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa.

Prueba No. 2

**Cuadro 52. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 2**

Mesh No.	Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Medio ( $\pm 0.1$ g)	Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	0.0	0.0	n/d
US 80	0.0	0.0	n/d
US 100	0.0	0.0	n/d
US 140	0.2	0.8	n/d
US 200	0.5	2.5	n/d
US 400	1.0	5.9	n/d
fondos	0.1	0.1	n/d
Masa ( $\pm 0.1$ g)	1.6	8.8	0.8

Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa.

**Cuadro 53. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 2**

Mesh No.	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Ligero ( $\pm 0.007\%$ )	Medio ( $\pm 0.007\%$ )	Pesado ( $\pm 0.007\%$ )
US 60	250	0.000	0.000	n/d
US 80	177	0.000	0.000	n/d
US 100	149	0.000	0.000	n/d
US 140	105	11.111	8.602	n/d
US 200	74	27.778	26.882	n/d
US 400	37	55.556	63.441	n/d
fondos	<37	5.556	1.075	n/d

Prueba No. 3

**Cuadro 54. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 3**

Mesh No.	Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Medio ( $\pm 0.1$ g)	Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	0.0	0.0	0.0
US 80	0.0	0.0	0.2
US 100	0.0	0.0	0.2
US 140	0.0	0.2	1.3
US 200	0.6	1.3	2.3
US 400	1.6	4.3	0.6
fondos	0.1	0.3	0.1
Masa ( $\pm 0.1$ g)	2.0	5.6	4.0

**Cuadro 55. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 3**

Mesh No.	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Ligero ( $\pm 0.007\%$ )	Medio ( $\pm 0.007\%$ )	Pesado ( $\pm 0.007\%$ )
US 60	250	0.000	0.000	0.000
US 80	177	0.000	0.000	4.255
US 100	149	0.000	0.000	4.255
US 140	105	0.000	3.279	27.660
US 200	74	26.087	21.311	48.936
US 400	37	69.565	70.492	12.766
fondos	<37	4.348	4.918	2.128

Prueba No. 4

**Cuadro 56. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 4**

Mesh No.	Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Medio ( $\pm 0.1$ g)	Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	0.0	0.0	0.0
US 80	0.0	0.0	0.1
US 100	0.0	0.0	0.2
US 140	0.4	0.5	0.7
US 200	1.2	2.6	0.4
US 400	1.1	5.4	0.3
fondos	0.1	0.1	0.1
Masa ( $\pm 0.1$ g)	2.5	8.4	1.3

Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa.

**Cuadro 57. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 4**

Mesh No.	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Ligero ( $\pm 0.007\%$ )	Medio ( $\pm 0.007\%$ )	Pesado ( $\pm 0.007\%$ )
US 60	250	0.000	0.000	0.000
US 80	177	0.000	0.000	5.556
US 100	149	0.000	0.000	11.111
US 140	105	14.286	5.814	38.889
US 200	74	42.857	30.233	22.222
US 400	37	39.286	62.791	16.667
fondos	<37	3.571	1.163	5.556

Prueba No. 5

**Cuadro 58. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 5**

Mesh No.	Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Medio ( $\pm 0.1$ g)	Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	0.0	0.0	n/d
US 80	0.0	0.0	n/d
US 100	0.0	0.0	n/d
US 140	0.6	0.2	n/d
US 200	0.7	1.7	n/d
US 400	3.4	2.8	n/d
fondos	0.1	0.2	n/d
Masa ( $\pm 0.1$ g)	4.8	5.4	1.9

**Cuadro 59. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 5**

Mesh No.	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Ligero ( $\pm 0.007\%$ )	Medio ( $\pm 0.007\%$ )	Pesado ( $\pm 0.007\%$ )
US 60	250	0.000	0.000	n/d
US 80	177	0.000	0.000	n/d
US 100	149	0.000	0.000	n/d
US 140	105	12.500	4.082	n/d
US 200	74	14.583	34.694	n/d
US 400	37	70.833	57.143	n/d
fondos	<37	2.083	4.082	n/d

