

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE DOS PROTOTIPOS DE SEPARADORES CICLÓNICOS GAS-LÍQUIDO

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
por la Br. Matson Z. Jéssica N.,
para optar al Título de
Ingeniero Químico

Caracas, 2008

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE DOS PROTOTIPOS DE SEPARADORES CICLÓNICOS GAS-LÍQUIDO

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Andrés Rosales
TUTOR INDUSTRIAL: Msc. Adriana Brito

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
por la Br. Matson Z. Jéssica N.,
para optar al Título de
Ingeniero Químico

Caracas, 2008

Caracas, Diciembre 2008

Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Jéssica N. Matson Z., titulado:

"EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE DOS PROTOTIPOS DE SEPARADORES CICLÓNICOS GAS-LÍQUIDO"

Consideran que el mismo cumple con los requisitos exigidos por el plan de estudios conducente al Título de Ingeniero Químico, y sin que ello signifique que se hacen solidarios con las ideas expuestas por el autor, lo declaran **APROBADO**.

Prof. María Rodríguez
Jurado

Prof. Mary Luz Alonso
Jurado

Prof. Andrés Rosales
Tutor Académico

Msc. Adriana Brito
Tutor Industrial

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Central de Venezuela, la casa que vence las sombras, por brindarme la oportunidad de cumplir otra de mis metas a nivel profesional.

A la Prof. Nólides Guzmán, por su disposición, paciencia; y sobre todo por su profesionalismo, digno de admiración.

Al Prof. Andrés Rosales, por aceptar la tutoría académica de este Trabajo Especial de Grado, y por su valiosa contribución para culminarlo satisfactoriamente.

A la tutora industrial Ing. Adriana Brito, por su colaboración durante la realización de este Trabajo Especial de Grado, su comprensión y paciencia. Gracias.

A Dios, por darme la vitalidad y salud para trazarme metas y permitirme culminarlas.

A mi madre Hida, por ser mi mayor ejemplo de trabajo y amor. Gracias por motivarme y confiar siempre en mí.

A la Gerencia de Exploración y Producción de PDVSA-INTEVEP, específicamente al equipo de trabajo de la Pericia de Manejo Integral de Producción, gracias por el compañerismo brindado, y por permitirme realizar este Trabajo Especial de Grado en sus instalaciones.

A los señores Ramón Cabello, José Figueredo y Guillermo Lombano, por apoyarme durante la realización de las pruebas experimentales en el Circuito de Separación Gas-Líquido.

A mi hermana, a Jesús, a Juan, y a todos los que me acompañaron en los momentos difíciles y felices vividos durante esta carrera.

Matson Z., Jéssica N.

EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE DOS PROTOTIPOS DE SEPARADORES CICLÓNICOS GAS-LÍQUIDO

Tutor Académico: Prof. Andrés Rosales. Tutor Industrial: Msc. Adriana Brito.

Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería Química.

Año 2008, 195 p.

Palabras Claves: Separación ciclónica, Flujo bifásico, Gas-Líquido, CYCINT, Multiciclón

Resumen. Este Trabajo Especial de Grado se realizó con el fin evaluar el desempeño de dos prototipos de separadores ciclónicos gas-líquido (tipo CYCINT y Multiciclón) en un sistema Aire-Agua, en el Circuito de Separación Gas-Líquido (CSGL) ubicado en las instalaciones de PDVSA-INTEVEP; todo esto, variando los caudales de alimentación de gas y líquido entre 283.8 m³ std/d y 4810.4 m³ std/d (aire), y 20.7 m³/d y 318 m³/d (agua), respectivamente.

A partir de los resultados obtenidos se determinó el mapa de operación de ambos separadores; CYCINT y Multiciclón, y se demostró que funcionan con eficiencias superiores a 95% y 90%, respectivamente. Sin embargo, a pesar de obtener valores de eficiencia aceptables, en el separador tipo CYCINT se determinó la presencia de arrastre de líquido (LCO) a partir de la operación con caudales de gas mayores a 1444.5 m³ std/d, lo cual constituye un aspecto desfavorable considerando que el caudal de gas de diseño del equipo es 3405.6 m³ std/d. Con respecto al arrastre de gas se obtuvieron valores inferiores a 5% y 6% para los prototipos de separación tipo CYCINT y Multiciclón, respectivamente; mientras que las caídas de presión obtenidas experimentalmente se encontraron dentro del rango recomendado para este tipo de separadores (6.8×10^3 y 34×10^3 Pa). No obstante, partiendo de la aplicación de los modelos de Muschelknautz según Hoffmann (2002), Chen y cols. (2006) y Candentey-Gómez (2002) para calcular la caída de presión teórica en el separador tipo CYCINT, se determinó que el modelo de Candentey-Gómez fue el más asertivo para la determinación de las caídas de presiones, arrojando valores de desviación comprendidos entre 0.2 y 60 % (con respecto a los valores experimentales).

ÍNDICE GENERAL

	Pág.
LISTA DE FIGURAS	<i>xii</i>
LISTA DE TABLAS	<i>xvi</i>
LISTA DE ABREVIATURAS Y SÍMBOLOS	<i>xviii</i>
CAPÍTULO I. FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN	1
I.1. Planteamiento del Problema.....	1
I.2. Objetivos.....	2
I.2.1 Objetivo general.....	2
I.2.2. Objetivos específicos.....	2
I.3. Antecedentes.....	3
CAPÍTULO II. MARCO TEÓRICO	6
II.1. Procesos de Separación Gas-Líquido en la Industria Petrolera.....	6
II.1.1. Separadores convencionales.....	7
II.1.2. Separadores centrífugos.....	8
II.1.2.1. Clasificación de los separadores centrífugos.....	9
II.1.2.2. Geometría de los ciclones.....	11
II.1.2.3. Componentes básicos en un sistema de separación ciclónica	12
II.1.2.4. Mecanismo de remoción de partículas en separadores	
ciclónicos.....	14
II.1.2.5. Factores determinantes en la evaluación de separadores	
ciclónicos.....	18
II.1.2.6. Ventajas y desventajas de los separadores ciclónicos.....	27
II.2. Modelos Utilizados para la Determinación de la Caída de Presión.....	29
II.2.1. Medida de la caída de presión utilizando el Método de modelado de	
Muschelknautz (MM).....	29

	Pág.
II.2.1.1. Cálculo del coeficiente de constricción (α).....	29
II.2.1.2. Cálculo de las velocidades.....	31
II.2.1.3. Número de Reynolds en el cuerpo del ciclón.....	36
II.2.1.4. Cálculo de la caída de presión.....	39
II.2.2. Modelo universal para calcular caídas de presión en ciclones según Chen y Shi (2006).....	41
II.2.2.1. Caída de presión total en el ciclón.....	41
II.2.2.2. Cálculo de la caída de presión debido a la expansión en la entrada del ciclón.....	42
II.2.2.3. Pérdidas por contracción en la entrada del tubo de salida del ciclón.....	43
II.2.2.4. Pérdidas por fricción en el cuerpo del ciclón.....	44
II.2.3. Modelo mecanicista desarrollado por Candentey-Gómez para Hidrociclones LLHC.....	47
II.2.3.1. Intensidad del Vórtice.....	47
II.2.3.2. Velocidad tangencial.....	48
II.2.3.3. Velocidad radial.....	48
II.2.3.4. Caída de presión.....	49
II.2.4. Ecuaciones desarrolladas para determinar la caída de presión en el separador Multiciclón.....	51
II.2.4.1. Caída de presión en el visor de entrada.....	51
II.2.4.2. Caída de presión en la contracción de la zona de alimentación del separador.....	53
II.2.4.3. Caída de presión en los ciclones internos del separador.....	55

	Pág.
II.2.4.4. Caída de presión en la salida de gas del separador.....	56
II.2.5. Medida de la fracción de gas utilizando el Método del Tubo- Lateral.....	57
CAPÍTULO III. METODOLOGÍA GENERAL.....	60
III.1. Revisión Bibliográfica.....	60
III.2. Identificación del Área de Trabajo.....	61
III.2.1. Descripción del circuito de separación.....	63
III.2.1.1. Descripción de los prototipos de separación.....	64
III.3. Realización de Pruebas Experimentales.....	68
III.3.1. Matriz experimental.....	68
III.3.2. Codificación utilizada.....	71
III.3.3. Producción de datos experimentales.....	72
III.3.4. Procedimiento de operación de los equipos.....	74
III.4. Procesamiento de los Datos Experimentales.....	77
III.4.1. Determinación del mapa de operación.....	77
III.4.1.1. Cálculo del caudal de gas en la entrada y salida del separador.....	77
III.4.1.2. Determinación del arrastre de líquido (LCO).....	79
III.4.2. Cálculo de eficiencia de separación, arrastre de gas y fracción del gas en la salida de líquido.....	79
III.4.3. Cálculo de la caída de presión.....	80
III.4.6. Cálculo de la velocidad tangencial y número de Froude en la entrada de los separadores.....	81
III.4. 5. Análisis Cualitativo.....	81

	Pág.
CAPÍTULO IV. ANÁLISIS DE RESULTADOS	83
IV.1. Evaluación del Prototipo de Separador tipo CYCINT.....	84
IV.1.1. Mapa operacional.....	84
IV.1.2. Eficiencia de separación del gas, arrastre de gas y fracción de gas en la salida de líquido.....	86
IV.1.2.1. Eficiencia de separación del gas.....	86
IV.1.2.2. Arrastre de gas en la salida de líquido.....	87
IV.1.2.3. Fracción de gas en la salida de líquido.....	88
IV.1.3. Caída de presión.....	91
IV.1.4. Velocidades tangenciales, aceleración centrífuga y número de Froude en la entrada	98
IV.1.5. Evaluación Cualitativa.....	102
IV.1.5.1. Región del visor patrón de flujo.....	103
IV.1.5.2. Región de entrada.....	104
IV.1.5.3. Región de gotas y trampa de líquido.....	106
IV.1.5.4. Región de Burbujas.....	108
IV.2. Evaluación del Prototipo de Separador Multiciclón.....	110
IV.2.1. Mapa operacional	110
IV.2.2. Eficiencia de separación del gas, arrastre de gas y fracción de gas en la salida de líquido.....	111
IV.2.2.1. Eficiencia de separación del gas.....	111
IV.2.2.2. Arrastre de gas en la salida de líquido.....	112
IV.2.2.3. Fracción de gas en la salida de líquido.....	113
IV.2.3. Caída de presión.....	115
IV.2.4. Velocidades tangenciales, aceleración centrífuga y número de Froude en la entrada	121

	Pág.
IV.2.5. Evaluación Cualitativa.....	123
IV.2.5.1. Región del visor patrón de flujo.....	124
IV.2.5.2. Región de entrada.....	125
IV.2.5.3. Región de gotas y trampa de líquido.....	127
IV.2.5.4. Región de Burbujas.....	129
CONCLUSIONES	131
RECOMENDACIONES	135
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	140
ANEXOS	145
[ANEXO I] Instalaciones del CSGL	146
[ANEXO II] DTI del Módulo de Bombeo.....	147
[ANEXO III] DTI del Módulo de Separación.....	149
[ANEXO IV] DTI del Módulo de Compresión.....	151
[ANEXO V] Procedimiento de arranque de pruebas en el CSGL.....	152
[ANEXO VI] Procedimientos de operación del CSGL.....	153
[ANEXO VI.1] Procedimiento de operación normal del CSGL.....	153
[ANEXO VI.2] Procedimiento para cambiar de separador en caliente..	154
[ANEXO VII] Procedimiento de parada normal del CSGL	155
[ANEXO VIII] Tablas de Resultados.....	157
[ANEXO IX] Cálculos tipo.....	172

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura II.1. Esquema general de la producción de crudos.....	6
Figura II.2. Dimensiones típicas de un ciclón.....	11
Figura II.3. Vista superior de un ciclón y principales características del flujo en diferentes zonas.....	13
Figura II.4. Efecto de doble vórtice formado en el interior del ciclón.....	15
Figura II.5. Análisis de fuerzas de una partícula con movimiento centrífugo.....	16
Figura II.6. Mapa de operación en la evaluación de separadores ciclónicos gas- líquido.....	19
Figura II.7. Principales regímenes de flujo para sistemas líquido-gas en tuberías horizontales.....	20
Figura II.8. Entrada lateral rectangular (a) y entrada al separador tipo CYCINT (b).....	31
Figura II.9. Vista superior de un separador cilindro sobre cono.....	32
Figura II.10. Esquema de la entrada lateral del separador tipo CYCINT.....	33
Figura II.11. Esquemmatización de las líneas de flujo en el separador ciclónico presentado en el Método de Muschelknautz (a) con respecto al separador CYCINT (b).....	35
Figura II.12. Factor de fricción del gas en función del número de Reynolds y la rugosidad relativa.....	37
Figura II.13. Esquemmatización de geometría del separador ciclónico presentado por Chen y Shi (a) en contraste con el separador tipo CYCINT (b)...	46
Figura II.14. Esquema del tubo lateral.....	57
Figura III.1. Esquema de la metodología utilizada.....	60
Figura III.2. Esquema del módulo de separación del CSGL.....	62

	Pág.
Figura III.3. Separador ciclónico tipo CYCINT con entrada tangencial en el cono.....	64
Figura III.4. Separador Multiciclónico.....	65
Figura III.5. Trampa de líquido.....	67
Figura III.6. Codificación a utilizada durante la realización de las pruebas.....	72
Figura III.7. Procedimiento utilizado durante la realización de las pruebas.....	75
Figura III.8. Programa utilizado para el cálculo del caudal de gas.....	78
Figura III.9. Región del visor de patrón de flujo en la entrada de los separadores tipo CYCINT (a) y Multiciclón (b).....	82
Figura IV.1. Mapa de operación del separador tipo CYCINT.....	85
Figura IV.2. Eficiencia de separación del gas en el separador tipo CYCINT en función de los caudales de líquido alimentados.....	86
Figura IV.3. Porcentaje de arrastre de gas (%GCU) medido en la salida de líquido del separador ciclónico tipo CYCINT en función del caudal de líquido alimentado.....	88
Figura IV.4. Fracción de gas en el líquido determinada a partir del volumen retenido en el tubo lateral (GVC), en función del caudal de líquido alimentado al separador tipo CYCINT.....	89
Figura IV.5. Fracción de gas en el líquido determinada a través del modelo de cálculo (GVA), en función del caudal de líquido alimentado al separador tipo CYCINT.....	90
Figura IV.6. Caída de presión experimental obtenida en el separador tipo CYCINT en función de los diferentes caudales de gas y líquido alimentados.....	92

	Pág.
Figura IV.7. Caída de presión experimental y calculada en el separador CYCINT operando con un caudal de gas de 283.8 m ³ std/d.....	97
Figura IV.8. Caída de presión experimental y calculada en el separador CYCINT operando con un caudal de gas de 3607.1 m ³ std/d.....	98
Figura IV.9. Transiciones del patrón de flujo estratificado (a) a patrones de flujo intermitente (b) en el visor de entrada del separador tipo CYCINT...	104
Figura IV.10. Esquema del Separador CYCINT en condiciones críticas de operación.....	105
Figura IV.11. Centrifugación o vórtice formado por encima del cilindro dispuesto sobre el cono.....	105
Figura IV.12. Tipos de arrastre observados en la trampa de líquido.....	106
Figura IV.13. Tipos de arrastre de líquido observados durante la operación del separador CYCINT.....	108
Figura IV.14. Mapa de operación del separador Multiciclón.....	110
Figura IV.15. Eficiencia de separación del gas en el separador Multiciclón en función de los caudales de líquido alimentados.....	112
Figura IV.16. Porcentaje de arrastre de gas (%GCU) medido en la salida de líquido del separador ciclónico Multiciclón en función del caudal de líquido alimentado.....	113
Figura IV.17. Fracción de gas en el líquido determinada a partir del volumen retenido (GVF _C), en función del caudal de líquido alimentado al separador Multiciclón.....	114
Figura IV.18. Fracción de gas en el líquido determinada a través del modelo de cálculo (GVF _A), en función del caudal de líquido alimentado al separador Multiciclón.....	115

	Pág.
Figura IV.19. Caída de presión experimental obtenida en el separador tipo Multiciclón en función de los diferentes caudales de gas y líquido alimentados.....	116
Figura IV.20. Caída de presión experimental y calculada en el separador Multiciclón operando con un caudal de gas de 283.8m ³ std/d.....	119
Figura IV.21. Caída de presión experimental y calculada en el separador Multiciclón operando con un caudal de gas de 2003.6 m ³ std/d.....	120
Figura IV.22. Transiciones del patrón de flujo tapón (a) a patrones de flujo rolling-wave (b) en el visor de entrada del separador Multiciclón....	125
Figura IV.23. Líquido reinsertado y desplazado hacia la superficie externa de los dispositivos internos en el Multiciclón (a). Líquido desplazado hacia la zona de tope de los dispositivos internos (b).....	126
Figura IV.24. Esquema de un dispositivo cilíndrico perteneciente al interno del Multiciclón operando en condiciones críticas.....	127
Figura IV.25. Tipos de arrastre de líquido observados durante la operación del separador Multiciclón.....	128
Figura IV.26. Arrastre en forma de gotas (Fase II) a través del tubo de salida de la trampa de líquido.....	129
Figura A.1. Edificio Norte 6 PDVSA-INTEVEP (Ubicación del CSGL).....	146
Figura A.2. Módulos de Separación y Bombeo.....	146
Figura A.3. Módulo de Compresión.....	146

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla II.1. Valores de factor de fricción del aire (f_{air}) para diferentes valores de k_w/D	38
Tabla II.2. Valores de rugosidad relativa (k_w) para diferentes tipos de materiales	52
Tabla III.1. Condiciones de diseño y operación de los separadores.....	68
Tabla III.2. Matriz experimental propuesta.....	69
Tabla III.3. Variables operacionales y equipos de proceso utilizados durante la fase de realización de las pruebas.....	73
Tabla III.4. Objetivos operacionales de las actividades realizadas durante la fase de ejecución de las pruebas experimentales.....	76
Tabla IV.1. Valores de desviación obtenidos a partir de los diferentes modelos para determinar la caída de presión en el separador tipo CYCINT...	93
Tabla IV.2. Velocidad tangencial, aceleración centrífuga, número de Froude y cargas de velocidad en la entrada obtenidas en el separador tipo CYCINT.....	99
Tabla IV.3. Desviaciones obtenidas entre los valores de caída de presión calculados y los experimentales para el separador Multiciclón.....	117
Tabla IV.4. Velocidad tangencial y número de Froude en el Multiciclón.....	121
Tabla A.1. Válvulas manuales utilizadas de acuerdo al instrumento y a la válvula de control en uso.....	155
Tabla A.2. Variables intermedias y finales determinadas mediante el Método de Muschelknautz	158
Tabla A.3. Variables intermedias y finales determinadas mediante el Método de Chen y cols.....	162
Tabla A.4. Variables intermedias y finales determinadas mediante las ecuaciones desarrolladas para el cálculo de caída de presión en el separador Multiciclón.....	166

	Pág.
Tabla A.5. Valores de caída de presión obtenidos para el separador tipo CYCINT a través de la herramienta de diseño basada en el Modelo de Caldentey-Gómez.....	169

LISTA DE ABREVIATURAS Y SÍMBOLOS

Lista de Abreviaturas

B	: Prueba bifásica
BPD	: Barriles por día
CEPRO	: Centro Experimental de Producción
CSGL	: Circuito de Separación Gas-Líquido
CYCINT	: Separador ciclónico gas-líquido con entrada tangencial en el cono
DPT	: Transductor de presión diferencial
DTI	: Diagrama de instrumentación y tuberías
FCV	: Válvula de control de flujo
FT	: Transmisor de flujo
GLCC	: Ciclón Cilíndrico Gas-Líquido (Gas Liquid Cylindrical Cyclone)
GOR	: Relación gas-líquido (Gas Oil Ratio)
GVF	: Fracción de gas (Gas Void Fraction)
HP	: Fracción volumétrica de líquido (Hold up)
HV	: Válvula de globo
INTEVEP	: Instituto de Tecnología Venezolana para el Petróleo
K	: Compresor
LLHC	: Hidrociclón Líquido-Líquido (Liquid-Liquid Hydro Cyclone)
LCV	: Válvula de control de nivel
MM	: Método Muschelknautz
P	: Bomba
PCV	: Válvula de control de presión
PDVSA	: Petróleos de Venezuela, S.A.
RECAT	: Reactivación de Compresión en Áreas Tradicionales
S	: Separador utilizado
SCADA	: Sistema de Control y Adquisición de Datos
std	: Condiciones estándar de operación (20°C, 1 atm)

T	: Tanque
TP	: Transmisor de presión
TT	: Transmisor de temperatura
V	: Equipo de proceso (Vessel)
Z	: Tipo de prueba

Lista de Símbolos

A	: Área de superficie (m^2)
a	: Aceleración (m/s^2)
a	: Altura de la entrada del ciclón (m)
b	: Ancho de la entrada del ciclón (m)
B	: Lugar radial donde ocurre la velocidad tangencial máxima
\tilde{b}	: Ancho de la entrada del ciclón adimensionalizado con el diámetro del ciclón D
C_0	: Relación másica entre la fase más pesada (líquida) y la mezcla alimentada en la boquilla de entrada (adimensional)
C_{in}	: Concentración de la fase más pesada con respecto a la mezcla alimentada (Kg/m^3)
D	: Diámetro del separador (m)
D	: Diámetro (m)
\tilde{d}	: Diámetro de salida del ciclón adimensionalizado con el diámetro del ciclón D
F	: Fuerza (N)
\tilde{F}	: Área superficial de contacto interno en el separador, adimensionalizada con el área transversal del separador ($\pi.R^2$)
Fr	: Número de Froude (adimensional)
f	: Coeficiente de fricción (adimensional)

g	: Aceleración (9.8 m/s ²)
h	: Carga de velocidad del separador (m de agua)
H	: Altura (m)
I	: Factor de la entrada sugerido por Erdal (2001)
K	: Relación entre el área axial del ciclón y área del dispositivo de entrada (adimensional)
k	: Coeficiente de corrección en el Método de Chen y cols. (0.3)
k	: Rugosidad relativa (m)
L	: Longitud (m)
m	: Masa (Kg)
\dot{m}	: Flujo másico (Kg/s)
M	: Momento (N.m)
N	: Número de vueltas que realiza la corriente de gas dentro del ciclón (adimensional)
P	: Presión (Pa)
Q	: Caudal (m ³ std/d para la fase gaseosa o m ³ /d fase líquida)
r	: Radio de la trayectoria circular (m)
R	: Radio del separador D/2 (m)
Re	: Número de Reynolds (adimensional)
R_m	: Media geométrica del radio del separador (m)
S	: Longitud del tubo de salida de gas (m)
T	: Temperatura (K)
v	: Velocidad (m/s)
$v_{\theta m}$: Velocidad media geométrica de rotación (m/s)
V	: Volumen (m ³)
w	: Velocidad angular (1/s)

Símbolos Griegos

φ	: Ángulo de inclinación de la entrada del separador con respecto a la horizontal (rad)
α	: Coeficiente de constricción (adimensional)
β	: Semiángulo de la sección cónica con respecto a la horizontal (Caldentey)
η	: Eficiencia (adimensional)
σ	: Tensión superficial (N/m)
ρ	: Densidad del gas (Kg/m ³)
μ	: Viscosidad (Pa.s)
ΔP	: Caída de presión (Pa)
π	: Número adimensional (3.1416)
λ	: Fracción de líquido (adimensional)
θ	: Tangencial
Ω	: Intensidad del vórtice

Superíndices

n	: Exponente de la velocidad tangencial
-----	----------------------------------------

Subíndices

A	: Sección de prueba (Sistema dinámico)
<i>acc</i>	: Cambio de aceleración en la entrada del ciclón
<i>air</i>	: Aire
B	: Sección horizontal del tubo lateral
<i>b</i>	: Zona de recolección de polvo o tolva en el ciclón estudiado por CHEN

<i>body</i>	: Cuerpo del ciclón
<i>c</i>	: Corte (Diámetro de partícula)
<i>C</i>	: Sección vertical del tubo lateral
<i>C</i>	: Centrífuga
<i>cil</i>	: Zona cilíndrica correspondiente al cuerpo del separador
<i>con</i>	: Zona cónica correspondiente al cuerpo del separador
<i>CP</i>	: Centrípeto
<i>CS</i>	: Región donde se produce el vórtice interno en ciclón
<i>cyc</i>	: Ciclón
<i>d</i>	: Zona de salida de la fase más pesada (líquido) en el ciclón
<i>e</i>	: Eficaz
<i>eq</i>	: Equivalente (Diámetro de entrada del separador)
<i>f</i>	: Fondo del separador
<i>g</i>	: Gas
<i>in</i>	: Boquilla de entrada del separador
<i>Interno</i>	: Dispositivo ciclónico cilíndrico perteneciente al separador Multiciclón
<i>l</i>	: Líquido
<i>m</i>	: Crítico o máximo
<i>mez</i>	: Mezcla gas-líquido
<i>o</i>	: Salida (Out)
<i>p</i>	: Partícula
<i>P</i>	: Promedio de la velocidad del tapón de líquido
<i>R</i>	: Región interna del ciclón que contribuye al dragado del líquido
<i>r</i>	: Coordenada radial
<i>res</i>	: Resultante
<i>Ret</i>	: Retenido (volumen)
<i>rev</i>	: Reverso (flujo)
<i>s</i>	: Estática (presión)

<i>S</i>	: Superficial (velocidad)
<i>SC</i>	: Sector circular
<i>T</i>	: Triángulo
<i>TB</i>	: Traslacional del frente burbuja (velocidad)
<i>t</i>	: Tope del separador
<i>tc</i>	: Dentro del ciclón
<i>visor</i>	: Zona del visualización de patrón de flujo en la entrada del separador
<i>W</i>	: Pared del ciclón
<i>x</i>	: Zona del tubo de salida de gas del separador
<i>Z</i>	: Coordenada axial

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

I.1. Planteamiento del Problema

PDVSA-INTEVEP tiene como orientación estratégica generar soluciones tecnológicas integrales, con especial énfasis en las actividades de Exploración, Producción, Refinación e Industrialización. Para dar respuesta a las necesidades de la Corporación, INTEVEP focaliza su esfuerzo en realizar actividades de: investigación estratégica, desarrollo de tecnologías, ingeniería y asistencia técnica especializada; las cuales se integran a todas las operaciones de PDVSA y permiten cubrir las diferentes fases de los negocios del petróleo y el gas en nuestro país. Dentro de este contexto, en la Gerencia General de Exploración y Producción se plantea el Proyecto de Aseguramiento de Flujo y Separación de Fases. Entre algunos de los objetivos de este proyecto se encuentra evaluar y proveer nuevas tecnologías de separación de fases de alta eficiencia, lo cual representa las bases para la realización de este Trabajo Especial de Grado, enfocándose en el área de separación bifásica (gas-líquido) mediante el uso de equipos de separación ciclónica.

En el caso específico de la industria petrolera, los separadores ciclónicos pueden ser empleados en la separación de flujos bifásicos (gas-líquido), generados en su mayoría por alguna de las siguientes causas: a) Producción de flujos bifásicos en los pozos, b) Tuberías donde los cambios de presión y temperatura producen vaporización de líquido o condensación de gas, dando lugar al flujo de dos fases y c) Arrastre de líquido en el flujo de gas de los compresores y equipos de procesamiento, en cantidades apreciables (Gómez J. y cols., 1987).

Con este Trabajo Especial de Grado surge la necesidad de realizar una serie de experimentos a escala piloto, utilizando dos prototipos de separadores ciclónicos

instalados en el Laboratorio de Flujo Multifásico de la empresa. Todo esto, con la finalidad de evaluar el desempeño de ambos equipos de separación, determinando el mapa de operación, la eficiencia de separación, el arrastre de gas (%GCU), la fracción de gas en la salida de líquido (%GVF) y las desviaciones existentes entre la caída de presión experimental y la calculada a partir de modelos encontrados en la literatura. Adicionalmente, se pretende detectar las ventajas y desventajas que presenten cada uno de estos prototipos de separación desde el punto de vista operacional, permitiendo sugerir posibles modificaciones que puedan optimizar su desempeño en el futuro. Es importante señalar que el desarrollo de este tipo de tecnologías (separación ciclónica) contribuye con la implementación de equipos más eficientes, de menor tamaño y costo, en contraste con los separadores convencionales utilizados actualmente en las instalaciones de superficie de PDVSA.

I.2. Objetivos

I.2.1. Objetivo general

Evaluar el desempeño de dos prototipos de separación ciclónica gas-líquido con un sistema Aire-Agua.

I.2.2. Objetivos específicos

- Determinar el mapa de operación, eficiencia de separación y caída de presión experimental en los separadores tipo CYCINT y Multiciclón, a través de la ejecución de la matriz experimental propuesta por la empresa.
- Comparar los valores de caída de presión obtenidos experimentalmente con los calculados a través de modelos seleccionados en la literatura especializada.

- Realizar un análisis fenomenológico (cualitativo) a partir del proceso físico observado en las diferentes regiones de visualización de los separadores.
- Elaborar una base de datos que incluya datos experimentales en digital, registros en cuaderno de laboratorio y grabaciones en video, para cada una de las pruebas ejecutadas.

I.3. Antecedentes

Desde el año 1999 PDVSA-INTEVEP ha desarrollado y estudiado diferentes prototipos de separación gas/líquido tipo ciclónico, con el objetivo fundamental de promover la implementación de equipos de separación compactos, de alta eficiencia y fácil instalación en los campos productivos de la Corporación. Entre algunos de estos trabajos se pueden citar: Estudio del comportamiento de separadores tipo ciclónico (GLCC) y dinámico (DHELIX) con sistema aceite-aire y agua-aire (Hamana, 2000), Evolución del desarrollo y diseño del prototipo de separación ciclónico para crudos de gravedad mayores a 18 °API agua-sólidos (González y cols., 2002), Optimización geométrica de separadores gas-líquido tipo ciclón (Méndez, 2002).

En lo concerniente al separador CYCINT de PDVSA-INTEVEP, el trabajo de González y cols. (2002) presenta la evolución en su diseño, así como el desarrollo de un modelo basado en correlaciones de grupos adimensionales para el diseño de este equipo bajo ciertas consideraciones. Asimismo, el trabajo de Méndez (2002) incluye una amplia revisión de la literatura sobre separadores ciclónicos compactos, abordando la evaluación de la capacidad de separación gas-líquido de un separador ciclónico, mediante simulación numérica ante dos posibles efectos: la ubicación de la tubería de entrada de la mezcla y la variación de la conicidad (ángulo del cono) de la sección inferior del separador. En ambos casos se incluyó al CYCINT desarrollado en PDVSA-INTEVEP como caso de estudio, conjuntamente con un separador

ciclónico convencional cónico y un separador ciclónico cilíndrico GLCC. Los resultados obtenidos arrojaron que la colocación de la boquilla en el cuerpo cónico (CYCINT) permitió obtener mayores eficiencias de separación gas-líquido que las obtenidas, en similares condiciones de operación, con la boquilla en el cuerpo cilíndrico superior (ciclón convencional). Por otra parte, con el incremento de la viscosidad del líquido y la fracción volumétrica de esta fase, la eficiencia de separación de gas disminuyó menos en el CYCINT con un cono de 18° que en el CYCINT con un ángulo de 9° . A bajas viscosidades del líquido (< 200 cP), el GLCC desarrolló la mayor eficiencia de separación de gas, sin embargo, este comportamiento fue revertido al aumentar la viscosidad por encima de 200 cP, de tal forma que el CYCINT -18° , en virtud de la preservación de la centrifugación, presentó una eficiencia de separación (80%) muy por encima del GLCC y del CYCINT- 9° (20% en ambos casos).

Partiendo de estas investigaciones, se han realizado evaluaciones experimentales de estos prototipos en el Laboratorio de Flujo Multifásico de INTEVEP, así como en el Centro Experimental de Producción de PDVSA (CEPRO), ubicado en Tía Juana, Estado Zulia, utilizando mezclas bifásicas en sistemas de baja y alta viscosidad, siendo la fase líquida aceite lubricante, agua o crudos y la fase gaseosa aire o gas natural. Entre algunos de estos trabajos destacan: Evaluación del comportamiento del separador gas- líquido ciclónico CYCINT en función de las propiedades del fluido y Evaluación del comportamiento y ventana operacional del separador gas-líquido ciclónico en el Centro Experimental de Producción de PDVSA (CEPRO) realizados por Brito y cols. (2003), entre otros.

Adicionalmente, se han generado herramientas de diseño para el dimensionamiento y evaluación de estos equipos de separación (Brito y cols., 2005) basadas en los estudios realizados por González y cols. (2002) mencionados anteriormente, modelos desarrollados durante el período 1999-2004, a través del convenio existente entre

PDVSA-INTEVEP y la Universidad de Tulsa, bajo los lineamientos establecidos en las Normas PDVSA.

A lo largo de este proceso evolutivo, se logró instalar el separador tipo CYCINT con tecnología desarrollada en INTEVEP, en estaciones de flujo ubicadas en los campos de PDVSA, arrojando resultados satisfactorios en cuanto a eficiencia de separación e incremento de capacidad en el manejo de fluidos. Un ejemplo de esto lo constituyen trabajos como: Evaluación del separador ciclónico venezolano CYCINT con crudo de la UE Moporo y gas natural, y Diseño conceptual de separadores CYCINT para la planta de compresión de RECAT San Joaquín; realizados por Márquez y cols. (2006) y Trujillo y cols. (2007), respectivamente. No obstante, el proceso de optimización de estas tecnologías es continuo y actualmente se trabaja en su mejoramiento y en el desarrollo de nuevos prototipos de separadores ciclónicos; tal como es el caso del separador tipo Multiciclón, objeto de estudio en este Trabajo Especial de Grado; el cual no posee ningún tipo de antecedente, ya que no ha sido evaluado experimentalmente en ocasiones previas.

CAPÍTULO II MARCO TEÓRICO

II.1. Procesos de Separación Gas- Líquido en la Industria Petrolera

Las estaciones de flujo y recolección de la producción de los pozos petroleros la componen un grupo de instalaciones que facilitan la recepción, la separación, medición, tratamiento, almacenamiento y despacho del petróleo. El flujo que proviene del pozo consiste preponderantemente de petróleo, al cual está asociado un cierto volumen de gas. Además, el flujo de petróleo y gas puede mostrar la presencia de agua y de sedimentos procedentes del yacimiento productor. El hombre, mediante sus esfuerzos por mejorar los procesos científicos y técnicos, se encuentra en un continuo desarrollo, el cual hoy en día permite extraer, refinar y manufacturar cientos de derivados del gas natural, del petróleo y del carbón mineral, mediante el diseño, construcción y funcionamiento de nuevos procesos y plantas más eficientes (ver Figura II.1).

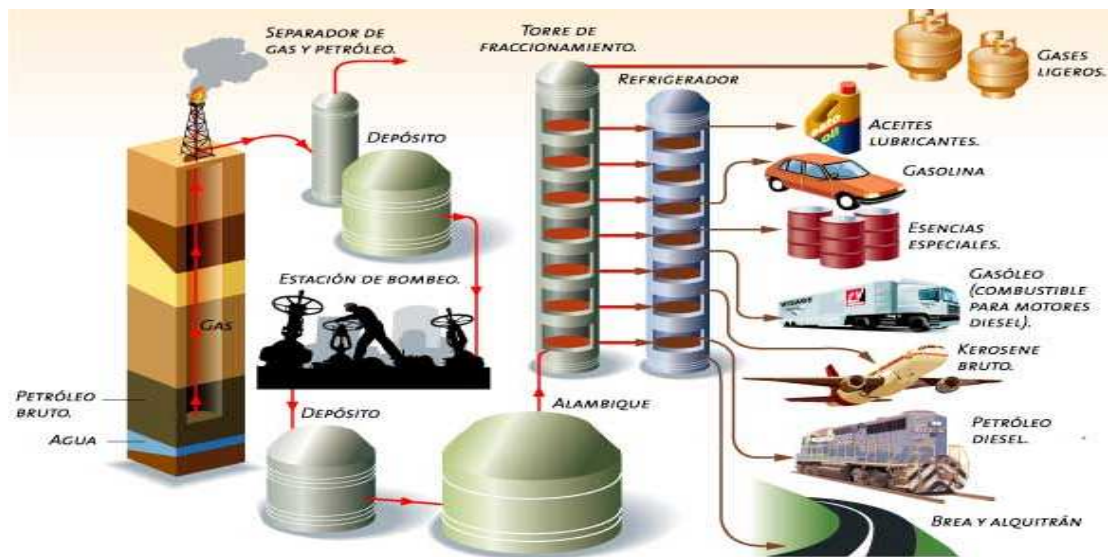


Figura II.1. Esquema general de la producción de crudos
Fuente: Sanz, R. "El petróleo"

Uno de los procesos más importantes aguas arriba del negocio petrolero, es la separación del petróleo, el gas, el agua y los sedimentos que lo acompañan desde el yacimiento. Para realizar la separación gas-petróleo se emplean separadores del tipo horizontal o vertical, cuya capacidad permite manejar ciertos volúmenes diarios de crudo y de gas, a determinadas presiones, temperaturas y etapas de separación, las cuales varían de acuerdo a las especificaciones de manufactura y funcionamiento requeridas.

En la separación de gas y petróleo es muy importante considerar la expansión que se produce cuando el gas se desprende del petróleo y la función que desempeña la presión. La separación para una, dos o tres etapas está regulada por varios factores, tales como: la presión de flujo en el cabezal del pozo, la presión con que llega a la estación, la relación gas-petróleo, la temperatura y el tipo de crudo. La última etapa de separación ocurre en los tanques de almacenamiento, donde todavía se desprende gas del petróleo, a una presión levemente mayor o igual a la atmosférica.

II.1.1. Separadores convencionales

Se acostumbra designar separadores convencionales a los separadores de dos fases en cualquiera de sus tres tipos: verticales, horizontales y esféricos. Los separadores horizontales pueden estar formados por un tanque horizontal, o bien por dos colocados uno encima del otro (Gómez J. y cols., 1987).

En estos separadores la fuerza predominante para que se lleve a cabo la separación es la gravitacional. En el caso de separadores gas-líquido esta fuerza actúa durante la eliminación de las gotas más grandes, considerando que para velocidades bajas de gas, todas las partículas de líquido con velocidades terminales superiores a la velocidad del gas se asentarán con el tiempo. Generalmente, las velocidades

terminales para partículas con diámetros menores a 50 μm se consideran poco atractivas para el proceso de eliminación de partículas (Perry, 1996).

Un separador gas-líquido convencional está formado por dos secciones básicas. En la sección superior, el gas fluye hacia arriba a través del recipiente y de un extractor de niebla donde las gotas de líquido generalmente coalescen y son separadas cayendo por efecto de la gravedad, mientras que la sección inferior permite que las burbujas de gas emerjan y finalmente sean separadas (Martínez, 2002).

En el pasado, el tamaño y el peso del recipiente no eran características preocupantes desde el punto de vista económico; no obstante, el trabajo que se realiza costa afuera (profundidades de aproximadamente 1500 pies), ha ocasionado que el peso y el tamaño de los equipos sean elementos de importancia. Además, las plataformas existentes se mueven al desarrollo de pozos más profundos, y hacia el aumento de la capacidad de procesamiento. Esta es una de las ventajas de los separadores que trabajan por principios de centrifugación, ya que pueden hacer el trabajo de los separadores convencionales empleando equipos más pequeños y, por lo tanto, más livianos (Martínez, 2002).

II.1.2. Separadores centrífugos

La mayor parte de los separadores ocasionalmente operan con base en más de un mecanismo de separación (fuerza centrífuga, fuerza de gravedad, impactación por inercia, etc.); sin embargo en un separador donde exista un mecanismo predominante, como por ejemplo la impactación por inercia; se le conocería como un dispositivo de impactación por inercia (Perry, 1996). Este caso igualmente aplica para los llamados separadores centrífugos, también conocidos como “ciclones”, los cuales forman parte de los equipos más empleados dentro de las operaciones de separación de partículas sólidas o líquidas de una corriente gaseosa, además de poder emplearse para separar sólidos de líquidos. Su éxito se debe en parte a que son dispositivos de gran sencillez

estructural, no poseen partes móviles y apenas exigen mantenimiento (Gutiérrez y cols., 2006).

Un separador ciclónico está compuesto básicamente por un cilindro vertical con fondo cónico, dotado de una entrada tangencial normalmente rectangular. La corriente gaseosa cargada con las partículas (sólidas o líquidas) se introduce tangencialmente en el recipiente cilíndrico a velocidades de aproximadamente 30 m/s, saliendo el gas limpio a través de una abertura central situada en la parte superior. Las partículas, debido a su inercia, tienden a moverse hacia la periferia del equipo alejándose de la entrada del gas y recogándose en un colector situado en la base cónica. Estos equipos suelen ser muy eficientes separando partículas con diámetros superiores a 10 μm . El ciclón es esencialmente una cámara de sedimentación donde la aceleración gravitacional se reemplaza por la aceleración centrífuga (Perry, 1996).

II.1.2.1. Clasificación de los separadores centrífugos

Según Gómez J. y cols. (1987), los ciclones convencionales se pueden encontrar en una gran variedad de tamaños, donde la entrada al equipo puede ser bien rectangular o circular. Una forma de clasificar según los distintos tipos de ciclones es atendiendo a la manera en que se produce la carga y la descarga del equipo; otra forma sería en función de su eficiencia.

Según el principio de funcionamiento en el cual se basan, los ciclones pueden ser:

- De entrada tangencial y descarga axial: representan el ciclón tradicional y, aunque se pueden construir con diámetros más grandes, lo más frecuente es que éstos se encuentren entre los 600 y 915 mm.

- Con entrada tangencial y descarga periférica: el gas sufre un retroceso en el interior del equipo al igual que ocurre en un ciclón convencional. Sin embargo, presenta el inconveniente de que las partículas no son eliminadas en su totalidad de la corriente gaseosa.
- Con entrada y descarga axial: la diferencia fundamental se encuentra en que los diámetros son de menores dimensiones (entre 25 y 305 mm), con lo que gracias a esta característica su eficiencia es mayor aunque su capacidad es menor.
- De entrada axial y salida periférica: proporcionan un flujo directo que es muy adecuado para conectarlos en flujos de alimentación de gran magnitud, donde los cambios en la dirección del gas podrían ser un inconveniente.