Prueba No. 6

**Cuadro 60. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 6**

Mesh No.	Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Medio ( $\pm 0.1$ g)	Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	0.0	0.0	n/d
US 80	0.0	0.0	n/d
US 100	0.0	0.0	n/d
US 140	0.4	0.1	n/d
US 200	2.0	1.0	n/d
US 400	2.9	1.4	n/d
fondos	0.2	0.2	n/d
Masa ( $\pm 0.1$ g)	2.3	5.4	n/d

**Cuadro 61. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 6**

Mesh No.	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Ligero ( $\pm 0.007\%$ )	Medio ( $\pm 0.007\%$ )	Pesado ( $\pm 0.007\%$ )
US 60	250	0.000	0.000	n/d
US 80	177	0.000	0.000	n/d
US 100	149	0.000	0.000	n/d
US 140	105	7.273	3.704	n/d
US 200	74	36.364	37.037	n/d
US 400	37	52.727	51.852	n/d
fondos	<37	3.636	7.407	n/d

Prueba No. 7

**Cuadro 62. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 7**

Mesh No.	Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Medio ( $\pm 0.1$ g)	Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	0.0	0.0	n/d
US 80	0.0	0.0	n/d
US 100	0.0	0.0	n/d
US 140	0.6	0.0	n/d
US 200	0.7	0.6	n/d
US 400	3.4	0.4	n/d
fondos	0.1	0.1	n/d
Masa ( $\pm 0.1$ g)	4.4	3.2	n/d

**Cuadro 63. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 7**

Mesh No.	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Ligero ( $\pm 0.007\%$ )	Medio ( $\pm 0.007\%$ )	Pesado ( $\pm 0.007\%$ )
US 60	250	0.000	0.000	n/d
US 80	177	0.000	0.000	n/d
US 100	149	0.000	0.000	n/d
US 140	105	12.500	0.000	n/d
US 200	74	14.583	54.545	n/d
US 400	37	70.833	36.364	n/d
fondos	<37	2.083	9.091	n/d

Prueba No. 8

**Cuadro 64. Datos intermedios de análisis granulométrico, prueba preliminar 8**

Mesh No.	Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Medio ( $\pm 0.1$ g)	Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	0.0	0.0	n/d
US 80	0.0	0.0	n/d
US 100	0.0	0.0	n/d
US 140	0.7	0.6	n/d
US 200	2.0	2.2	n/d
US 400	3.6	2.9	n/d
fondos	0.4	0.1	n/d
Masa ( $\pm 0.1$ g)	6.2	5.7	n/d

**Cuadro 65. Porcentajes de fracciones en análisis granulométrico, prueba preliminar 8**

Mesh No.	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Ligero ( $\pm 0.007\%$ )	Medio ( $\pm 0.007\%$ )	Pesado ( $\pm 0.007\%$ )
US 60	250	0.000	0.000	n/d
US 80	177	0.000	0.000	n/d
US 100	149	0.000	0.000	n/d
US 140	105	10.448	10.345	n/d
US 200	74	29.851	37.931	n/d
US 400	37	53.731	50.000	n/d
fondos	<37	5.970	1.724	n/d

## b. Pruebas finales

Corrida No. 1

**Cuadro 66. Datos calculados de masas acumuladas por plato para corrida exitosa 1**

Mesh No.	Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Medio ( $\pm 0.1$ g)	Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	0.0	0.0	0.0
US 80	0.0	0.0	0.0
US 100	0.0	0.0	0.0
US 140	0.0	0.0	0.6
US 200	0.0	0.8	1.0
US 400	0.2	0.8	0.7
fondos	0.1	0.0	0.0
Masa ( $\pm 0.1$ g)	0.3	1.6	2.4
Masa total ( $\pm 0.1$ g)	4.3		

Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa.

**Cuadro 67. Datos calculados de distribución de partícula para corrida exitosa 1**

Mesh No.	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Ligero ( $\pm 0.007\%$ )	Medio ( $\pm 0.007\%$ )	Pesado ( $\pm 0.007\%$ )
US 60	250	0.000	0.000	0.000
US 80	177	0.000	0.000	0.000
US 100	149	0.000	0.000	0.000
US 140	105	0.000	0.000	26.087
US 200	74	0.000	50.000	43.478
US 400	37	66.667	50.000	30.435
fondos	<37	33.333	0.000	0.000

Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa.

Corrida No. 2

**Cuadro 68. Datos calculados de masas acumuladas por plato para corrida exitosa 2**

Mesh No.	Retenido Liger ( $\pm 0.1$ g)	Retenido Medio ( $\pm 0.1$ g)	Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	534.2	534.2	0.0
US 80	542.4	542.4	0.1
US 100	528.3	528.3	0.1
US 140	525.8	526.7	0.7
US 200	514.9	519.0	0.2
US 400	525.4	529.0	0.1
fondos	668.3	668.2	0.0
Masa ( $\pm 0.1$ g)	1.2	11.6	1.2
Masa total ( $\pm 0.1$ g)	14.0		

Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa.

**Cuadro 69. Datos calculados de distribución de partícula para corrida exitosa 2**

Mesh No.	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Ligero ( $\pm 0.007\%$ )	Medio ( $\pm 0.007\%$ )	Pesado ( $\pm 0.007\%$ )
US 60	250	0.000	0.000	0.000
US 80	177	0.000	0.000	8.333
US 100	149	0.000	0.000	8.333
US 140	105	0.000	9.574	58.333
US 200	74	11.111	44.681	16.667
US 400	37	77.778	45.745	8.333
fondos	<37	11.111	0.000	0.000

Nota: Los porcentajes mostrados se refieren a porcentaje en masa.

Corrida No. 3

**Cuadro 70. Datos calculados de masas acumuladas por plato para corrida exitosa 3**

Mesh No.	Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Medio ( $\pm 0.1$ g)	Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	0.0	0.0	0.0
US 80	0.0	0.0	0.1
US 100	0.0	0.0	0.1
US 140	0.0	0.7	0.8
US 200	0.4	4.3	0.8
US 400	1.1	4.5	0.3
fondos	0.1	0.1	0.0
Masa ( $\pm 0.1$ g)	1.6	9.3	2.0
Masa total ( $\pm 0.1$ g)	12.9		

**Cuadro 71. Datos calculados de distribución de partícula para corrida exitosa 3**

Mesh No.	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Ligero ( $\pm 0.007\%$ )	Medio ( $\pm 0.007\%$ )	Pesado ( $\pm 0.007\%$ )
US 60	250	0.000	0.000	0.000
US 80	177	0.000	0.000	4.762
US 100	149	0.000	0.000	4.762
US 140	105	0.000	7.292	38.095
US 200	74	25.000	44.792	38.095
US 400	37	68.750	46.875	14.286
fondos	<37	6.250	1.042	0.000

Corrida No. 4

**Cuadro 72. Datos calculados de masas acumuladas por plato para corrida exitosa 4**

Mesh No.	Ligero ( $\pm 0.1$ g)	Medio ( $\pm 0.1$ g)	Fondo ( $\pm 0.1$ g)
US 60	0.0	0.0	0.0
US 80	0.0	0.0	0.1
US 100	0.0	0.0	0.2
US 140	0.0	0.6	0.8
US 200	0.6	4.0	0.8
US 400	1.6	4.5	0.3
fondos	0.1	0.0	0.0
Masa ( $\pm 0.1$ g)	2.0	9.1	2.0
Masa total ( $\pm 0.1$ g)	13.1		

**Cuadro 73. Datos calculados de distribución de partícula para corrida exitosa 4**

Mesh No.	Tamaño ( $\mu\text{m}$ )	Ligero ( $\pm 0.007\%$ )	Medio ( $\pm 0.007\%$ )	Pesado ( $\pm 0.007\%$ )
US 60	250	0.000	0.000	0.000
US 80	177	0.000	0.000	4.545
US 100	149	0.000	0.000	9.091
US 140	105	0.000	6.593	36.364
US 200	74	26.087	43.956	36.364
US 400	37	69.565	49.451	13.636
fondos	<37	4.348	0.000	0.000