Otra posible clasificación de los ciclones se puede realizar en función de su eficiencia. La eficiencia de un ciclón está determinada en gran medida por su tamaño. Se ha comprobado que los ciclones de menor diámetro son los que proporcionan mejores eficiencias en la separación de partículas. Asimismo, se observa que la altura total del equipo también afecta a la eficiencia, aumentando ésta con la altura. Según este criterio se pueden establecer los siguientes tipos de ciclones: muy eficientes (98 - 99%), moderadamente eficientes (70- 80%) y de baja eficiencia (50%) (Fuente: “Ciclones-Operaciones de Separación”, 2007). Sin embargo, en el caso específico de la industria petrolera, los separadores ciclónicos deben poseer eficiencias mayores a 99%, para evitar problemas operacionales en sistemas compresores y de bombeo, aguas abajo del proceso.

Es importante señalar que dentro de la clasificación de los ciclones también se encuentran los denominados multiciclones, los cuales se encargan de separar diferentes tipos de partículas, pero con la particularidad que el flujo alimentado es dividido y distribuido en el interior del separador, eventualmente sobre un número de

ciclones de cuerpo cilíndrico y de diámetros más pequeños configurados en serie o en paralelo (Hoffmann y Stein, 2002). Una de las principales razones para instalar ciclones múltiples en el interior de un separador en comparación a un dispositivo ciclónico único, es que se puede manejar la misma carga de alimentación, en unidades de separación más compactas, las cuales permiten reducir considerablemente los tamaños de los equipos a escala industrial, y por consiguiente los costos de construcción.

II.1.2.2. Geometría de los ciclones

Según Avci y cols. (2003), cuando se desarrollan los modelos matemáticos en separadores ciclónicos para calcular la eficiencia, éstos deben tomar en cuenta los efectos del patrón de flujo, las partículas y el efecto de aceleración. Sin embargo, diversos análisis realizados revelan que además del tipo de flujo, la superficie de fricción, la longitud del vórtice y los regímenes de flujo, los parámetros geométricos también juegan un papel importante en el funcionamiento de los ciclones, especialmente en ciclones pequeños.

A continuación se describe la geometría básica de un ciclón de tipo cónico (ver Figura II.2):

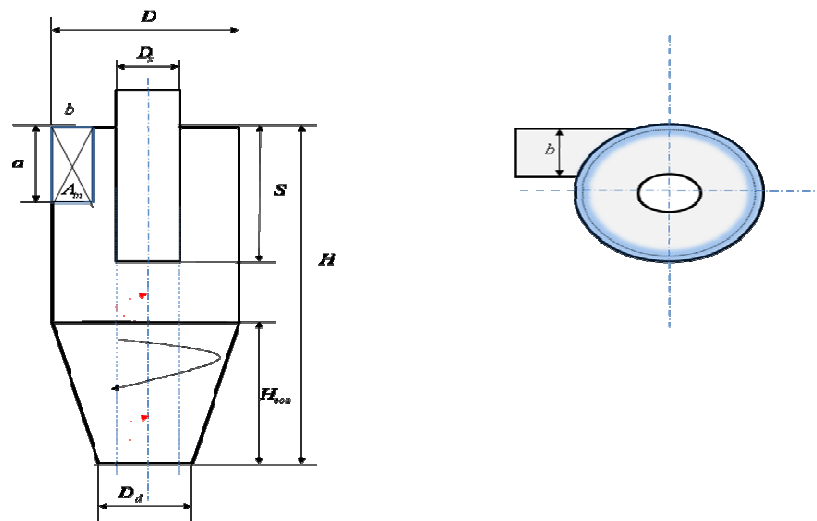


Figura II.2. Dimensiones típicas de un ciclón
Fuente: Hoffmann y cols., (2002)

Donde:

D = Diámetro del cuerpo (diámetro de la sección cilíndrica)

H = Altura total del ciclón (medida desde la salida de líquido)

D_x = Diámetro del tubo de salida de gas

S = Longitud del tubo de salida de gas

H_{con} = Altura del cilindro dispuesto sobre el cono

a = Altura de la zona de entrada

b = Ancho de la zona de entrada

D_d = Diámetro de la salida de líquido

II.1.2.3. Componentes básicos en un sistema de separación ciclónica

Una vez que el fluido ingresa tangencialmente en el equipo se distinguen zonas con características distintas de movimiento; en la zona próxima a la entrada y en la más externa del cilindro predominan las velocidades tangenciales, radiales y axiales de sentido descendente. Por otro lado; en la zona interna del cilindro, correspondiente al núcleo del ciclón y con un diámetro aproximadamente igual a 0.4 veces el del conducto de salida del gas; el flujo es altamente turbulento, se generan presiones bajas y predominan las velocidades axiales con sentido ascendente (ver Figura II.3). Por tanto, cualquier partícula que ingresa al separador se encuentra sometida a dos fuerzas opuestas en la dirección radial, la fuerza centrífuga y la de rozamiento. Ambas fuerzas son función del radio de rotación y del tamaño de la partícula, por esta razón las partículas de distintos tamaños tienden a girar en órbitas de diferentes radios. La fuerza dirigida hacia el exterior aumenta con la componente tangencial de la velocidad, mientras que la fuerza dirigida hacia el interior aumenta con la componente radial; el separador se debe diseñar de manera que la velocidad tangencial sea lo más alta posible mientras que la velocidad radial debe ser lo más baja posible (Gómez J. y cols., 1987).

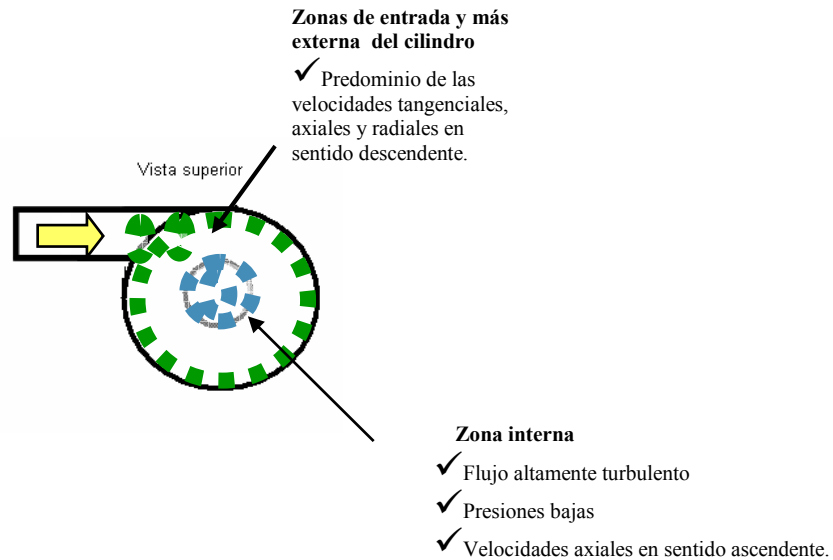


Figura II.3. Vista superior de un ciclón y principales características del flujo en diferentes zonas

Fuente: Adaptación propia

Un separador ciclónico generalmente está constituido por las siguientes secciones principales según Gómez J. y cols. (1987):

- Sección de separación primaria: la separación se realiza mediante un cambio de dirección de flujo. El cambio de dirección se puede efectuar con una entrada tangencial de los fluidos al separador como se señaló anteriormente, o bien instalando adecuadamente una placa desviadora a la entrada. Con cualquiera de las dos formas se le induce una fuerza centrífuga al flujo, la cual promueve la separación de las fases.
- Sección de separación secundaria: en esta sección se lleva a cabo la separación de las gotas de líquido que pueden ser arrastradas por la corriente de gas. Estas gotas se separan principalmente por la gravedad; por tal razón la turbulencia del flujo debe ser mínima. En algunos diseños se utilizan veletas o aspas alineadas para reducir aún más la turbulencia, sirviendo al mismo tiempo como superficies colectoras de gotas de líquido. La eficiencia de separación en esta sección

depende principalmente de las propiedades físicas del gas y del líquido, del tamaño de las gotas de líquido suspendidas en el flujo de gas y del grado de turbulencia.

II.1.2.4. Mecanismo de remoción de partículas en separadores ciclónicos

El principal mecanismo de remoción de líquido en los separadores ciclónicos lo constituye la separación centrífuga, la cual ocurre cuando la fuerza centrífuga excede la fuerza de fricción creada en la zona interna del equipo. De esta forma, la mezcla gas-líquido gira formando un efecto de doble vórtice para que finalmente se lleve a cabo el proceso de separación de fases. En el vórtice externo las partículas de líquido son centrifugadas hacia las paredes y por gravedad caen hacia la base del ciclón, mientras que en el interno la fase menos densa (gaseosa) tiende a desplazarse de forma axial y ascendente a través del centro o núcleo del ciclón hacia la salida ubicada en el tope del mismo (ver Figura II.4).

Este principio mecánico de separación se emplea en el separador, tanto en la sección de separación primaria como en la sección secundaria. Además, destaca el hecho que al hacer uso de fuerzas centrífugas en vez de gravitatorias, la velocidad de sedimentación de las partículas incrementa en gran medida haciéndose cientos de veces más efectiva la separación (Perry, 1984).

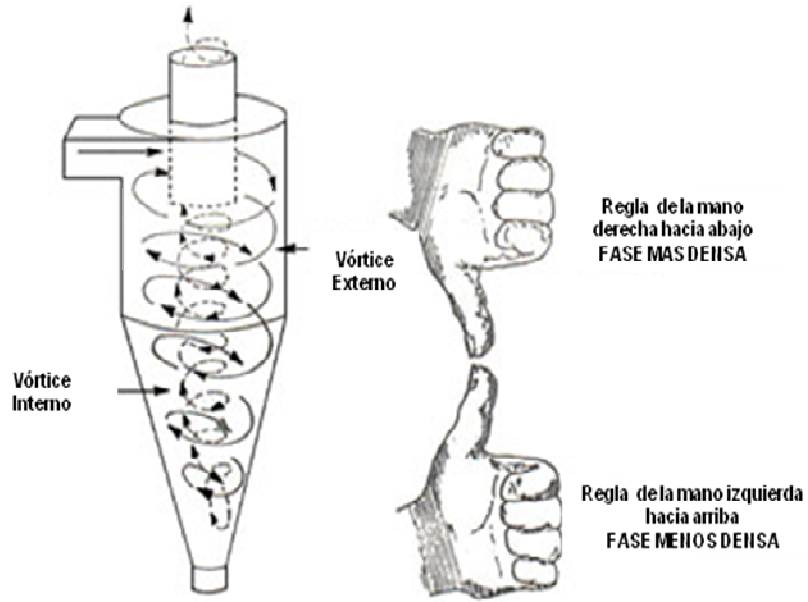


Figura II.4. Efecto de doble vórtice formado en el interior del ciclón

Fuente: Echeverri, (2006)

- Teoría de separación centrífuga

Cuando un cuerpo de masa m sobre el que se ejerce una fuerza F se acelera en dirección de la fuerza con una aceleración a , esta es inversamente proporcional a la masa:

$$a = \frac{F}{m} \quad (\text{Ec.1})$$

Al eliminarse la fuerza, el cuerpo continúa su movimiento en la misma dirección con una velocidad constante v . Su aceleración es cero hasta que se ejerce otra vez una fuerza. Si el movimiento del cuerpo (en este caso de las gotas) se restringe a una trayectoria circular su velocidad vectorial cambia continuamente. El cambio en la velocidad vectorial es la aceleración centrífuga, a_c :

$$a_c = w^2 \cdot r \quad (\text{Ec.2})$$

Donde r es el radio de la trayectoria circular y w representa la velocidad angular. Si este tipo de cuerpo se encuentra unido al extremo de una cuerda (ver Figura II.5), la fuerza ejercida sobre la cuerda es la fuerza centrífuga F_C , la cual se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$F_C = m \cdot r \cdot w^2 \quad (\text{Ec.3})$$

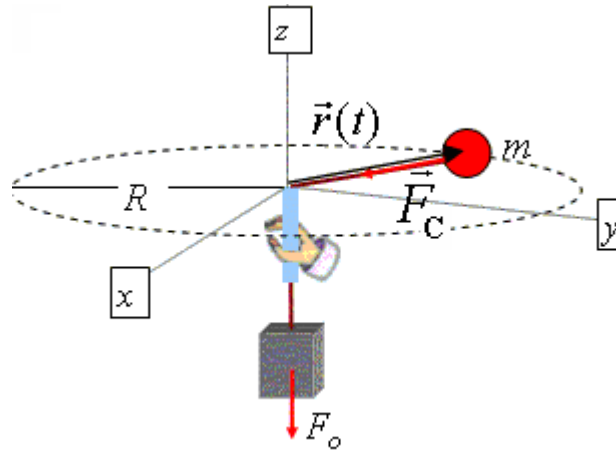


Figura II.5. Análisis de fuerzas de una partícula con movimiento centrífugo
Fuente: Adaptación (Perry, 1984)

En el otro extremo de la cuerda se debe ejercer una fuerza igual, pero de sentido contrario, para mantener el cuerpo en su trayectoria circular y evitar que se aleje en forma tangencial a esta trayectoria. Esta fuerza es la fuerza centrípeta F_{CP} :

$$F_{CP} = -m \cdot w^2 \cdot r \quad (\text{Ec.4})$$

Todos los componentes de un sistema de una o más partículas (gotas) suspendidas en una fase gaseosa continua y girando encerradas en un recipiente cilíndrico experimentan una fuerza centrífuga.

En términos de equipos de separación ciclónica, la intensidad de las fuerzas centrífugas generadas (F_r) dependerá de la magnitud de la velocidad tangencial de entrada (v_θ), según lo establecido en las siguientes ecuaciones:

$$F_r = \frac{a_c}{g} \quad (\text{Ec.5})$$

$$a_c = \frac{(v_\theta)^2}{R} \times \cos \varphi \quad (\text{Ec.6})$$

Donde, φ , R y g representan el ángulo de inclinación de la entrada del separador con respecto a la horizontal, el radio del separador, y la constante de gravedad, respectivamente.

En este sentido Barbuceanu y Scott (2001) recomiendan que las fuerzas de aceleración centrífuga en un separador estén en el intervalo de 56 a 100 veces g para asegurar una separación eficiente de las fases. Por otro lado, según Hoffmann y Stein (2002), normalmente los ciclones están diseñados para operar con velocidades en la entrada entre 18.3 y 25.9 m/s, mientras que Casal/Martínez-Benet recomiendan intervalos de velocidades en la entrada de 15-25 m/s.

En general; los ciclones, si se diseñan con cuidado, pueden ser más eficientes para la recolección de líquido que de sólidos, ya que los líquidos coalescen al capturarlos y son fáciles de drenar de la unidad. En condiciones de operación específicas, la fuerza de aceleración centrífuga de separación puede variar entre 5 y 2500 veces la gravedad, para ciclones de baja resistencia y diámetro muy grande, y en unidades muy pequeñas de alta resistencia, respectivamente (Perry, 1984).

II.1.2.5. Factores determinantes en la evaluación de separadores ciclónicos

- **Mapa de operación**

El mapa de operación de un separador, se encuentra delimitado por el inicio de la condición de líquido arrastrado a través de la salida de gas (LCO) y una condición de arrastre de gas (GCU) en la corriente de salida de líquido inferior al 10%. El LCO es un fenómeno indeseable que se lleva a cabo en condiciones de operación que involucran altas relaciones de caudales gas-líquido; y donde el líquido eventualmente es arrastrado por el flujo de gas que circula hacia la salida de tope del separador. Por otro lado el GCU en concentraciones mayores a 10% pudiera ocasionar problemas con algunos equipos de medición de caudal de líquido en la salida del separador, además de ocasionar otros problemas operacionales aguas abajo en el proceso.

Estos fenómenos (GCU y LCO) se pueden predecir a través de la realización de simulaciones numéricas en los equipos, y son determinantes en el momento de realizar modificaciones en el diseño de los componentes principales de un prototipo de separación. Una vez realizadas las simulaciones, lo que se busca es realizar los experimentos necesarios que permitan validar los resultados numéricos obtenidos mediante la elaboración de un mapa de operación.

Es posible determinar la operación óptima (sin LCO) de un separador, en función de las velocidades o caudales de líquido y gas que estén presentes en el separador; sin embargo para su caracterización generalmente se toma como límite de operación el inicio del LCO (ver Figura II.6).

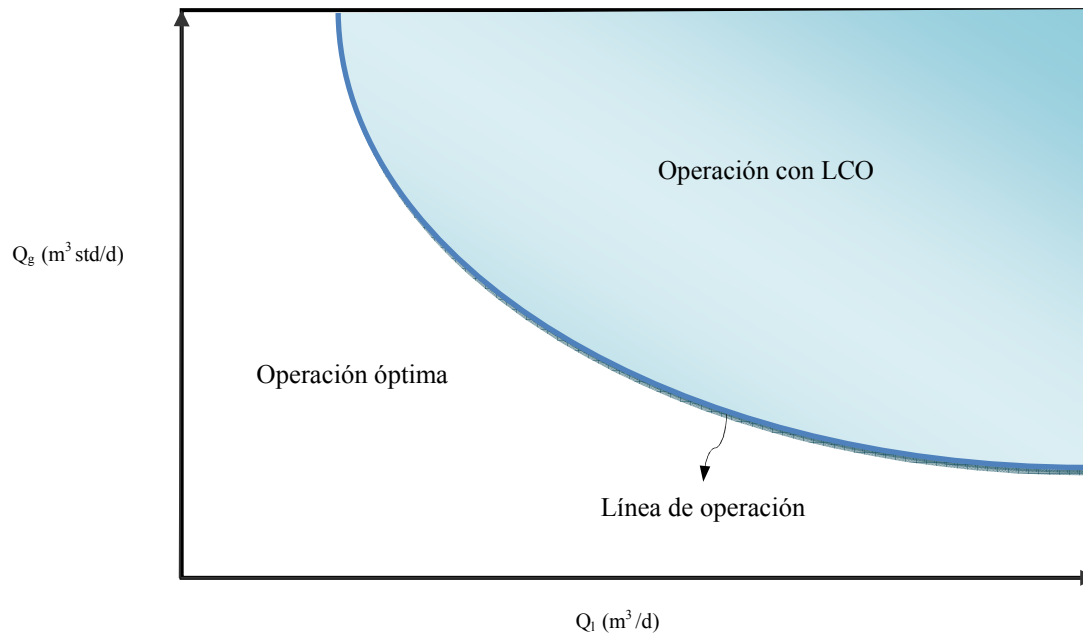


Figura II.6. Mapa de operación en la evaluación de separadores ciclónicos gas-líquido

Sin embargo, es importante acotar que el mapa de operación puede variar en función de otros parámetros, tales como; características del fluido, condiciones de operación (P, T) y geometría del equipo.

- Patrón de flujo

Se mencionan los tipos de patrones de flujo, debido a que dependiendo del tipo de proceso de separación, éstos pueden afectar el desempeño del equipo, disminuyendo su eficiencia. Por ejemplo, para un flujo tapón o intermitente, se presentan ciertas desventajas, ya que los equipos y accesorios pueden verse afectados por efecto del impacto, la erosión y corrosión (Torres, 2001). Adicionalmente, conocer el patrón de flujo de la mezcla gas-líquido que va al separador es de gran importancia, ya que permite diseñar de forma adecuada las piezas que conforman el separador.

El estudio del flujo bifásico ha tenido gran auge debido al interés de industrias como la petrolera y la del gas natural, en optimizar y hacer más rentable el transporte de sus productos (Giordano, 2002). La distribución relativa de gas y líquido en tuberías es conocida como patrón de flujo o régimen de flujo. Muchas correlaciones para calcular caídas de presión y/o fracción de líquido son válidas para regímenes específicos, o dependen de una capacidad para predecir el régimen de flujo (Beggs y Brill, 1988).

En la Figura II.7 se muestran los patrones de flujo encontrados en flujo bifásico gas-líquido a través de una tubería horizontal. Algunas de estas configuraciones de flujo también pueden presentarse en tuberías verticales e inclinadas; sin embargo, para efectos de cálculos se utilizan algunas de las correlaciones empleadas para tuberías verticales u horizontales, dependiendo del ángulo de inclinación.