## E. Especificaciones técnicas de equipo

**Cuadro 74. Ventilador**

Marca	Kohlbach
Modelo	11 89
Potencia	0.5 hp
Velocidad de giro	1745 rpm
Consumo eléctrico	110/220
Frecuencia	60 Hz

**Cuadro 75. Tamizador**

Marca	Tyler
Modelo	RX-29
Tipo	Rotap
Serie	19183

**Cuadro 76. Motor del tamizador**

Marca	Baldor Electric Co.
Modelo	34C647-5506
Marco	56C
Serie	W1199
Potencia	1/4 hp TE
Voltaje	115/208-230
Amperaje	5/2.6-2.5
Velocidad	1725 rpm
Frecuencia	60 Hz
Clase	B

**Cuadro 77. Tamices empleados**

Marca	W.S. Tyler
Certificación	ASTM E 11, ISO 565, ISO 3310-1, BS 410
Modelos	US 60, 80, 100, 140, 200, 400

**Cuadro 78. Balanza digital**

Marca	Ohaus
Modelo	Scout Pro
Rango	0-2200 g
Incertidumbre	0.1 g

**Cuadro 79. Anemómetro de varilla**

Marca	TSI Alnor
Modelo	Velometer AVM440
Rango	0-100 m/s
Incertidumbre	0.1 m/s

## F. Registro gráfico de experimentación

**Figura 39. Equipo y tubo separador**

Imagen tomada en Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.

Izquierda – motor y ventilador; Derecha – tubo separador

**Figura 40. Fluidización ECAT diferentes tamaños de partícula**

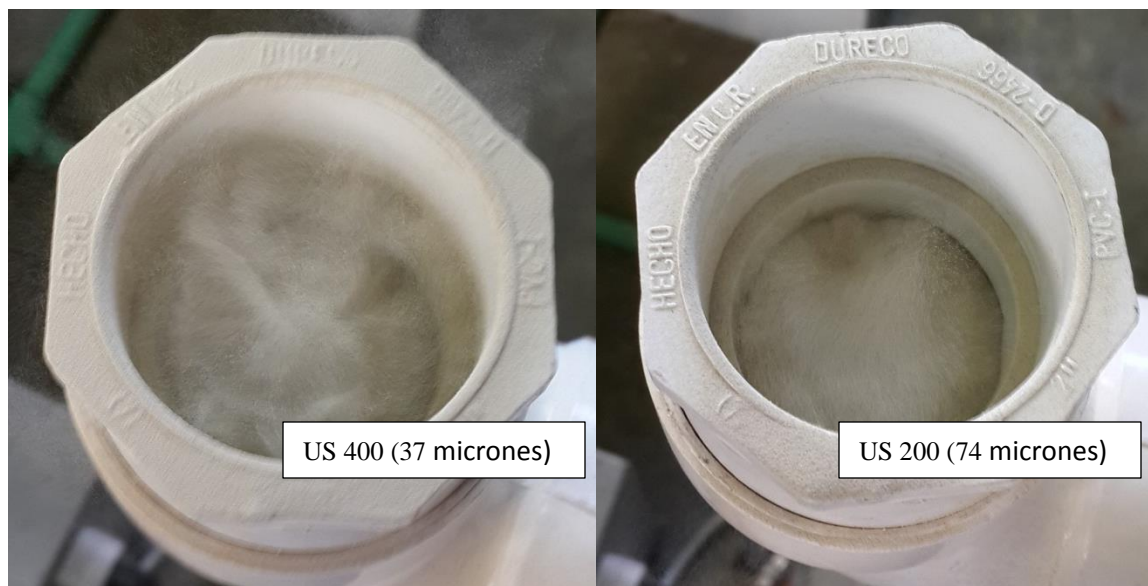


Imagen tomada en Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.