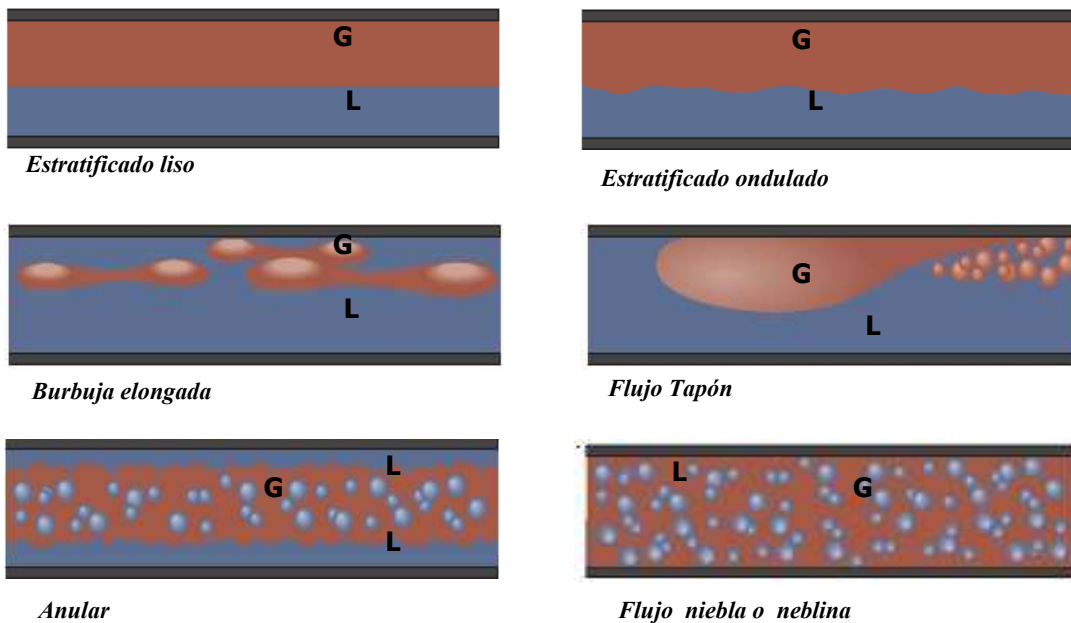


Figura II.7. Principales regímenes de flujo para sistemas líquido-gas en tuberías horizontales
Fuente: Catala, (1996)

Entre los diferentes patrones de flujo, para tuberías horizontales según Beggs y Brill (1988) se encuentran:

Estratificado liso: se caracteriza por una separación completa de las fases, en la cual el líquido fluye por el fondo de la tubería y el gas por la parte superior de la misma.

Estratificado ondulado: se produce al aumentar la velocidad del gas con respecto a la que se tenía en el estratificado liso, produciendo ondas en la interfase gas – líquido.

Burbuja elongada: se caracteriza por presentar burbujas en forma de bala que tienden a moverse a lo largo de la parte superior de la tubería.

Flujo slug o tapón: en este régimen, se forman grandes burbujas de gas que son transportadas rápidamente a lo largo de la tubería; observándose, generalmente, cierta cantidad de líquido fluyendo bajo ellos. Dicho líquido es empujado hacia el tope de la tubería formando tapones de líquido entre las bolsas de gas (Hewitt, 1978). Además, este patrón presenta un vórtice característico, el cual se denomina zona de mezcla donde el gas se dispersa en el cuerpo del líquido (Torres, 2001).

Anular: éste se evidencia al manipular grandes caudales de gas. Usualmente se observan gotas de líquido desplazándose a través del centro gaseoso y, a consecuencia del efecto de la gravedad, se forma una película de líquido que fluye por las paredes de la tubería, observándose que en el fondo de la tubería ésta es generalmente más gruesa que en la parte superior.

Flujo niebla o neblina: se observan pequeñas gotas de líquido esparcidas en el gas.

- Caída de presión

La caída de presión en un ciclón, se expresa de un modo más conveniente en términos de la carga de velocidad, basada en el área de entrada inmediata del ciclón. La carga de velocidad de entrada (h_{in}), se relaciona con la velocidad promedio de la mezcla de entrada (v_{in}) y la densidad (ρ_{in}) mediante la siguiente ecuación:

$$h_{in} = \frac{v_{in}^2}{2g} \quad (\text{Ec.7})$$

Según Perry (1984), las pérdidas por fricción en los ciclones que se encuentran en la práctica varían de 1 a 20 plg de H₂O (0.03 a 0.51 m de H₂O), utilizando la velocidad en la entrada expresada en m/s.

Sin embargo, para efectos de este Trabajo Especial de Grado la caída de presión experimental generada por los dispositivos internos en los separadores ciclónicos, se evaluará considerando que ésta debe estar comprendida entre 6.9×10^3 y 34×10^3 Pa (1 y 5 psi) para que el comportamiento en este tipo de equipos sea aceptable (Martínez, 2002).

- Eficiencia de separación

Según Zhao (2004), para describir el funcionamiento de los ciclones las teorías de la recolección de partículas han sido desarrolladas usando diferentes métodos, simplificaciones y suposiciones. Investigaciones representativas incluyen: la teoría de Lapple (1951), la cual es ampliamente usada en cuanto a las teorías de diámetro de corte se refiere. Lapple asumió que las partículas que entran al ciclón eventualmente son distribuidas a través de la entrada lateral y son recolectadas con un 50 % de eficiencia y por lo tanto; definió el diámetro de corte como el tamaño de partícula para el cual el ciclón posee una eficiencia de 50% de separación.

La teoría de recolección de Barth (1956) es otra representación de la teoría del tamaño de diámetro de corte. Barth calculó la velocidad terminal para partículas estáticas, basado en un balance entre la fuerza centrífuga y la fuerza de arrastre. A partir de esto determinó la eficiencia de recolección para algunos tamaños de partícula en función del radio de las partículas estáticas.

Dirgo y Leith (1985) modificaron la teoría de Barth y encontraron una expresión simple para la gráfica de Barth de eficiencia de recolección versus el radio de la partícula. Leith y Licht (1972) desarrollaron otra popular teoría para el diseño de ciclones suponiendo que la turbulencia mantiene la concentración de partículas en alguna altura en el ciclón. Clift y cols. (1991) modificaron el tiempo de residencia estimado para el gas y rederivaron la ecuación del grado de eficiencia basado en la teoría de Leith y Licht. Así como todas estas teorías, existen innumerables para verificar el buen funcionamiento de un ciclón, pero la teoría de Muschelknautz, la cual considera los efectos de la rugosidad en la pared, el flujo secundario, la pérdida de presión y el cambio en la distribución del tamaño de partícula, constituye uno de los métodos más prácticos para el modelado y evaluación de ciclones hoy en día (Hoffmann y Stein, 2002).

A pesar de los diversos esfuerzos para producir un cálculo teórico del rendimiento de los ciclones, aún no existe una relación que haya recibido una aceptación general. Se han realizado varios intentos para calcular el diámetro crítico de partícula; es decir, el diámetro de la partícula más pequeña ($D_{p,m}$) que teóricamente se separa de la corriente de gas con una eficiencia de 100%.

Según Perry (1984), Rosin, Ramler e Intelmann obtuvieron la siguiente ecuación para el diámetro crítico de la partícula:

$$D_{p,m} = \left[\frac{9\mu \cdot b}{\pi N_{ic} v_c (\rho_p - \rho_g)} \right]^{0.5} \quad (\text{Ec.8})$$

Donde:

N_{ic} = Número de vueltas que realiza la corriente de gas dentro del ciclón.

Las partículas menores se eliminan hasta una extensión proporcional a la distancia inicial de las partículas respecto a la pared, el diámetro de corte (D_{pc}), que es el diámetro de partícula correspondiente a una eficiencia de 50%, esta dado por:

$$D_{pc} = \left[\frac{9\mu \cdot b}{2\pi N_e v_c (\rho_p - \rho_g)} \right]^{0.5} \quad (\text{Ec.9})$$

Donde:

N_e = Número eficaz de vueltas que realiza la corriente de gas dentro del ciclón.

La curva empírica de la eficiencia, está representada por la siguiente ecuación:

$$\eta = \frac{\left(\frac{D_p}{D_{pc}} \right)^2}{1 + \left(\frac{D_p}{D_{pc}} \right)^2} \quad (\text{Ec.10})$$

Los ciclones son equipos muy eficaces; sin embargo, se observa que partículas de diámetro menor que el diámetro mínimo calculado son separadas, mientras que otras de mayor tamaño son arrastradas con el gas. Esto indica que existen otros factores que interfieren en la separación de las partículas, como colisiones entre las partículas y turbulencias generadas por el patrón de flujo que pueden afectar la eficacia del ciclón (Gómez J. y cols., 1987).

Sin embargo, debido a que debe conocerse con precisión el orden de magnitud de los diámetros de partícula involucrados en el proceso, experimentalmente la eficiencia de separación es evaluada considerando los caudales de gas y líquido separados (\dot{m}_{gf} y \dot{m}_{lt}), en función de los flujos alimentados (\dot{m}_{gin} y \dot{m}_{lin}), tal como se observa en las ecuaciones 11 y 12.

$$\eta_l = \frac{\dot{m}_{lf}}{\dot{m}_{lin}} * 100\% \quad (\text{Ec.11})$$

$$\eta_g = \frac{\dot{m}_{gt}}{\dot{m}_{gin}} * 100\% \quad (\text{Ec.12})$$

A continuación se describen en orden de importancia según Gómez J. y cols. (1987), los principales factores que afectan la eficiencia de la separación de gas y líquido:

Velocidad del gas: el tamaño de las partículas suspendidas en el flujo de gas, es un factor importante en la determinación de la velocidad de asentamiento en la separación por gravedad y en la separación por fuerza centrífuga. La velocidad promedio del gas en la sección de separación secundaria, corresponde a la velocidad de asentamiento de una gota de líquido de cierto diámetro, que se puede considerar como el diámetro base. Teóricamente todas las gotas con diámetro mayor que el diámetro base deben ser eliminadas. En un ciclón, la trayectoria del gas comprende un doble vórtice, en donde el gas dibuja una espiral descendente en el lado exterior y ascendente en el lado interior. Cuando el gas ingresa en el ciclón su velocidad sufre una redistribución, de tal modo que la componente tangencial de la velocidad (v_θ) aumenta al reducirse el radio, como indica la expresión $v_\theta \sim r^{-n}$.

La velocidad espiral dentro de un ciclón puede alcanzar un valor varias veces mayor que la velocidad promedio del gas en la entrada. Los análisis teóricos revelan que n debe ser igual a 1.0 en ausencia de fricción en la pared; no obstante, las mediciones

reales señalan que n puede variar de 0.5 a 0.7 en una porción grande del radio del ciclón (Perry, 1984)

Distribución del tamaño de las partículas de líquido y volumen que entra al separador: generalmente los separadores se diseñan de tal forma que las partículas de líquido mayores de 100 micras, se deben separar del flujo de gas en la sección de separación secundaria, mientras que las partículas más pequeñas en una sección de extracción de niebla. Cuando se aumenta la velocidad del gas a través del separador, sobre un cierto valor establecido en su diseño, aunque se incremente el volumen de gas manejado no se separan totalmente las partículas de líquido mayores a 100 micras en la sección de separación secundaria. Con esto se ocasiona que se inunde el extractor de niebla y, como consecuencia, que haya arrastre de baches de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

Presión de separación: es uno de los factores más importantes en la separación, desde el punto de vista de la recuperación de líquidos. Siempre existe una presión óptima de separación para cada situación en particular. En ocasiones al disminuir la presión de separación, principalmente en la separación de gas y condensado, la recuperación de líquido aumenta. Sin embargo, es necesario considerar el valor económico del incremento de volumen de líquido, contra la compresión extra que puede necesitarse para transportar el gas. La capacidad de los separadores también es afectada por la presión de separación. Al aumentar la presión, aumenta la capacidad de separación de gas y viceversa.

Temperatura de separación: la temperatura afecta la capacidad del separador al variar los volúmenes de fluido y sus densidades. El efecto neto de un aumento en la temperatura de separación es la disminución de capacidad en la separación de gas.

Densidades del líquido y del gas: las densidades del líquido y gas afectan la capacidad de manejo de gas de los separadores, la cual es directamente proporcional a

la diferencia de densidades del líquido y del gas e inversamente proporcional a la densidad del gas.

Viscosidad del gas: el efecto de la viscosidad del gas en la separación se puede observar en las ecuaciones para determinar la velocidad del asentamiento de las partículas de líquido. La viscosidad del gas afecta el valor del coeficiente de arrastre. De la ley de Stokes, utilizada para determinar la velocidad de asentamiento de partículas de cierto diámetro, se deduce que a medida que aumenta la viscosidad del gas disminuye la velocidad de asentamiento y, por lo tanto, la capacidad de manejo de gas del separador.

II.1.2.6. Ventajas y desventajas de los separadores ciclónicos

Según Hoffmann y Stein (2002) algunas de las ventajas y desventajas en el uso de ciclones son las siguientes:

- Ventajas
 - Bajo capital de inversión y costos de mantenimiento en muchas aplicaciones.
 - Compactos en muchas aplicaciones.
 - Pueden ser usados bajo condiciones extremas de procesamiento; en particular a altas temperaturas y presiones, y con alimentación químicamente agresiva.
 - No contienen partes móviles.
 - Pueden ser construidos de diferentes materiales, tales como: aluminio, plástico, cerámica, acero, etc.
 - Pueden separar algunos sólidos o líquidos particulados; algunas veces ambos en combinación con propiedades de diseño.

 - Desventajas
 - Baja eficiencia para partículas con diámetro menor al diámetro de corte.
-

- Pueden generar caídas de presión más altas que las obtenidas en otros tipos de separadores.
- Pueden presentar un comportamiento por debajo del nivel de esperado, si no son diseñados y operados apropiadamente.

Es importante señalar que algunas de estas consideraciones son realizadas para separadores ciclónicos gas-sólido, pero debido a que se puede realizar la aproximación de una partícula de líquida a una sólida, se pueden aplicar estos principios en la separación gas-líquido.

II.2. Modelos Utilizados para la Determinación de Caída de Presión

A continuación se presentan los modelos empleados para la determinación de la caída de presión en los prototipos de separación en estudio, resaltando las principales ecuaciones utilizadas y ajustes realizados. Los métodos de Muschelknautz (Hoffmann, 2002), Chen y cols. (2006) y Candentey-Gómez (2002), se aplicaron al separador tipo CYCINT; mientras que para el separador Multiciclónico se calcularon las pérdidas de carga en diferentes zonas del separador para posteriormente determinar la caída de presión total, realizando una sumatoria global de las mismas.

II.2.1. Determinación de la caída de presión a través del Método de Muschelknautz (MM)

El profesor Edgar Muschelknautz junto a sus estudiantes y colaboradores (Universidad de Stuttgart), desarrollaron uno de los métodos más prácticos de modelado para separadores ciclónicos en la actualidad. A continuación se presentan algunas de las ecuaciones requeridas para calcular la caída de presión y eficiencia de separación en un separador ciclónico de la forma “cilindro sobre cono”.

II.2.1.1. Cálculo del coeficiente de constricción (α)

El coeficiente de constricción en la entrada lateral para un tipo de geometría rectangular se calcula de acuerdo a la siguiente fórmula empírica:

$$\alpha = \frac{1}{\xi} \left[1 - \sqrt{1 + 4 \left[\left(\frac{\xi}{2} \right)^2 - \left(\frac{\xi}{2} \right) \right]} \cdot \sqrt{1 - \frac{(1 - \xi^2) \cdot (2\xi - \xi^2)}{1 - C_0}} \right] \quad (\text{Ec.13})$$

$$\xi = \frac{b}{R} \text{ (adimensional)} \quad (\text{Ec.14})$$

Donde:

α = Coeficiente de constricción (adimensional)

C_0 = Relación entre la masa de sólidos y cantidad total alimentada al separador

b = Ancho de la entrada lateral del ciclón (m)

R = Radio del cuerpo del ciclón $D/2$ (m)

D = Diámetro del ciclón (m)

Modificaciones realizadas:

Debido a que la entrada lateral del separador tipo CYCINT no es de forma convencional (rectangular), el cálculo del término $\xi = \frac{b}{R}$ se realizó de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$\xi = \frac{D_{eq}}{R} \quad (\text{Ec.15})$$

Donde:

D_{eq} = Diámetro equivalente correspondiente a la entrada del separador (m)

De igual forma, debido a que la entrada del separador está representada por un sector circular (ver Figura II.8.), a partir de ésta área se determinó el diámetro equivalente D_{eq} correspondiente al área lateral de entrada (A_{in}), el cual posteriormente se utilizó para realizar el cálculo de ξ y el cálculo del coeficiente de constricción α .

$$A_{in} = \pi \frac{D_{eq}^2}{4} \quad (\text{Ec.16})$$

$$\Rightarrow D_{eq} = \sqrt{\frac{4A_{in}}{\pi}} \quad (\text{Ec.17})$$

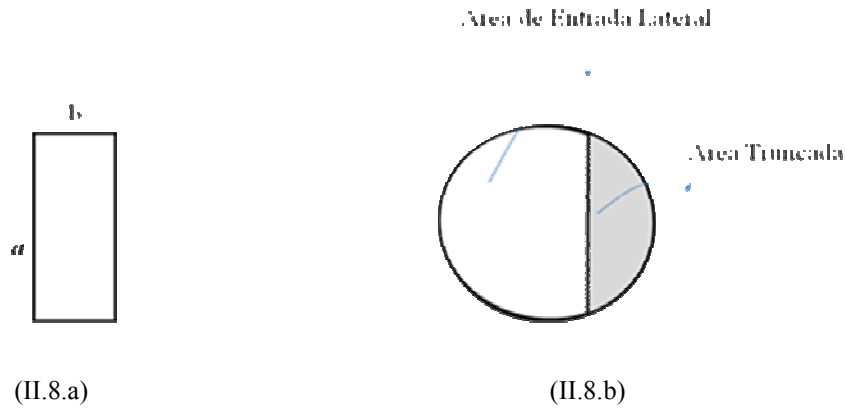


Figura II.8. Entrada lateral rectangular (a) y entrada al separador tipo CYCINT (b)
Fuente: Adaptación propia, (2008)

Adicionalmente el término C_0 se redefinió como la relación másica entre la fase líquida y la mezcla alimentada, ya que en este caso se están trabajando con mezclas gas-líquido y no con mezclas sólido-líquido, como es el caso para el cual Muschelknautz definió este término.

II.2.1.2. Cálculo de las velocidades

Conociendo α , la velocidad media del gas en la entrada v_{in} , el radio de entrada R_{in} y radio del separador R se procede a calcular la velocidad tangencial de pared justo después de la entrada lateral $v_{\theta W}$ (ver Figura II.9), aplicando las ecuaciones señaladas a continuación:

$$v_{\theta W} = \frac{v_{in} R_{in}}{\alpha R} \quad (\text{Ec.18})$$

Donde:

$$R_{in} = R - \frac{b}{2} \quad (\text{Ec.19})$$

$$v_{in} = \frac{Q_{in}}{A_{in}} = \frac{Q_{in}}{ab} = \frac{Q_{in}}{\frac{d_{eq}^2}{4} \pi} \quad (\text{Ec.20})$$

v_{in} = Velocidad media del gas en la entrada (m/s)

Q_{in} = Caudal volumétrico en la entrada del separador (m³/s)

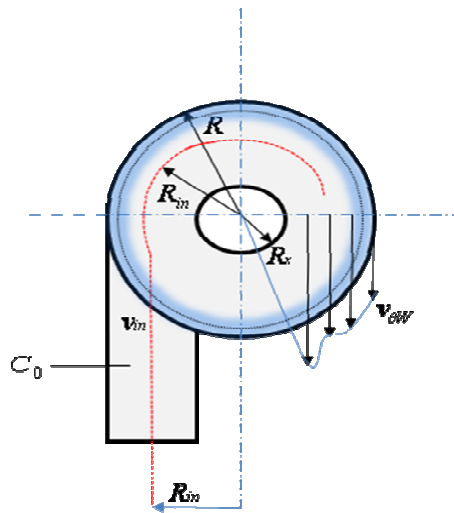


Figura II.9. Vista superior de un separador cilindro sobre cono
Fuente: Adaptación propia, Hoffmann (2002)

De igual forma se calcula la media geométrica del radio (R_m), utilizando el radio (R_x) del “vortex finder” o dispositivo de salida de gas.

$$R_m = \sqrt{R_x R} \quad (\text{Ec.21})$$

$$v_{zw} = \frac{0.9 Q_{in}}{\pi (R^2 - R_m^2)} \quad (\text{Ec.22})$$

Donde:

v_{zw} = Velocidad axial de pared (m/s)

Modificaciones realizadas:

Como se indicó anteriormente el separador tipo CYCINT no posee entrada lateral rectangular, sin embargo para realizar el cálculo del parámetro R_{in} se requiere el valor de b . Para realizar este cálculo se realizó una analogía entre el área de entrada del separador tipo CYCINT con una entrada rectangular de altura a equivalente a la sección lineal del sector circular truncado que se encuentra en la zona de alimentación.

Para calcular b se construyó un triángulo isósceles de base a , y lados de longitud R_{visor} , el cual corresponde al valor del radio del visor o tubo de entrada al separador (ver Figura II.10).