**Figura 41. Fluidización ECAT mezclado (sin separar)**



Imagen tomada en Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.

## G. Resumen de medios de separación evaluados

Cuadro 80. Resumen de medios de separación evaluados

Método	Alternativa	Calibración	Determinación de velocidad de fluidización por tamaño de partícula	Problema
Soplador	Directo	Sí	No	Muy poca velocidad
Aire comprimido	Sin piedras	Sí	Sí	Muy alta velocidad, no se podía observar variación en el manómetro
	Con piedras	Sí	Sí	Muy alta velocidad, no se podía observar variación en el manómetro
Soplador actual	Directo	Sí	Sí	Adecuado, sirvió solo de calibración y se probó a diferentes longitudes de tubo separador logrando solamente dos fracciones separadas.
	Con obstáculo	Sí	Sí	Adecuado, en estudio: diferentes alturas de tubo (20, 25, 30, 35, 50, 113 cm) con diferentes alturas de obstáculo (50, 30, 20 cm)

## XII. GLOSARIO

Análisis granulométrico: prueba realizada a un material sólido compuesto de diferentes tamaños de partículas para determinar la distribución de las partículas en diferentes tamaños. Se realiza por medio de un tamiz y una serie de tamices de diferentes tamaños.

Aromáticos: son compuestos carbonados cíclicos que presentan insaturaciones.

Butano: compuesto orgánico derivado del petróleo caracterizado por poseer una estructura de 4 carbonos. Se encuentran en el crudo y en productos de refinación y se utiliza como componentes de la gasolina, en procesos de refinación y en el GLP.

Colector de polvos de partículas finas: dispositivo diseñado para atrapar partículas finas y separarlas del aire que las arrastra empleando los principios de caída de presión y adhesividad al material.

Craqueo térmico: operación de modificación de cadenas del petróleo en el que se aplica calor y presión para romper, rearrreglar y combinar las moléculas de hidrocarburos.

Craqueo catalítico fluido: proceso más importante y utilizado en la refinería para convertir aceites pesados en productos con mayor valor como gasolina y productos ligeros. Originalmente, el proceso de craqueo se realizaba por medio de la aplicación de calor (termocraqueo) hasta que se comenzó a utilizar el proceso con catalizadores.

Destilación: operación de separación empleado para separar componentes dos componentes con diferente volatilidad en estado líquido.

Diésel: producto destilado del petróleo que se divide en dos tipos principales que son el diésel No. 1 o super-diésel se produce de crudo virgen o hidrocraqueado y tiene un índice de cetano superior a 45, con un rango de ebullición entre 182 y 316°C. Por su parte el diésel No. 2 tiene un rango de ebullición más amplio que el No. 1.

ECAT : catalizador empleado en la unidad de FCC conformado por una zeolita, una matriz y un relleno aglutinante y se caracterizan por tener área superficial grande Están compuestos en su mayoría por sílice y aluminio.

Fluidización: fenómeno en el que un grupo de partículas sólidas agrupadas en un lecho son suspendidas por la fuerza que ejerce un fluido sobre ellas. Para que la fluidización ocurra, la velocidad a la que el fluido se mueve tiene que ser suficiente para que la caída de presión generada por el choque del fluido con las partículas sea mayor que la fuerza de gravedad que afecta a las partículas. Por su parte, las partículas del sólido tienen que tener ciertas características como tener cierta esfericidad, una densidad constante, etc.

Fracción ligera: conjunto de partículas separadas en la parte superior del equipo experimental de separación que se caracteriza por tener una alta concentración de partículas de  $37\ \mu\text{m}$  y una baja concentración de partículas de  $74\ \mu\text{m}$ .

Fracción media: conjunto de partículas separadas en la parte media del equipo experimental de separación que se caracterizan por tener una alta concentración de partículas de  $74\ \mu\text{m}$  y baja concentración de partículas de  $37\ \mu\text{m}$  y menores.