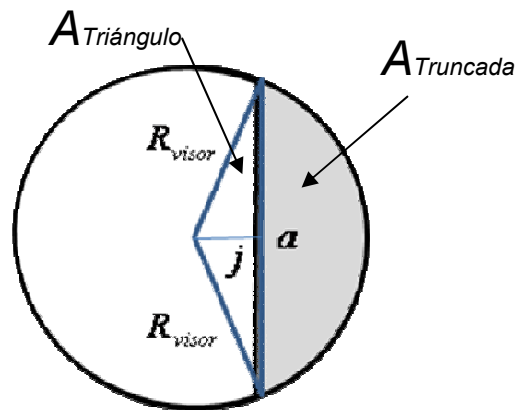


Figura II.10. Esquema de la entrada lateral del separador tipo CYCINT

Fuente: Adaptación propia, Hoffmann (2002)

El área correspondiente a este sector circular (A_{SC}) comprendido por el área del triángulo (A_T) y el área truncada se determinó según las siguientes ecuaciones:

$$A_{SC} = \frac{aR_{visor}}{2} \quad (\text{Ec.23})$$

$$A_T = \frac{aj}{2} \quad (\text{Ec.24})$$

$$A_{SC} - A_T = A_{visor} - A_{in} \quad (\text{Ec.25})$$

Donde:

A_{visor} = Área transversal del tubo de entrada

Posteriormente, a través de un sistema de ecuaciones se determinó el valor de a el cual se mantuvo constante, para así determinar el valor aproximado de b . Según el valor de a obtenido, se despejó b , todo esto a partir de la expresión que define el área de entrada al separador (ver Cálculos Tipo).

Trefz y Muschelknautz encontraron que aproximadamente 10% de la corriente alimentada (próxima a la entrada) presenta “corto circuitos” en el ciclón y fluye radialmente en espiral alrededor del tubo de salida de gas (vortex finder). Este porcentaje puede variar entre 4 y 16% del caudal que ingresa al separador (Q_{in}), pero un promedio aceptable para efectos de cálculos es 10%. Como consecuencia, se asume que aproximadamente 90% del flujo Q_{in} alimentado es el que participa directamente en la formación del vórtice interno. Esta es la razón por la cual se emplea el factor 0.9. No obstante, debido a que los prototipos de separadores en estudio no cuentan con este dispositivo en la salida, tal y como lo presenta el MM, y además la mezcla bifásica en el caso del separador tipo CYCINT se alimenta en la zona cónica del equipo (ver Figura II.11), este valor se consideró como 0.999; tomando en cuenta que la ubicación de la boquilla de entrada (parte cónica del

equipo) impide la formación de corto circuitos dentro del separador y por lo tanto la totalidad del caudal Q_{in} alimentado participa en la formación del vórtice.

Por esta razón, se modificó la ecuación 22, y el término de v_{ZW} se determinará a partir de la siguiente ecuación:

$$v_{ZW} = \frac{0.999Q_{in}}{\pi(R^2 - R_m^2)} \tag{Ec.26}$$

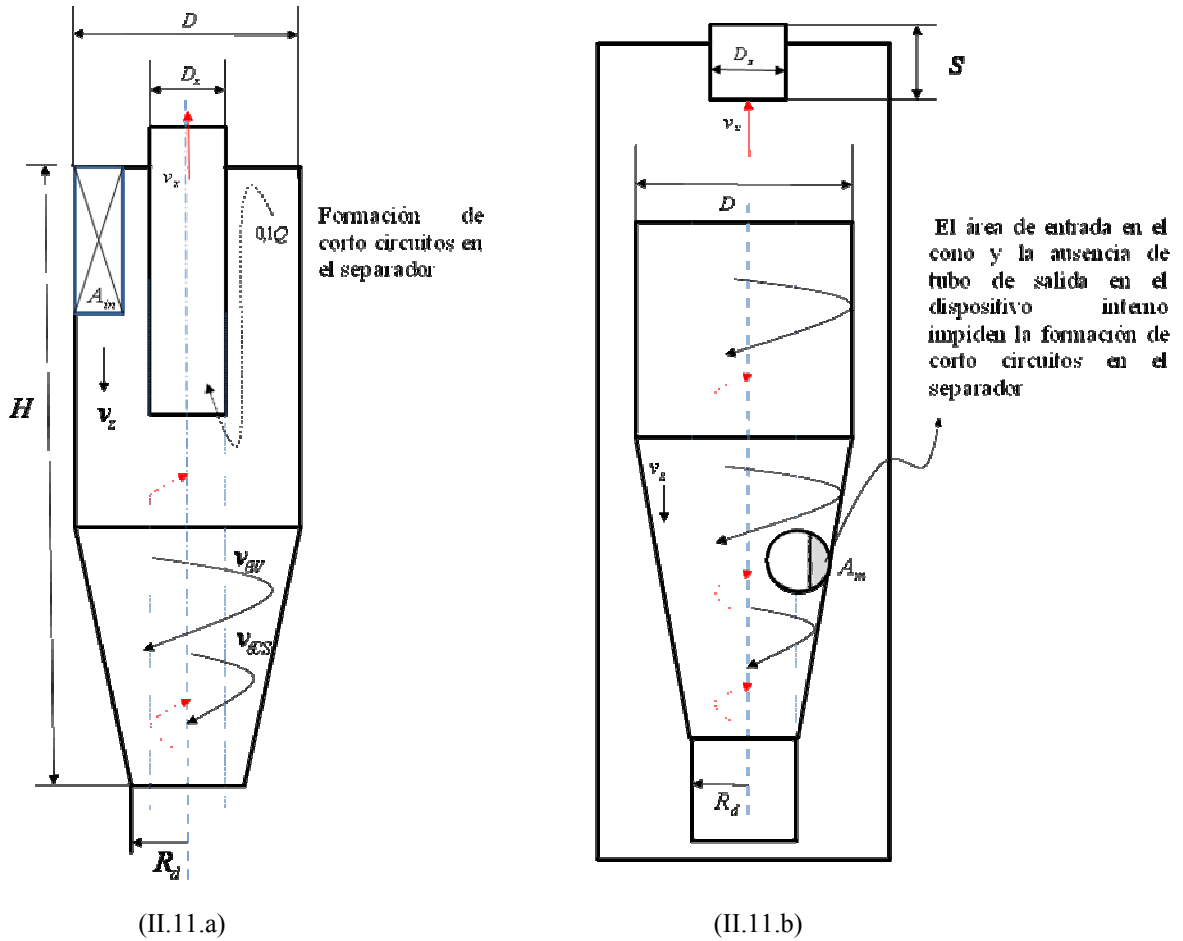


Figura II.11. Esquematización de las líneas de flujo en el separador ciclónico presentado en el Método de Muschelknautz (a), con respecto al separador CYCINT (b)
Fuente: Adaptación propia, Hoffmann (2002)

II.2.1.3. Número de Reynolds en el cuerpo del ciclón

El factor de fricción es función del número de Reynolds en el cuerpo del separador y la rugosidad relativa de las paredes. Muschelknautz y Trefz definen el número de Reynolds en un ciclón (Re_R) como:

$$Re_R = \frac{R_{in} R_m v_{ZW} \rho_g}{H \mu_g \left(1 + \left(\frac{v_{ZW}}{v_{\theta m}} \right)^2 \right)} \quad (\text{Ec.27})$$

$$v_{\theta CS} = v_{\theta W} \cdot \left[\frac{\left(\frac{R}{R_x} \right)}{1 + \frac{f \cdot A_R \cdot v_{\theta W} \sqrt{\frac{R}{R_x}}}{2Q_{in}}} \right] \quad (\text{Ec.28})$$

$$A_R = \pi \left[R^2 - R_x^2 + 2R(H - S) + (R + R_d) \sqrt{H_{con}^2 + (R - R_d)^2} + 2R_x S \right] \quad (\text{Ec.29})$$

$$v_{\theta m} = \sqrt{v_{\theta W} \cdot v_{\theta CS}} \quad (\text{Ec.30})$$

Donde:

ρ_g = Densidad del gas (Kg/m³)

μ_g = Viscosidad del gas (Pa.s)

$v_{\theta m}$ = Velocidad media geométrica de rotación (m/s)

$v_{\theta CS}$ = Velocidad interna de giro fase menos densa (m/s)

A_R = Área total interna del ciclón que contribuye al dragado del líquido (m²)

H = Altura del separador (m)

R_x = Radio del tubo de salida de gas del separador (m)

El valor Re_R se utiliza para determinar el factor de fricción de la fase gaseosa f_{air} , en conjunto con el gráfico mostrado en la Figura II.12.

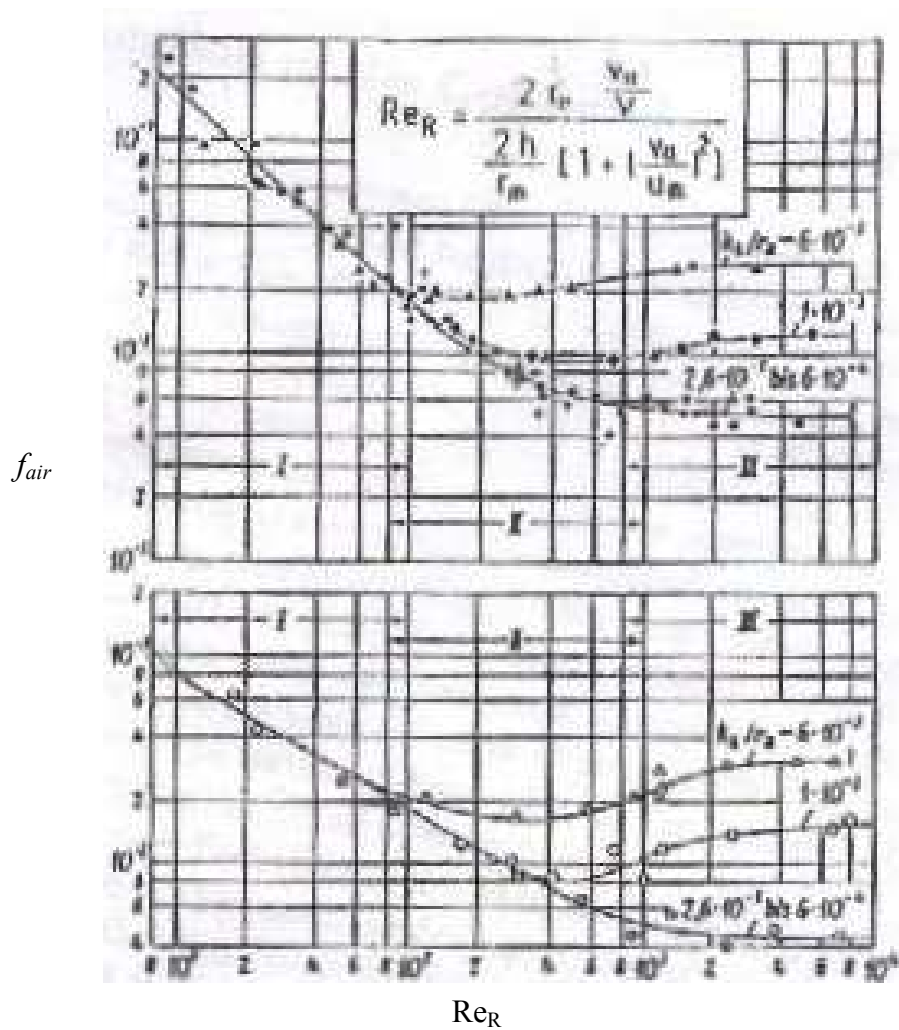


Figura II.12. Factor de fricción del gas en función del número de Reynolds y la rugosidad relativa
Fuente: Hoffmann, (2002)

Por lo tanto, para calcular el factor de fricción de la mezcla (f) se utilizó la correlación definida por Muschelknautz para mezclas gas-líquido (utilizando aire en la fase gaseosa):

$$f = f_{air} + (1 + 0.4C_0^{0,1}) \quad (\text{Ec.31})$$

Sin embargo, es importante acotar que para valores $Re_{cyc} > 400$, el valor de f_{air} , tiende a ser constante, dependiendo solo de la rugosidad relativa de la pared k_w/D .

$$Re_{cyc} = \frac{Re_x}{4 \frac{H}{D_x} \left(\frac{D}{D_x} - 1 \right)} \quad (\text{Ec.32})$$

Donde Re_x está definido según la ecuación 33

$$Re_x = \frac{\rho_g v_x D_x}{\mu_g} \quad (\text{Ec.33})$$

Bajo estas condiciones se puede aproximar el valor de f_{air} a los valores mostrados en la Tabla II.1.

Tabla II.1. Valores de factor de fricción del aire (f_{air}) para diferentes valores de k_w/D

k_w/D	f_{air}
Tubería hidráulicamente lisa	0.005
0.5×10^{-3}	0.01
3×10^{-3}	0.025

Modificaciones realizadas:

Una de las modificaciones realizadas radica en eliminar algunos de los términos de la ecuación 29, los cuales están relacionados con el cálculo del área interna del ciclón

utilizada, básicamente, se despreció el término donde se involucra la altura del tubo de salida de gas (S), ya que en el separador utilizado esta medida no es representativa. Por lo tanto, la ecuación 29 queda de la siguiente forma:

$$A_R = \pi \left[R^2 - R_x^2 + 2R(H) + (R + R_d) \sqrt{H_{con}^2 + (R - R_d)^2} \right] \quad (\text{Ec.34})$$

Por otro lado, el término entre paréntesis en la ecuación 31, representa un factor de corrección relacionado con la carga de líquido alimentada. Este valor de 0.1 puede variar desde 1, para valores de concentración de carga de líquido en la entrada (C_0) despreciables, hasta 1.4 para C_0 alrededor de 1. Esta dependencia de f con C_0 no es apreciable para valores de carga en el orden de 0.1. Debido a que las concentraciones utilizadas se encuentran alrededor de 1 (0.746 - 0.998) se considerará este valor 1.4.

II.2.1.4. Cálculo de la caída de presión

El cálculo de la caída de presión se realiza a través de la sumatoria entre la caída de presión en el cuerpo del ciclón (ΔP_{body}) ocasionadas por las pérdidas ocasionadas a partir del roce con la paredes, en la salida de gas y vórtice interno (ΔP_x), y las pérdidas ocasionadas debido a la aceleración que adquiera la mezcla en el dispositivo de alimentación del ciclón (ΔP_{acc}). Las ecuaciones involucradas para realizar el cálculo de la caída de presión son las siguientes:

$$\Delta P_{MM} = \Delta P_{body} + \Delta P_x + \Delta P_{acc} \quad (\text{Ec.35})$$

$$\Delta P_{body} = \frac{f A_R \rho_g (v_{\theta W} v_{\theta CS})^{1.5}}{2 \times 0.99 Q_{in}} \quad (\text{Ec.36})$$

$$\Delta P_x = \left[2 + \left(\frac{v_{\theta CS}}{v_x} \right)^2 + 3 \left(\frac{v_{\theta CS}}{v_x} \right)^{\frac{4}{3}} \right] \frac{1}{2} \cdot \rho_g \cdot v_x^2 \quad (\text{Ec.37})$$

$$\Delta P_{acc} = (1 + C_0) \frac{\rho_g (v_{in}^2 - v_{visor}^2)}{2} \quad (\text{Ec.38})$$

Modificaciones realizadas:

En las ecuaciones 36 y 38 se reemplazó la densidad del gas por densidad de la mezcla (ρ_{mez}), para calcular ΔP_{body} y ΔP_{acc} , todo esto debido a que en estas zonas gran parte de las pérdidas de presión son ocasionadas por la fase líquida que se alimenta al ciclón. De esta forma estas ecuaciones quedan de la siguiente forma:

$$\Delta P_{body} = \frac{f A_R \rho_{mez} (v_{\theta W} v_{\theta CS})^{1.5}}{2 \times 0.99 Q_{in}} \quad (\text{Ec.39})$$

$$\Delta P_{acc} = \frac{\rho_{mez} (v_{in}^2 - v_{visor}^2)}{2} \quad (\text{Ec.40})$$

Donde:

$$\rho_{mez} = \rho_l \cdot C_0 + \rho_g \cdot (1 - C_0) \quad (\text{Ec.41})$$

II.2.2. Modelo universal para calcular caídas de presión en ciclones según Chen y Shi (2006)

En este método se analiza la caída de presión después de la entrada tangencial en ciclones de flujo inverso. Asumiendo que principalmente dos factores contribuyen con la caída de presión, las pérdidas locales y las pérdidas a través de la distancia. El formato incluye las pérdidas por expansión en las entradas de los ciclones, las pérdidas por contracción en la salida de gas y pérdidas por rotación del fluido. Con este método se obtiene la caída de presión sumando cada una de las pérdidas mencionadas anteriormente. Este modelo puede considerarse preciso para la predicción de caída de presión en ciclones operando con fases gas-sólido a temperatura normal y alta, sin embargo, se verificará su aplicabilidad en el sistema en estudio el cual presenta condiciones operacionales diferentes.

II.2.2.1. Caída de presión total en el ciclón

Generalmente, la caída de presión en el ciclón se calcula como la diferencia en la presión estática (P_s) entre la entrada y la salida de gas, escrita de la siguiente forma:

$$\Delta P = P_{s_{in}} - P_{s_x} \quad (\text{Ec.42})$$

La caída de presión a través de este método consiste de pérdidas locales y de fricción. Las pérdidas locales incluyen una expansión en la entrada del ciclón (ΔP_{in}) y la contracción en el tubo de salida de gas (ΔP_x). Las pérdidas por fricción incluyen el efecto de los remolinos o “swirling” con las paredes del ciclón (ΔP_w), y disipación de la energía en la salida.

$$\Delta P_{CHEN} = \Delta P_{in} + \Delta P_x + \Delta P_w + \Delta P_o \quad (\text{Ec.43})$$

Modificaciones realizadas:

Se eliminó el término relacionado con las pérdidas relacionadas a la disipación de energía dinámica en la salida de gas del separador (ΔP_o), debido a que los prototipos de separación en estudio poseen el sensor o punto de medición de presión por debajo del tubo de salida del gas. Adicionalmente, este tipo de pérdidas pueden considerarse despreciables en comparación con las pérdidas producidas en el interior y entrada del equipo. Por lo tanto; el cálculo de la caída de presión se realizó de acuerdo a la siguiente expresión:

$$\Delta P_{CHEN} = \Delta P_{in} + \Delta P_x + \Delta P_w \quad (\text{Ec.44})$$

II.2.2.2. Cálculo de la caída de presión debido a la expansión en la entrada del ciclón

El flujo de gas se expandirá radial y axialmente después de ingresar al ciclón, por lo tanto se producen pérdidas debido a esta expansión. La expansión radial del gas es función de la variable $b/(R - R_x)$. Como resultado de las pérdidas por expansión en la entrada lateral del ciclón se obtiene lo siguiente:

$$\Delta P_{in} = \left(1 - k \frac{b}{(R - R_x)}\right)^2 \cdot \frac{(\rho_g) \cdot v_{in}^2}{2} \quad (\text{Ec.45})$$

Donde k es un coeficiente de corrección, empleado para considerar la contribución de la expansión axial; generalmente k representa un valor menor a la unidad, un valor utilizado con frecuencia es 0.3.

Modificaciones realizadas:

Se eliminó el término R_x debido a que el tubo de salida de gas no se encuentra inmerso a lo largo del cuerpo del equipo, y por lo tanto no está en contacto con la mezcla alimentada. Adicionalmente, se reemplazó el valor de la densidad del gas (ρ_g) por el término ($\rho_g + C_{in}$), donde C_{in} representa la concentración en la entrada de la fase más pesada (líquida), expresada en kg/m^3 . La ecuación 44 modificada queda de la siguiente forma:

$$\Delta P_{in} = \left(1 - k \frac{b}{R}\right)^2 \cdot \frac{(\rho_{liq} + C_{in}) \cdot v_{in}^2}{2} \quad (\text{Ec.45})$$

II.2.2.3. Pérdidas por contracción en la entrada del tubo de salida del ciclón

$$\Delta P_x = 4.5 \cdot \frac{(1 - 3 \cdot \tilde{d}^2)}{k^2} \cdot \frac{\rho_g \cdot v_{in}^2}{2} \quad (\text{Ec.46})$$

Donde:

$$K = \frac{\pi \cdot D^2}{4 \cdot a \cdot b} \quad (\text{Ec.47})$$

$$\tilde{d} = \frac{D_x}{D} \quad (\text{Ec.48})$$

Donde:

D_x =Diámetro del tubo de salida de gas (m)

D = Diámetro de la parte cilíndrica del separador (m)

K = Relación entre el área transversal del separador y el área transversal de la boquilla de entrada (adimensional)

\tilde{d} = Diámetro de la salida de gas adimensionalizado con el diámetro D del separador (m)

II.2.2.4. Pérdidas por fricción en el cuerpo del ciclón

Según Chen y Shi, el efecto de la viscosidad del fluido y la fricción con las paredes del ciclón propician la formación de un flujo tangencial con una combinación de vórtice cuasi-libre y vórtice cuasi-forzado; debido a esto ellos establecieron la siguiente relación para determinar las pérdidas por fricción en el cuerpo del ciclón:

$$\Delta P_w = 1.11 \cdot f \cdot K \cdot \tilde{F} \cdot \tilde{v}_{ow}^3 \cdot \tilde{d}^{-1,5n} \cdot \frac{\rho_g \cdot v_{in}^2}{2} \quad (\text{Ec.49})$$

$$n = 1 - \exp \left[-0.26 \text{Re}_g^{0,12} \left(1 + \left| \frac{S-a}{b} \right| \right)^{-0.5} \right] \quad (\text{Ec.50})$$

$$\text{Re}_g = \frac{\rho_g v_{in} D}{\mu_g K \tilde{d}} \quad (\text{Ec.51})$$

Donde:

$$\tilde{F} = \frac{4 \cdot F}{\pi \cdot D^2} = (1 - \tilde{d}^2) + 4\tilde{d}S + 4H_{cli} + (1 + \tilde{d}_d) \sqrt{4H_{con}^2 + (1 - \tilde{d}_d)^2} + 4\tilde{D}_b \tilde{H}_b \quad (\text{Ec.52})$$

$$\tilde{v}_{\theta W} = \frac{v_{\theta W}}{v_{in}} = \frac{1.11K^{-0.21} \tilde{d}^{0.16} \text{Re}^{0.06}}{1 + f \cdot \tilde{F} \sqrt{K \tilde{d}}} \quad (\text{Ec.53})$$

$$\tilde{d}_d = \frac{D_d}{D} \quad (\text{Ec.54})$$

Donde:

D_d = Diámetro de salida de partículas sólidas (m)

D_b = Diámetro de la tolva ó zona de recolección de partículas sólidas (m)

F = Área superficial de contacto (m^2)

$v_{\theta W}$ = Velocidad tangencial de pared en R (m/s)

H_{con} =Altura del cono (m)

H_{cil} =Altura del cilindro (m)

f =Factor de fricción (adimensional)

Modificaciones realizadas:

En la ecuación 49 se reemplazó el valor de la densidad del gas (ρ_g) por la densidad del líquido, debido a que ésta es la fase que se desplaza hacia las paredes del equipo, generando mayores pérdidas por efecto de fricción. La ecuación 49 modificada queda de la siguiente forma:

$$\Delta P_w = 1.11 \cdot f \cdot K \cdot \tilde{F} \cdot \tilde{v}_{\theta W}^3 \cdot \tilde{d}^{-1.5n} \cdot \frac{\rho_l \cdot v_{in}^2}{2} \quad (\text{Ec.55})$$

Para realizar los cálculos de caída de presión el autor sugiere utilizar un factor de fricción $f=0.005$ para gases, sin embargo debido a que se está trabajando con fase líquida, se realizará el cálculo de un factor de fricción de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$f = 0.005 \cdot \left(1 + 3 \sqrt{\frac{C_{in}}{\rho_g}} \right) \quad (\text{Ec.56})$$

Debido a que el separador en estudio no posee zona de recolección de polvo sino una parte cilíndrica con diámetro igual al diámetro de salida de la fase más densa, se asumirá $D_d=D_b$, tal y como se observa en la Figura II.13.

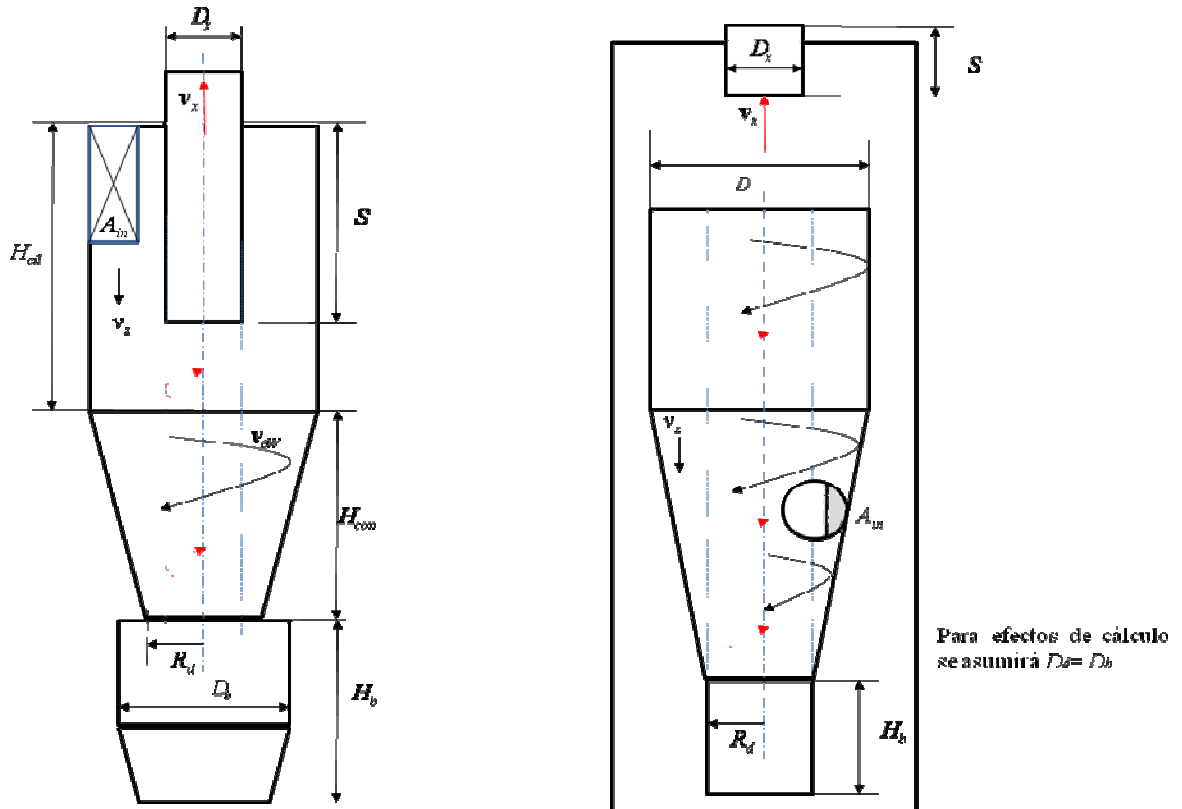


Figura II.13. Esquemización de geometría del separador ciclónico presentado por Chen y Shi (a) en contraste con el separador tipo CYCINT (b)

Fuente: Adaptación propia, Hoffmann (2002)

II.2.3. Modelo mecanicista desarrollado por Candentey-Gómez para Hidrociclones LLHC

A continuación se mencionarán algunas de las ecuaciones utilizadas en el modelo mecanicista desarrollado por Candentey J., Gómez L. y cols. para la determinación de la caída de presión en un separador ciclónico tipo LLHC (Liquid/Liquid Hydrocyclones).

II.2.3.1. Intensidad del Vórtice (Ω): está definida como la relación entre el momento tangencial del flujo (M_θ) y el momento axial del flujo (M_z), de acuerdo con la Ecuación 57.

Ec.57:

$$\Omega = 0,49 \text{Re}_z^{0,118} \left(\frac{M_\theta}{M_z} I^2 \right)^{0,93} (1 + 1,2 \tan(\beta)^{0,15}) \text{EXP} \left[- \left(\frac{1}{2} \right) \left(\frac{M_\theta}{M_z} I^4 \right)^{0,35} \left(\frac{1}{\text{Re}_z} \right)^{0,16} \left(\frac{z}{D} \right)^{0,7} (1 + 2 \tan(\beta)^{0,12}) \right]$$

$$\text{Re}_z = \frac{\rho_c v_{zc} D_z}{\mu_c} \quad (\text{Ec.58})$$

$$I = 1 - \text{EXP} \left(- \frac{n}{2} \right) \quad (\text{Ec.59})$$

Donde:

$n=1$ para entrada única y 1.5 para entradas dobles

$$\frac{M_\theta}{M_z} = \frac{A}{A_{in}} \quad (\text{Ec.60})$$

Donde:

β = Semiángulo de la sección cónica con respecto a la horizontal

A = Sección transversal para diámetro del ciclón

A_{in} = Sección transversal de la boquilla de entrada del ciclón

D = Diámetro característico (ciclón)

z = Posición en el eje axial

c = Fase continua

v = Velocidad promedio (m/s)

I = Factor de la entrada sugerido por Erdal (2001)

II.2.3.2. Velocidad tangencial (v_θ)

$$\frac{v_\theta}{\bar{v}_z} = \frac{T_m}{\left(\frac{r}{R}\right)} \left(1 - \text{EXP} \left[-B \left(\frac{r}{R} \right)^2 \right] \right) \quad (\text{Ec.61})$$

Donde:

T_m =Momento máximo de la velocidad tangencial en la sección

B = Lugar radial donde ocurre la velocidad tangencial máxima

r = Posición radial

R = Radio del separador

$$T_m = \Omega$$

$$B = 55.7\Omega^{-1,7}$$

\bar{v}_z = Velocidad axial promedio

II.2.3.3. Velocidad radial (v_r)

$$v_r = -\frac{r}{R_z} \cdot v_z \cdot \tan(\beta) \quad (\text{Ec.62})$$

Donde v_z representa la velocidad axial, y se puede determinar a partir de la ecuación

63.

$$\frac{v_z}{v_{zCD}} = \frac{2}{C} \left(\frac{r}{R_z} \right)^3 - \frac{3}{C} \left(\frac{r}{R_z} \right)^2 + \frac{0.7}{C} + 1 \quad (\text{Ec.63})$$

$$C = \left(\frac{r_{rev}}{R_z} \right)^2 - \left[3 - 2 \cdot \left(\frac{r_{rev}}{R_z} \right) \right] - 0.7 \quad (\text{Ec.64})$$

Por otro lado, la relación entre la posición radial del flujo reverso (r_{rev}) y R_z , se representa a través de la ecuación 65.

$$\frac{r_{rev}}{R_z} = 0,21\Omega^{0,3} \quad (\text{Ec.65})$$

II.2.3.4. Caída de presión

La caída de presión desde la entrada hasta el flujo de salida, es calculada usando una modificación en la ecuación de Bernoulli, tal como se presenta en la ecuación 66:

$$P_{Sin} + \frac{1}{2} \rho_{mez} v_{in}^2 = P_{So} + \frac{1}{2} \rho_g v_x^2 + \rho_l (h_{cf} + h_f) + \rho_{mez} g \cdot \text{sen}(\varphi) L \quad (\text{Ec.66})$$

$$\Delta P = P_{Sin} - P_{So} = \frac{1}{2} (\rho_g v_x^2 - \rho_{mez} v_{in}^2) + \rho_l (h_{cf} + h_f) + \rho_{mez} g \cdot \text{sen}(\varphi) L \quad (\text{Ec.67})$$

Donde las pérdidas por fricción (h_f) están dadas por la sumatoria de las pérdidas de fricción en el eje axial (h_f) y las pérdidas en el cuerpo de la región cónica del separador ($h_{f(con)}$).

$$h_f = h_f(z) + h_{f(con)} \quad (\text{Ec.68})$$

$$h_f(z) = f(z) \frac{\Delta z}{D(z)} \cdot \frac{v_{res}^2(z)}{2} \quad (\text{Ec.69})$$

$$h_{f(con)} = \sum_{n=1}^m f(z) \frac{\Delta z}{\frac{D_{n-1} - D_n}{2}} \cdot \frac{v_{res}^{2(2n-1)}(z) \frac{\Delta Z}{2}}{2} \quad (\text{Ec.70})$$

Adicionalmente la velocidad resultante v_{res} se puede determinar a través de la ecuación 71:

$$v_{res}^2(z) = v_z^2(z) + v_\theta^2(z) \quad (\text{Ec.71})$$

Donde:

φ = Ángulo del eje del separador con respecto a la horizontal

Con relación al cálculo del factor de fricción, en éste método se utiliza la correlación de Hall, la cual se describe en la ecuación 72:

$$f(z) = 0.0055 \left\{ 1 + \left[2 \times 10^4 \left(\frac{k_w}{D(z)} + \frac{10^6}{\text{Re}(z)} \right) \right]^{1/3} \right\} \quad (\text{Ec.72})$$

Por otro lado; las pérdidas relacionadas con la formación del vórtice (h_{cf}) se determinan a partir de la ecuación 73; la cual se aplica mediante la utilización de métodos numéricos.

$$h_{cf} = \int_{r_{rev}}^{Rc} \frac{(3.2v_{res})^2(r)}{r} dr \quad (\text{Ec.73})$$

II.2.4. Ecuaciones desarrolladas para determinar la caída de presión en el separador Multiciclón

Debido a que en la bibliografía especializada no se encontró un modelo que permitiera predecir la caída de presión en separadores con ciclones múltiples, se planteó un conjunto de ecuaciones que permitieran representar la pérdida de carga en cada zona del separador por separado y posteriormente realizar una sumatoria para obtener la caída de presión total en el separador (ver ecuación 74)

$$\Delta P_{\text{calculado}} = \Delta P_{\text{Interno}} + \Delta P_{\text{in}} + \Delta P_{\text{visor}} + \Delta P_x \quad (\text{Ec.74})$$

II.2.4.1. Caída de presión en el visor de entrada

Como se explicó anteriormente cada uno de los separadores posee un visor en la zona de entrada donde se puede apreciar el patrón de flujo de la mezcla antes de ingresar al separador. Por tal razón, se realizará el cálculo de la caída de presión generada por este dispositivo el cual está incorporado al equipo de separación. Para ello, se realizará el cálculo considerando las pérdidas por fricción ocasionadas por un segmento de tubería, ya que el visor está representado en su interior por una sección cilíndrica por donde fluye la mezcla alimentada.

Debido a que el fluido en movimiento ofrece una resistencia de fricción al flujo, debido a la fuerza de roce, parte de esta energía del sistema se convierte en energía térmica (calor), que se disipa a través de las paredes del conducto en el que el fluido se desplaza. Para realizar este cálculo se determinó el número de Reynolds en la zona del visor para posteriormente calcular el factor de fricción según el régimen obtenido

(laminar o turbulento). Es importante señalar; que para calcular el valor de Re_{visor} en la ecuación 75, se consideran directamente las propiedades del líquido; ya que el gas (aire) se encuentra disperso en la fase líquida (agua). Adicionalmente, si se utilizaran propiedades de mezcla para realizar el cálculo de Re_{visor} no se obtendrían variaciones significativas con respecto a los valores determinados utilizando las propiedades del líquido, debido a que el aire se encuentra disperso en el agua; y por lo tanto, puede considerarse aceptable realizar esta aproximación.

$$Re_{visor} = \frac{\rho_l \cdot v_{visor} \cdot D_{visor}}{\mu_l} \quad (\text{Ec.75})$$

Por otro lado, para calcular el factor de fricción se utilizó la correlación de Hall, utilizada por Caldentey y Gómez en sus modelos; con la diferencia que en esta oportunidad el número de Reynolds que se utilizará en la ecuación será Re_{visor} .

$$f = 0.0055 \left\{ 1 + \left[2 \times 10^4 \left(\frac{k_w}{D_{visor}} + \frac{10^6}{Re_{visor}} \right) \right]^{1/3} \right\} \quad (\text{Ec.76})$$

En este caso se consideró la rugosidad $k_w = 0$ tal como se observa en la Tabla II.2. Todo esto debido a que el material de construcción del separador es Plexiglás.

Tabla II.2. Valores de rugosidad relativa (k_w) para diferentes tipos de materiales

Tubería	k_w (pies)	k_w (mm)
Acero de remaches	0.003-0.03	0.9-9.0
Concreto	0.001-0.01	0.3-3.0
Tuberías de madera	0.0006-0.003	0.18-0.9
Hierro fundido	0.00085	0.26
Acero comercial o Hierro forjado	0.00015	0.045
Tubería estirada	0.000005	0.0015
Plástico, vidrio (superficie lisa)	0.0	0.0

El término ΔP_{visor} , que corresponde a la energía perdida por el sistema debido a la fricción del fluido en movimiento, se expresa a través de la Ecuación de Darcy:

$$\Delta P_{\text{visor}} = f \cdot \frac{L_{\text{visor}}}{D_{\text{visor}}} \cdot \frac{v_{\text{visor}}^2}{2 \cdot g} (\rho_l g) \quad (\text{Ec.77})$$

Donde:

ΔP_{visor} = Energía perdida debido a la fricción en la zona del visor (Pa)

$L_{\text{visor}}/D_{\text{visor}}$ = Razón longitud/diámetro del visor (adimensional)

v = Velocidad media del fluido (m/s)

f = Factor de fricción (adimensional)

II.2.4.2. Caída de presión en la contracción de la zona de alimentación del separador

Una vez calculadas las pérdidas en el visor se procedió a determinar las pérdidas debido al cambio de sección transversal entre el visor y el área de entrada del separador. Esta pérdida está relacionada con la aceleración que adquiere la mezcla justo en la zona de alimentación debido a la contracción brusca que se produce en la entrada del separador.

Debido a que el patrón de flujo predominante en la zona de entrada del separador es el flujo tapón, se calculó la velocidad del tapón en la entrada de acuerdo con las correlaciones de Scott y Kouba, relacionadas con la caracterización de flujo tapón. En lo que respecta a la velocidad del tapón existen dos velocidades interfaciales, el frente

del tapón y el frente de la burbuja. La velocidad traslacional del frente de burbuja (v_{TB}) se estima mediante la siguiente ecuación (Nicholson, 1978):

$$v_{TB} = 1.2v_p + v_D \quad (\text{Ec.78})$$

Donde:

v_p =Velocidad promedio de líquido en el tapón (m/s)

v_D =Velocidad de deslizamiento (m/s)

Para determinar la velocidad de deslizamiento (v_D) Weber (1981), citado por Scott y Kouba, proponen la siguiente ecuación para tuberías horizontales:

$$\frac{v_D}{\sqrt{gD_{visor}}} = 0,54 - 1.76Eod^{-0,56} \quad (\text{Ec.79})$$

$$Eod = \frac{\rho_l g D_{visor}^2}{\sigma_l} \quad (\text{Ec.80})$$

El término $1.2v_p$ de la ecuación 78, representa la máxima velocidad de líquido en el tapón; y considerando que no hay deslizamiento de gas en el cuerpo del tapón, el término de v_p (velocidad promedio de líquido en el tapón) se iguala a la velocidad de la mezcla (v_{mez}) despreciándose el término de velocidad de deslizamiento.

$$v_{mTapón} = 1.2v_p = 1,2v_{mez} \quad (\text{Ec.81})$$

Donde:

$$v_{mez} = v_{SlVisor} + v_{SgVisor} \quad (\text{Ec.82})$$

$v_{SlVisor}$ = Velocidad superficial del líquido en la región del visor (m/s)

$v_{SgVisor}$ = Velocidad superficial del gas en la región del visor (m/s)

Una vez calculada la velocidad máxima de líquido en el tapón se procede a realizar el cálculo de la caída de presión relacionada con la contracción en la entrada, de acuerdo con la siguiente expresión:

$$\Delta P_{in} = \frac{1}{2} \rho_l (v_{in}^2 - v_{mTapón}^2) \quad (\text{Ec.83})$$

II.2.4.3. Caída de presión en los ciclones internos del separador

Para calcular la caída de presión en la zona correspondiente a los ciclones internos del separador se considerará la caída de presión en la zona de entrada y salida de los mismos, así como caída de presión correspondiente a la presión estática que debiera vencer el fluido para que se produzca la formación de los vórtices, y por lo tanto la separación de las fases. Como es sabido, para que se lleve a cabo la formación de los vórtices en el interior de cada uno de los ciclones dispuestos en el interior del separador multiciclón, la fuerza centrífuga generada debe ser mayor a la fuerza gravitacional ejercida por el peso de líquido en cada uno de ellos, por lo tanto para efectos de cálculo se realizará una aproximación entre estas fuerzas, y por lo tanto se considerará la presión estática que debe vencer el fluido que ingresa al ciclón como la caída de presión mínima que se debe producir en los internos ($\Delta P_{Interno}$) para que se lleve a cabo la separación.

$$\Delta P_{Interno} = \rho_l g L_{Interno} \quad (\text{Ec.84})$$

Donde:

$L_{Interno}$ = Longitud del interno (m)

II.2.4.4. Caída de presión en la salida de gas del separador

Para realizar este cálculo se considerará la caída de presión tomando en cuenta la siguiente expresión:

$$\Delta P_x = \frac{\rho_g v_x^2}{2} \quad (\text{Ec.85})$$

Donde:

v_x = Velocidad de gas en el dispositivo de salida (m/s)

II.2.5. Medida de la fracción de gas utilizando el Método del Tubo-Lateral

Chien y cols. (1997) desarrollaron una forma práctica, económica y simple para la medida de fracción de gas (GVF) en flujos de dos fases, la cual es de particular interés en aplicaciones tales como medición de flujo másico bifásico. En este caso la fracción de vacío del flujo bifásico agua-aire es medida a través del uso del método del tubo lateral (ver Figura II.14).