Fracción pesada: conjunto de partículas separadas en la parte inferior del equipo experimental de separación que se caracterizan por tener una baja concentración de partículas menores a  $104\ \mu\text{m}$ .

Gasolina: una mezcla de hidrocarburos que tienen un rango de puntos de ebullición entre  $38$  y  $205^\circ\text{C}$ , como lo determina la American Society for Testing and Materials (ASTM). La mayoría de refinadoras produce gasolina en tres grados que son regular sin plomo, premium y super-premium.

Grados API: expresión de la densidad del petróleo crudo que se refieren al peso por unidad de volumen a  $15.6^\circ\text{C}$  comparado con el agua a  $60^\circ\text{F}$ . Permite clasificar el petróleo en ligero, medio y pesado.

Metano: compuesto gaseoso derivado del petróleo cuya fórmula química es  $\text{CH}_4$  y es utilizado como combustible de refinería pero puede ser utilizado para la producción de hidrógeno a través de pirolisis y por su reacción con vapor.

Naftas: o cicloalcanos tienen la fórmula general  $\text{C}_n\text{H}_{2n}$  y generalmente presentan ciclos de cinco (pentanos) o seis átomos de carbono (hexanos) debido a la estabilidad termodinámica que presentan.

Olefinas: hidrocarburos que presentan por lo menos una insaturación (dobles enlaces entre carbonos) y su estructura principal es lineal. Debido a su insaturación son más reactivos que las parafinas, por lo que se utilizan para producir polímeros como el polietileno.

Parafina: hidrocarburos saturados por lo que tienen la fórmula general  $\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$  y se pueden dividir en dos grupos en base a su estructura molecular: los normales y los iso.

Plato separador: dispositivo experimental diseñado con el objetivo de lograr la separación de una fracción media del ECAT a través de la caída de presión, variaciones en la velocidad y obstrucción del paso del aire y las partículas.

Tubo separador: equipo experimental diseñado para evaluar la separación de ECAT en partículas ligeras y medias a través de tres fracciones en el equipo empleando aire como medio de fluidización.

Velocidad mínima de fluidización: es la velocidad más baja a la que se encuentra fluidizada completamente el lecho de partículas.

Zeolita: elemento principal del catalizador. Brinda selectividad y mucha de la actividad catalítica, de manera que el desempeño del catalizador depende de la naturaleza y calidad de esta. La zeolita se caracteriza por tener una estructura enrejada cuyas bases son pirámides de oxígenos con un átomo de sílice o aluminio en su centro.

### XIII. ABREVIATURAS

API = Instituto Americano de Petróleo o American Petroleum Institute, por sus siglas en inglés  
ASTM = American Standard for Testing Materials, por sus siglas en inglés  
BBL = barriles  
BP = British Petroleum, por su siglas en ingles  
BPSD = barriles por día corriente  
BPCD = barriles por día calendario  
CO = fórmula química del monóxido de carbono  
CO<sub>2</sub> = fórmula química del dióxido de carbono  
DO = aceite decantado  
ECAT = Catalizador en equilibrio de craqueo catalítico fluido (Equilibrium Catalyst, por sus siglas en inglés)  
FCC = Unidad de Craqueo Catalítico Fluido o Fluid Catalytic Cracking, por sus siglas en inglés  
GLP = gas licuado de petróleo  
HCl = fórmula química para el Ácido Clorhídrico  
HP = caballos de potencia o horse power, por sus siglas en inglés  
HCO = aceite de ciclo pesado  
LCO = aceite de ciclo ligero  
NaCl = fórmula química para el Cloruro de sodio  
PSD = Distribución del tamaño de partícula, por sus siglas en inglés  
SA = área superficial o Superficial Area, por sus siglas en inglés  
TAN = Número ácido total o Total Acid Number, por sus siglas en inglés  
TBP = punto de ebullición real o True Boiling Point, por sus siglas en inglés  
Umf = velocidad mínima de fluidización, equivalente a Vmf.  
USA = Estados Unidos de América, por sus siglas en inglés