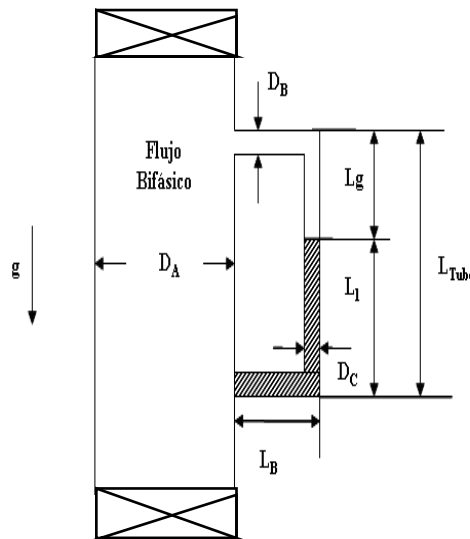


Figura II.14. Esquema del tubo lateral
Fuente: Chien y cols., (1997)

Este método está basado en asumir que las pérdidas de presión por fricción, aceleración y pérdidas menores de presión son despreciables comparadas con las pérdidas de presión gravitacionales.

$$\Delta P_{TOTAL} = \Delta P_{FRICCIÓN} + \Delta P_{ACELERACIÓN} + \Delta P_{GRAVITACIONAL} \quad (\text{Ec.86})$$

En este caso el término de la aceleración puede ser despreciado si el sistema es isotérmico y adiabático, y no ocurre expansión o cambio de fase. Por lo tanto, la ecuación 86 queda:

$$\Delta P_{TOTAL} = \Delta P_{GRAVITACIONAL} \quad (\text{Ec.87})$$

Por lo tanto, la pérdida de presión total a través de la sección de prueba se asume sólo como las pérdidas gravitacionales, las cuales son medidas por un transductor diferencial de presión. Este hecho sugiere que a través de un tubo lateral conectado con esta sección, el aire puede ser separado del agua en este canal debido al diferencial de presión estática. De esta forma, la fracción de gas y líquido pueden ser obtenidas a partir de la altura desplazada en la columna de líquido, y a través del transductor de presión diferencial la altura de líquido automáticamente puede ser convertida a fracción de vacío promedio.

$$\Delta P_A = \rho_g \cdot g \cdot GVF_A \cdot L_C + \rho_l \cdot g \cdot (1 - GVF_A) \cdot L_C \quad (\text{Ec.88})$$

$$GVF_A = \left(\frac{\Delta P_A}{L \cdot g} - \rho_l \right) \frac{1}{(\rho_g - \rho_l)} \quad (\text{Ec.89})$$

Según el diagrama esquemático del tubo lateral mostrado en la Figura 13 se tiene que:

$$GVF_C = \frac{L_g}{L_g + L_l} = GVF_A + GVF_{FRICCIÓN} + GVF_{PERDIDASmenores} \quad (\text{Ec.90})$$

Para el caso del tubo lateral las longitudes en la ecuación 90, se miden directamente. Debido a que las pérdidas de fricción y pérdidas menores se consideran despreciables se tiene que:

$$GVF_C = \frac{L_g}{L_g + L_l} = GVF_A \quad (\text{Ec.91})$$

De igual forma se puede hacer una aproximación de la fracción de líquido en el tubo lateral a través del volumen o área, considerando que el diámetro y la longitud total del tubo lateral se mantienen constantes.

$$GVF_C = \frac{V_{l\text{Ret}}}{V_C} \quad (\text{Ec.92})$$

$$GVF_C = 1 - \lambda_C \quad (\text{Ec.93})$$

El hold up (λ_C) es una fracción de líquido en la tubería que varía desde cero, cuando el fluido es solamente gas, hasta uno, cuando la tubería sólo contiene líquido. El método más común para medir hold up de líquido consiste en aislar un segmento de la corriente del fluido mediante válvulas de cierre rápido y posterior medición de la cantidad de líquido atrapado. El hold up sin deslizamiento se define como la relación entre el volumen de líquido presente en un segmento de tubería, que existiría si el gas y el líquido viajaran a la misma velocidad, y el volumen de la tubería (Beggs y Brill, 1991).

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA GENERAL

El desarrollo de este Trabajo Especial de Grado, se llevó a cabo básicamente a través del cumplimiento de seis fases o etapas, las cuales se muestra en detalle en la Figura III.1.

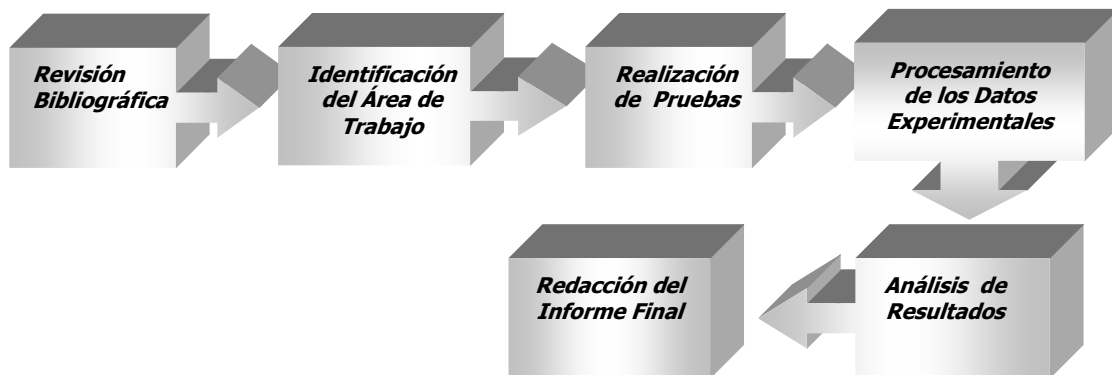


Figura III.1. Esquema de la metodología utilizada
Fuente: Adaptación propia

III.1. Revisión Bibliográfica

Durante esta etapa se realizó toda la búsqueda y recopilación de información relacionada con los principios básicos de diseño y funcionamiento de separadores ciclónicos gas-líquido. Esta búsqueda incluyó literatura especializada en diferentes medios impresos o digitales, que pudieran servir como fundamento para el desarrollo de este Trabajo Especial de Grado.

Para el cumplimiento de esta etapa se contó con el acceso a las instalaciones del Centro de Información Técnica de PDVSA-INTEVEP en la mayoría de sus áreas y servicios. A través de este centro se ubicaron fuentes de información y enlaces de interés para el desarrollo del este trabajo tales como:

- Portal RIPPET (Información referencial sobre monografías, publicaciones periódicas, tesis y material técnico generado y adquirido por la corporación).
- Normas Internacionales
- Normas PDVSA
- Revistas científicas especializadas (Science Direct, Society of Petroleum Engineers-SPE papers, etc.).
- Entre otros.

A través de esta búsqueda se estudiaron los modelos de cálculo mostrados en el capítulo anterior para la determinación de la eficiencia de separación, caída de presión y fracción de vacío en el flujo líquido de salida. Sin embargo, es importante señalar que estos modelos encontrados en la literatura especializada poseen características y aplicaciones específicas, ya que algunos fueron desarrollados empíricamente bajo ciertas consideraciones utilizadas por los autores para deducir dichas ecuaciones (geometría del equipo, fases involucradas, etc.). Por esta razón, se hizo necesario realizar algunas modificaciones, tal como se indicó en el apartado anterior, para ajustarlos a las condiciones operacionales y de diseño de los prototipos de separadores en estudio.

III.2. Identificación del Área de Trabajo

Para llevar a cabo el trabajo experimental fue necesario la familiarización con el Circuito de Separación de Gas Líquido donde se operaron los equipos (ver Anexo I), todo esto debido a que se requería adquirir destreza en la manipulación de algunos dispositivos de control y medición de importancia para garantizar la correcta operación del sistema, tales como: válvulas de control de flujo, presión y nivel en el separador.

Este circuito en términos generales está constituido por tres módulos operativos, identificados como Módulo de Bombeo (ver Anexo II), Módulo de Separación (ver Anexo III) y Módulo de Compresión (ver Anexo IV), los cuales en condiciones de

operación se interrelacionan a través de un panel de control donde se monitorean continuamente las variables principales del proceso. En la Figura III.2, se representa de forma esquemática los principales equipos existentes en el Módulo de Separación del CSG, donde se desarrollaron las pruebas experimentales.

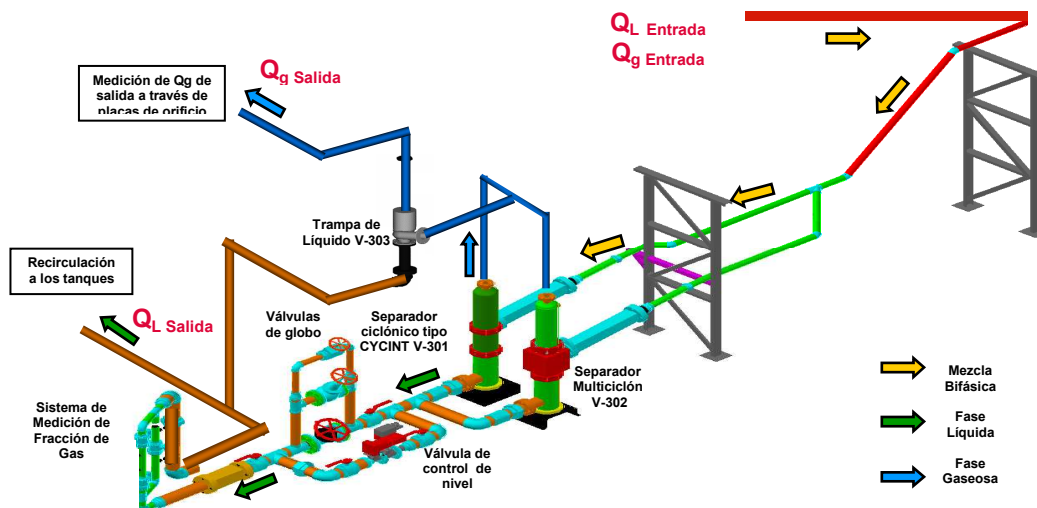


Figura III.2. Esquema del módulo de separación del CSG

Fuente: PDVSA-INTEVEP, (2007)

El Módulo de Separación se encuentra conformado básicamente por los siguientes equipos principales:

- Separador ciclónico con entrada tangencial en el cono, V-301
- Separador multiciclón, V-302
- Trampa de líquido, V-303

Adicionalmente, existen otros equipos de suministro de fluidos vinculados al circuito de separación gas-líquido, los cuales son de gran importancia para que se lleve a cabo el proceso, entre algunos de estos dispositivos se encuentran:

- Compresor de aire de procesos K-101/ K-102.
- Compresor de aire de instrumentos K-103.
- Bomba de líquido P-001/002 /003.

III.2.1. Descripción del circuito de separación

El circuito de separación gas- líquido, está diseñado para operar un separador a la vez (separador Multiciclónico ó ciclónico tipo CYCINT), empleando como alimentación la mezcla gas-líquido. Presenta además una zona de separación secundaria común a ambos separadores primarios, formada por una trampa de líquido ubicada aguas abajo de la salida de gas.

Las condiciones de operación previstas en el sistema son:

- Temperatura ambiente.
- Presión: 15 psig.
- Fase líquida: Agua
- Fase gaseosa: Aire

Para la alimentación y descarga del sistema se cuenta con un par de tanques (T-001/002), cada uno con 2 m³ de capacidad (ver Anexo II). Adicionalmente, el nivel de líquido en los separadores se regula con una válvula de control (LCV-301) ó manualmente a través de una serie de tres válvulas de globo de 2, 3 y 4 plg (HV-323A, HV-323B y HV-323C), las cuales operan en paralelo (ver Anexo III). Estas válvulas se alinean en función del flujo de líquido que se requiera alimentar al circuito de separación.

El líquido arrastrado por el flujo de gas es retirado a través de la trampa de líquido V-303, posteriormente la corriente de gas que sale de este equipo fluye hasta el sistema de medidores de flujo de gas, tipo placas de orificio. La medición de temperatura en la línea de gas se realiza a través del TT-301, mientras que la presión de operación del sistema se regula con la válvula de control de presión PCV- 301 A/B, la cual se alinea en función del caudal de gas manejado.

Adicionalmente, aguas arriba y aguas abajo de cada uno de los separadores se encuentran diferentes zonas de visualización fabricadas en plexiglás, las cuales permiten observar los patrones de flujo existentes en la alimentación y corrientes de productos.

III.2.1.1. Descripción de los prototipos de separación

- Separador ciclónico con entrada tangencial en el cono tipo CYCINT (V-301)

Este separador ciclónico está constituido por un cilindro vertical, el cual posee un cono en la parte interna, donde se encuentra una entrada tangencial inclinada y dos salidas, una de ellas en el tope del separador y la otra en el fondo del equipo (ver Figura III.3). Adicionalmente, este equipo posee un dispositivo interno ubicado en la salida de líquido (rompe-vórtice) cuyo fin es evitar el arrastre excesivo de la fase gaseosa a través de la boquilla de desalojo de líquido, de esta manera con este interno se obstruye o dificulta la formación de remolinos en esta zona. El principio de funcionamiento es la utilización de fuerzas centrífugas, separando las fases mediante la formación de un vórtice, generado por el flujo al ingresar en el dispositivo especial de la boquilla de alimentación. Las principales limitaciones del separador en operación son: el líquido arrastrado por la corriente gaseosa y las burbujas de gas arrastradas por el flujo de líquido que sale por el fondo del separador.

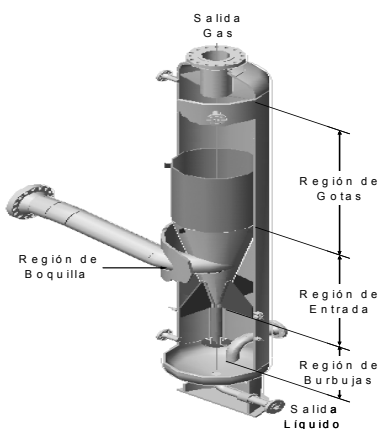


Figura III.3. Separador ciclónico tipo CYCINT con entrada tangencial en el cono

Fuente: PDVSA-INTEVEP, (2007)

- Separador Multiciclónico (V-302)

El separador multiciclón es un equipo conformado por 6 tubos cilíndricos; la entrada de cada ciclón es de forma tangencial para promover la centrifugación en el equipo. La alimentación a los ciclones es realizada a través de un difusor que permite la distribución equitativa de la mezcla bifásica en los ciclones (ver Figura III.4).

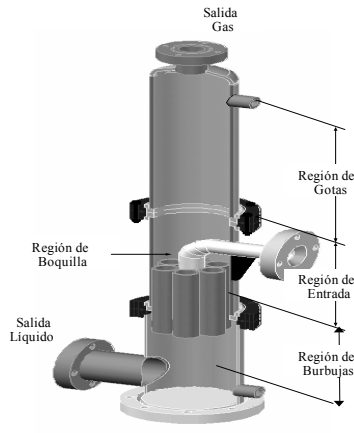


Figura III.4. Separador Multiciclónico
Fuente: PDVSA-INTEVEP, (2007)

Tal como se observa en las Figuras III.3 y III.4, ambos prototipos de separación se dividen en diferentes regiones: entrada, boquilla, burbujas y gotas. A continuación se describen cada una de estas secciones, donde se llevarán a cabo las diferentes fases del proceso de separación.

Región de Entrada: es la sección donde se encuentra conectada la boquilla de entrada al dispositivo interno de los separadores. En el caso del multiciclón la alimentación a los cilindros o ciclones que conforman el interno está ubicada cerca de la zona de tope cada uno de ellos; mientras que en el separador tipo CYCINT se encuentra ubicada en la región cónica del equipo. En esta región de entrada se propicia la formación del vórtice, y además ocurre el mayor porcentaje de separación entre el gas libre y el líquido.

Región de la Boquilla: Para el separador tipo CYCINT, es la sección de transición que conecta la tubería de alimentación con la sección cónica del separador. Permite que el fluido bifásico ingrese en forma tangencial al separador, con una elevada velocidad de entrada, debido a la reducción de área transversal que se da en la boquilla. En el caso del separador Multiciclónico, se representa a través de la zona donde el flujo alimentado es dividido y distribuido sobre los seis ciclones internos existentes, ingresando con altas velocidades y de forma tangencial.

Región de Burbujas: En esta región las burbujas de gas dispersas en el líquido migran hacia el centro debido al efecto de las fuerzas centrífuga y gravitacional. La localización axial de la trayectoria de las burbujas comienza en el fondo del vórtice, en el cual se asume una distribución homogénea de las mismas. La cantidad de gas arrastrado por la corriente de líquido depende principalmente de la intensidad del vórtice, el nivel de líquido en el separador y de las propiedades de los fluidos que conforman la mezcla bifásica. Este parámetro se determina experimentalmente mediante la diferencia existente entre el caudal de gas separado y el gas alimentado al equipo. Se puede expresar también mediante la fracción de vacío, la cual es el cociente del área ocupada por el gas entre el área de la tubería.

Región de Gotas: Se encuentra localizada en la parte superior del separador. En esta zona, el líquido está en forma de gotas dispersas en el gas. Cuando las gotas de líquido viajan lo suficientemente lejos del interno que promueve la separación, el líquido asciende en forma de espiral con el flujo de gas que sale por el tope del separador. La cantidad de líquido arrastrado por la corriente de gas es otro parámetro importante en la medición del desempeño de un separador, el cual depende de la velocidad del gas, la distribución de tamaños de gotas y la longitud de la región de gotas del separador. Este parámetro se puede expresar experimentalmente como el cociente del volumen de líquido arrastrado y el volumen de gas total.

- Trampa de líquido

La trampa de líquido es un dispositivo conformado por una sección cilíndrica, construida en plexiglás, conectada a un cono metálico en el cual la entrada tangencial promueve la formación de vórtice y el aumento de la velocidad tangencial del fluido, para facilitar la separación de las gotas de líquido arrastradas por el gas (ver Figura III.5).

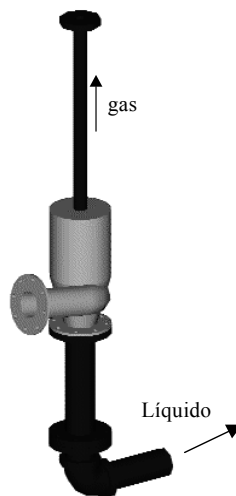


Figura III.5. Trampa de Líquido
Fuente: PDVSA-INTEVEP, (2007)

- Sistema de Medición de Fracción de Gas

Una medida indirecta de la eficiencia del separador se realiza a través de un medidor de fracción de gas o vacío, el cual consta de un sistema de válvulas de cierre rápido en una sección de tubería vertical, donde es capturada una fracción del fluido que sale por el fondo del separador y mediante diferenciales de presión se determina la cantidad de gas arrastrada con la corriente de líquido del separador. Adicionalmente, se utiliza un medidor diferencial de presión que mide la caída de presión en forma

dinámica y permite corroborar la medición de fracción de gas en la corriente de líquido.

III.3. Realización de Pruebas Experimentales

Una vez identificada el área de trabajo, las pruebas experimentales se llevaron a cabo evaluando el comportamiento de ambos prototipos de separación en sus condiciones de diseño, operación y sobre su capacidad de diseño; todo esto con la finalidad de realizar ajustes con la herramienta de diseño del equipo que permitan optimizar su funcionamiento en el futuro. En la Tabla III.1. se aprecian las condiciones de operación y diseño correspondientes a cada uno de los equipos evaluados.

Tabla III.1. Condiciones de diseño y operación de los separadores

	Condiciones operacionales			
Tipo de separador	Q _l de diseño (m ³ /d)	Q _l de operación (m ³ /d)	Q _g (m ³ std/d)	T de diseño (K)
CYCINT	238.5	79.5	3405.6	305.2
Multiciclón	127.2	47.7	1419.0	

III.3.1. Matriz experimental

Durante la ejecución de la fase experimental, se operaron los dos prototipos de separadores variando los caudales gas (aire) y líquido (agua), según los parámetros operacionales propuestos en la matriz experimental mostrada en la Tabla III.2. Sin embargo, es importante acotar que con el separador Multiciclón, se trabajó hasta la prueba 5989_B_064, debido a que este equipo es de menor capacidad que el separador tipo CYCINT.

Tabla III.2. Matriz experimental propuesta

N° de Prueba	Caudal de líquido Q_l (m ³ /d)	Caudal de gas Q_g (m ³ std/d)*
5989 B 001	26.6	283.8
5989 B 002	31.8	
5989 B 003	39.7	
5989 B 004	52.9	
5989 B 005	79.5	
5989 B 006	159.0	
5989 B 007	227.2	
5989 B 008	318.0	
5989 B 009	454.2	
5989 B 010	24.8	354.8
5989 B 011	28.5	
5989 B 012	33.1	
5989 B 013	39.7	
5989 B 014	49.8	
5989 B 015	66.3	
5989 B 016	99.4	
5989 B 017	198.7	
5989 B 018	284.0	
5989 B 019	397.5	
5989 B 020	567.9	
5989 B 021	25.0	445.6
5989 B 022	31.3	
5989 B 023	35.8	
5989 B 024	41.7	
5989 B 025	50.1	
5989 B 026	62.5	
5989 B 027	83.5	
5989 B 028	125.1	
5989 B 029	250.2	
5989 B 030	318.0	
5989 B 031	500.5	
5989 B 032	715.0	
5989 B 033	20.7	
5989 B 034	27.5	
5989 B 035	41.3	
5989 B 036	51.7	
5989 B 037	59.1	
5989 B 038	69.0	
5989 B 039	82.7	
5989 B 040	103.3	

Q_g (m³std/d)*: Caudal de Gas medido en Condiciones Estándar (T=20 °C y P=1 atm)

Tabla III.2. Matriz experimental propuesta (Continuación)

Nº de Prueba	Caudal de líquido Q_l (m ³ /d)	Caudal de gas Q_g (m ³ std/d)*
5989_B_041	137.8	737.9
5989_B_042	206.8	
5989_B_043	318.0	
5989_B_044	591.0	
5989_B_045	27.0	1444.5
5989_B_046	40.4	
5989_B_047	53.9	
5989_B_048	80.9	
5989_B_049	101.1	
5989_B_050	115.4	
5989_B_051	134.8	
5989_B_052	161.7	
5989_B_053	202.1	
5989_B_054	269.5	
5989_B_055	318.0	2003.6
5989_B_056	28.1	
5989_B_057	37.4	
5989_B_058	56.1	
5989_B_059	74.9	
5989_B_060	112.2	
5989_B_061	140.4	
5989_B_062	160.4	
5989_B_063	187.1	
5989_B_064	211.5	
5989_B_065	280.6	
5989_B_066	318.0	
5989_B_067	25.3	3607.1
5989_B_068	50.6	
5989_B_069	67.4	
5989_B_070	101.1	
5989_B_071	134.8	
5989_B_072	202.1	
5989_B_073	252.6	
5989_B_074	288.7	
5989_B_075	318.0	
5989_B_076	33.7	4810.4
5989_B_077	67.4	
5989_B_078	89.8	
5989_B_079	134.8	

Q_g (m³std/d)*: Caudal de Gas medido en Condiciones Estándar (T=20 °C y P=1 atm)

Cabe destacar que esta matriz proviene de evaluaciones realizadas previamente a este Trabajo Especial de Grado, a través del simulador DESCVvx 1.3, y considerando una presión y temperatura de separación de 1 atm y de 25°C, respectivamente. Por lo tanto, en función de esta evaluación hidráulica, y la capacidad de manejo de flujo de ambos separadores se establecieron los 79 puntos operacionales indicados en la Tabla III.2, con flujos de líquido que varían entre 20.7 y 715 m³/d y flujos de gas entre 283.8 y 4810.4 m³ std/d. Sin embargo, debido a que el separador Multiciclón es de menor capacidad que el separador tipo CYCINT, para este separador se ejecutaron solo los primeros 64 puntos establecidos en la matriz experimental propuesta; es decir caudales de gas comprendidos entre 283.8 m³ std/d y 2003.6 m³ std/d y caudales de líquido entre 21 y 318 m³/d.

III.3.2. Codificación utilizada

Para cada una de las pruebas experimentales se realizó un registro de datos en digital, el cual está comprendido por la tablas en formato de EXCEL de señales lentas y rápidas obtenidas durante la operación de los equipos a través del Sistema de Control y Adquisición de Datos (SCADA), videos y fotografías a las condiciones de caudales de gas y líquido establecidas. Paralelamente, se realizó otro registro impreso o escrito realizado en el cuaderno de laboratorio asignado, donde además de efectuarse anotaciones relacionadas con las principales variables del proceso, se plasmaron las principales observaciones correspondientes al comportamiento del equipo en operación, específicamente de la fluidodinámica de la mezcla bifásica una vez alimentada al separador. Debido a esto, fue necesario utilizar una codificación alfanumérica, tanto en los registros digitales como impreso (cuaderno de laboratorio), donde se visualizara el número del proyecto (dentro del cual se llevaron a cabo las pruebas), el separador utilizado (tipo CYCINT o Multiciclón), tipo de prueba (Bifásica *B* o Captura de Hold up *HP*) y el número de la experiencia realizada (ver Figura III.6). Todo esto con la finalidad de estandarizar la identificación de los registros realizados durante cada ciclo de pruebas.

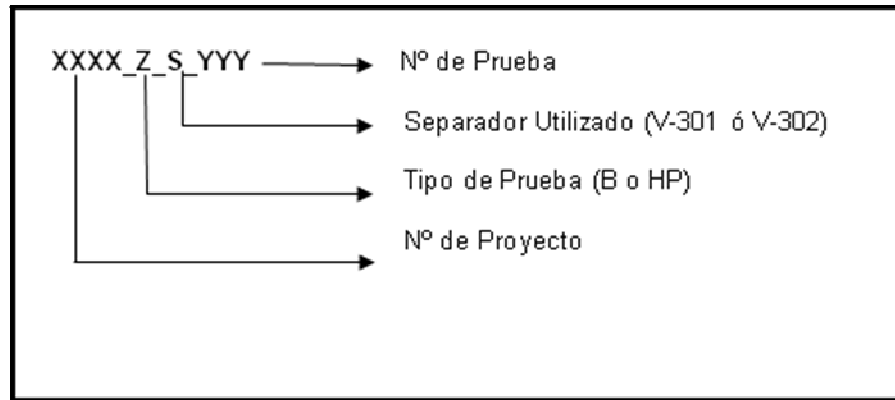


Figura III.6. Codificación utilizada durante la realización de las pruebas
Fuente: Adaptación propia

III.3.3. Producción de datos experimentales

La generación de datos adquiridos durante este Trabajo Especial de Grado, básicamente se realizó a través del Sistema de Control y Adquisición de Datos (SCADA) instalado en la consola de control del Circuito de Separación Multifásico, la cual permitió grabar en forma digital las señales que entraban de forma analógica al sistema, tanto las señales rápidas como las lentas. Los sensores utilizados durante las pruebas experimentales poseen frecuencias de captación de señales de 6 Hz (señales lentas) y 120 Hz (señales rápidas), lo cual se traduce en altas capacidades de muestreo durante el tiempo de grabación de las pruebas (1 mín.). Debido a esto, el SCADA arroja los datos experimentales obtenidos en tablas bajo formato EXCEL con aproximadamente 300 puntos para las señales lentas y 30000 en el caso de las señales rápidas.

Las señales de todos los transmisores que se encuentran en el Circuito de Separación Gas líquido (CSGL) fueron adquiridas y manipuladas a través de este Sistema de Control y Adquisición de Datos (SCADA), el cual sirve a las instalaciones piloto de Norte 6 (PDVSA-INTEVEP), y por lo tanto, al circuito de separación bifásica. En la Tabla III.3, se presentan las principales variables monitoreadas y registradas a partir

de las señales (rápidas y lentas) durante la operación del circuito de separación en la realización de las pruebas.

Tabla III.3. Variables operacionales y equipos de proceso utilizados en la realización de las pruebas

Variable operacional	Equipo de proceso utilizado	Tipo de Señal en el Transmisor
Presión de tope del separador	PT-301 (Sensor de Presión)	Lenta
Nivel de líquido en el separador (LT-301)	LCV-301 (Válvula de control)	Lenta
Medida del volumen de gas separado en el circuito de separación	Placas de orificio	Lenta
Temperatura de la línea de gas del circuito de separación	TT-301 (Sensor de Temperatura)	Lenta
Caída de presión en el Separador	DPT-301 (Medidor de presión diferencial)	Lenta
Caída de presión en el tubo de captura de hold up (sistema estático) y by pass (sistema dinámico)	DPT-302 (Medidores de presión diferencial) DPT-303	Rápida
Presión del sistema	PT-301 (Sensor de presión) PCV- 301A ó PCV- 301B (Válvulas usadas para regular la presión de operación)	Lenta

La planta posee un total de 16 señales analógicas, entre entradas y salidas; éstas se almacenan, a una velocidad de 6 lecturas por segundo en forma continua las señales lentas y a 60 lecturas por segundo las señales rápidas. Cada grupo de señales se guardan en archivos diferentes y se le asigna un código a cada prueba de acuerdo a la condición que se esté trabajando, tal como se indicó en el apartado anterior.

Adicionalmente, es importante destacar que durante la operación del circuito de separación la pantalla principal de la computadora del panel de control presenta un esquema de instrumentación de la planta, mostrando continuamente los valores de las variables más relevantes del proceso: temperatura, presión, flujo de gas, flujo de líquido y fracción de líquido; permitiendo al usuario observar el comportamiento de cada una de las variables en función del tiempo, a través de gráficas, y verificar cuando se alcanzan condiciones estables.

III.3.4. Procedimiento de operación de los equipos

En la Figura III.7 se puede observar un esquema, donde se representa de forma resumida el procedimiento de trabajo utilizado durante la ejecución experimental. En esta figura se pueden observar con mayor claridad las actividades realizadas en el circuito de separación y en el panel de control durante cada prueba, para llevar a cabo el proceso de recolección y registro de los datos experimentales durante la operación de ambos equipos.

Es importante señalar, que este esquema aplica para la realización de ciclos de pruebas continuos (utilizando solo un separador), y no se detallan los procedimientos de arranque (ver Anexo V), operación (ver Anexo VI) y parada (ver Anexo VII) de la planta, establecidos en el Manual de Procedimiento del Laboratorio; los cuales fueron aplicados antes, durante, y al finalizar cada jornada de trabajo experimental.

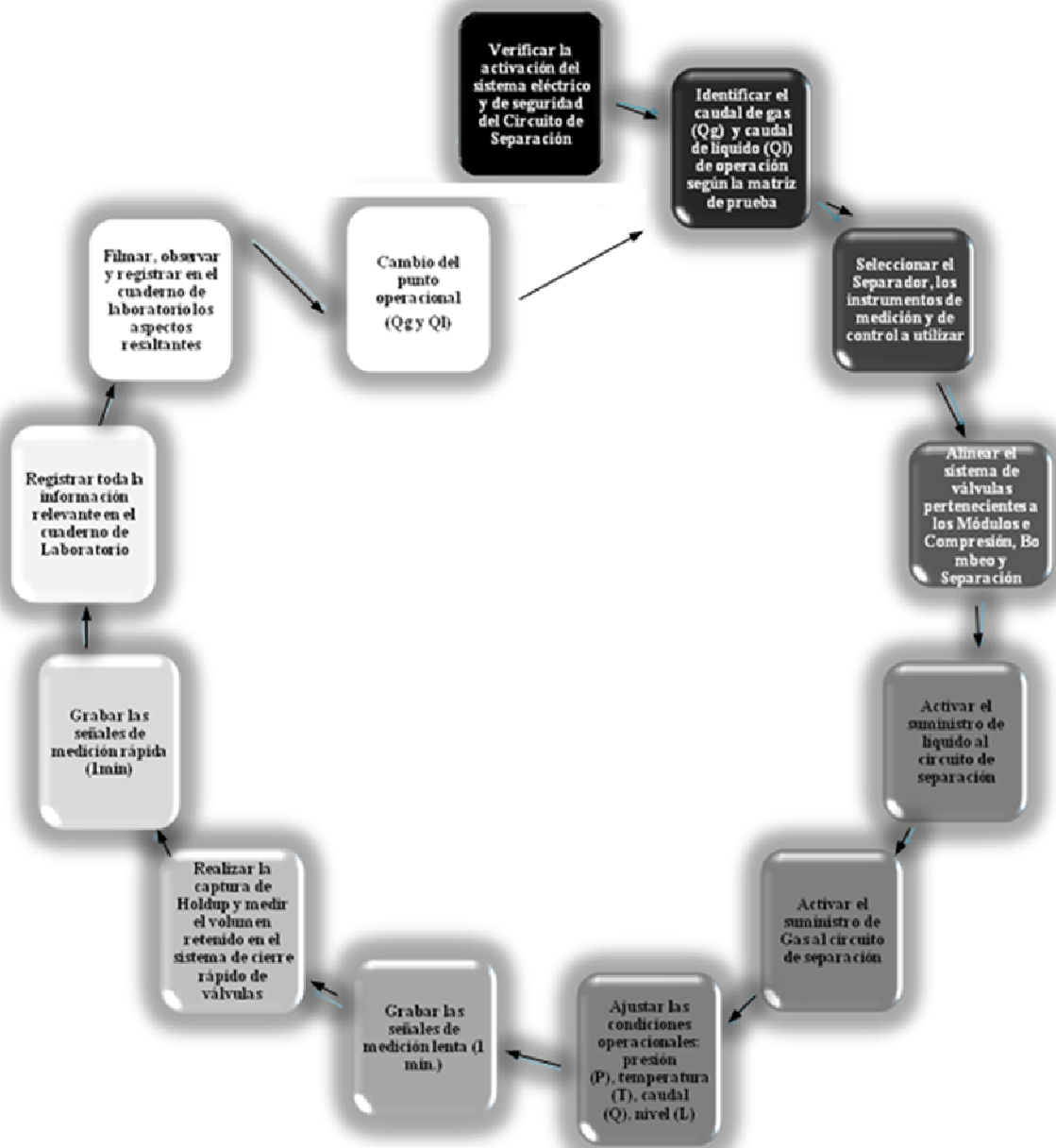


Figura III.7. Procedimiento utilizado durante la realización de las pruebas

Fuente: Adaptación propia

Tal como se observa en la Figura III.7 durante la fase experimental se realizaron diferentes actividades; en la Tabla III.4 se especifican algunas de estas actividades con su respectiva justificación desde el punto de vista operacional.

Tabla III.4. Justificación de las actividades realizadas durante las pruebas experimentales

Actividad	Justificación
Operar con 2 prototipos de separadores ciclónicos	Evaluar el funcionamiento de ambos separadores en condiciones operacionales iguales y por encima de las condiciones de diseño.
Operar el sistema utilizando diferentes valores de Q_g y Q_l (establecidos en la matriz de prueba)	Determinar el mapa de operación de ambos separadores.
Medir las señales rápidas y volumen retenido (utilizando el sistema de medición de hold up a través del cierre de válvulas)	Calcular las fracciones de gas en un sistema estático y dinámico.
Respaldar en digital las señales lentas de proceso a través del sistema de adquisición de datos	<ul style="list-style-type: none"> ▪ Registrar los valores de las principales variables operacionales. ▪ Calcular el caudal de gas en la entrada y tope del separador y realizar balances de masa que permitan determinar la eficiencia de separación. ▪ Determinar la caída de presión experimental y calcular la teórica según los modelos seleccionados.
Grabar videos	Observar el funcionamiento de los separadores en su parte interna, realizar un registro de datos integral, donde se pueda apreciar el fenómeno físico que ocurre en los equipos, tales como: patrones de flujos en la alimentación, arrastre de gas y arrastre de líquido en los ciclones, etc. Además, establecer las principales diferencias existentes entre cada una de las experiencias realizadas.

III.4. Procesamiento de los Datos Experimentales

Una vez adquiridos los datos experimentales a través del SCADA, se calculó el promedio de las señales registradas para posteriormente realizar su procesamiento. Para esto fue necesario generar un programa que permitiera pre-procesar los datos de manera eficiente empleando la plataforma Visual Basic de Excel. Esto permitió crear una base de datos, donde se registraron los promedios de las variables medidas en el proceso (durante cada prueba), y se facilitó el procesamiento y análisis de la información.

Posteriormente a la aplicación de este programa y pre-procesamiento de las señales de las variables medidas, se procedió con el cálculo de los principales resultados: fracción de gas, eficiencia, caída de presión, arrastre de gas (%GCU), etc. Para realizar el cálculo de algunas de estas variables se utilizaron diferentes herramientas de cálculo las cuales se encontraban accesibles, y adicionalmente fue necesario generar rutinas de cálculos bajo formato EXCEL para realizar el cálculo de algunos parámetros, relacionados con los modelos encontrados en la literatura. A continuación se explican en detalle las herramientas utilizadas:

III.4.1. Determinación del mapa de operación

Para determinar el mapa de operación en cada uno de los separadores fue necesario conocer los caudales de gas y líquido alimentados, y además los puntos operacionales donde se presentó arrastre de líquido. Para determinar el caudal de líquido alimentado al separador se utilizó un medidor tipo Coriolis, el cual indicaba la densidad y caudal volumétrico, sin embargo, para determinar el caudal de gas y el arrastre de líquido se utilizaron diversos mecanismos los cuales se describen a continuación.

III.4.1.1. Cálculo del caudal de gas en la entrada y salida del separador

Para realizar el cálculo del caudal de gas en la entrada y salida del separador se utilizó un programa desarrollado bajo formato EXCEL, el cual se basa en un procedimiento

descrito en el Manual de Medidas Estándar de Petróleo, del Instituto Americano de Petróleo (API), específicamente en la Norma API MPSP*14.3.4 92. Cabe destacar, que este procedimiento de cálculo también es avalado por la Asociación Americana de Gas (AGA) y la Asociación de Procesadores de Gas (GPA). En este programa se utilizaron algunos de los datos promediados durante la fase de pre-procesamiento de datos, tales como: la temperatura del gas en la entrada y salida del separador, presión de tope del separador, caída de presión en las placas de orificio, así como el diámetro del orificio de la placa utilizada, diámetro de la tubería, peso molecular del gas, entre otros (ver Figura III.8). A partir de estos valores se determinó el factor de compresibilidad, densidad del gas y caudal de gas en condiciones estándar (20 °C y 1 atm) de operación.

El flujo de gas a la salida de la trampa de líquido se mide con una serie de placas de orificio que se encuentran instaladas en tuberías de ½, 1 y 1½ pulgadas, mientras que en la entrada puede ser medido de igual forma a través de placas de orificio o con un medidor tipo Vortex.

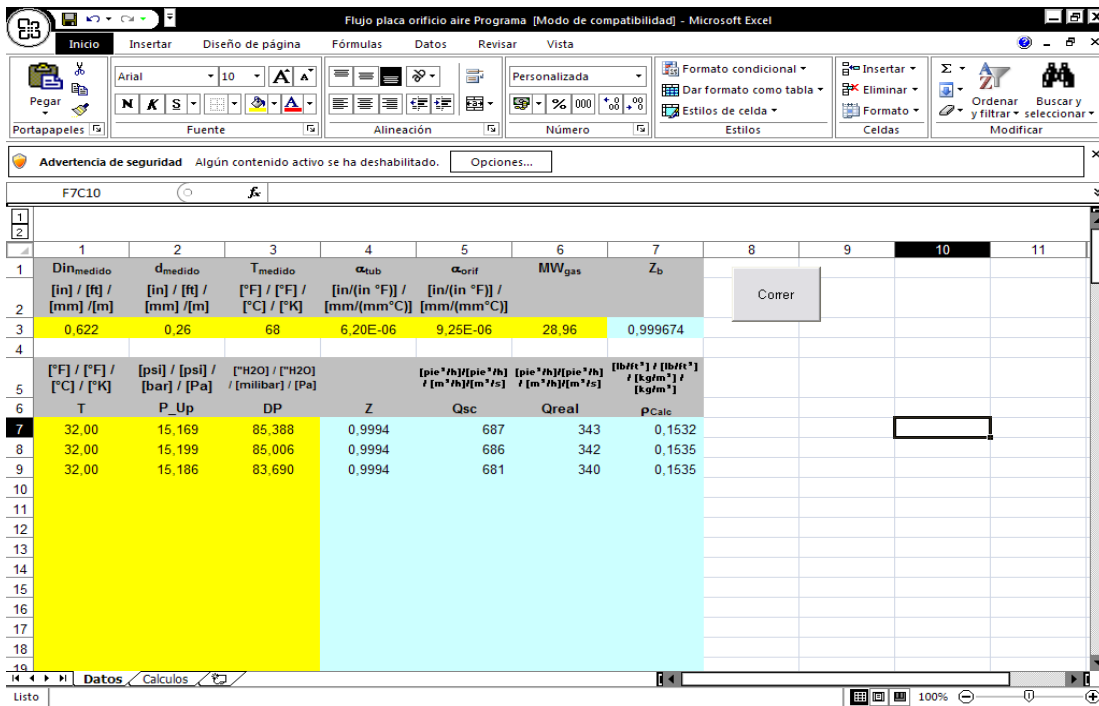


Figura III.8. Programa utilizado para el cálculo del caudal de gas

III.4.1.2. Determinación del arrastre de líquido (LCO)

El gas que sale de los separadores puede llegar a arrastrar cierta cantidad de líquido, el cual debe separarse de la fase gaseosa en la trampa de líquido. Para cuantificar el volumen de líquido, éste equipo (trampa de líquido) posee un tubo graduado en la salida de líquido donde es posible medir la cantidad de líquido arrastrado y apreciar de forma visual si existió arrastre de líquido durante en el proceso de separación del equipo.

III.4.2. Cálculo de eficiencia de separación, arrastre de gas y fracción de gas en la salida de líquido

La eficiencia de separación de los prototipos en estudio se determinó a partir de la relación másica entre el flujo de gas separado y el alimentado. Por otro lado, para determinar la cantidad de gas arrastrado (%GCU), se cuantificó la cantidad de gas desplazado hacia la corriente de salida de líquido en función a la cantidad total de gas alimentado. Es importante señalar, que el cálculo de estos parámetros (eficiencia de separación y arrastre de gas) se hizo aplicando la herramienta de balance de masa entre la entrada de gas y salida de tope del separador

Para realizar la medición del porcentaje de la fracción de gas (%GVF) que circula por la línea de desalojo de líquido, se utilizó un sistema de válvulas de cierre rápido en donde se recolectó a través de cilindros graduados la cantidad de líquido retenido. Este líquido posteriormente fue medido para realizar el cálculo de la fracción de líquido, y finalmente obtener el porcentaje de fracción de gas en el estático (Hold up). Para realizar estos cálculos se realizaron hojas de cálculo bajo formato EXCEL, donde se utilizaron los valores de caudales de gas calculados, los valores de las señales rápidas registradas (caída de presión en el tubo lateral y sistema dinámico), los volúmenes de líquido recolectados en el sistema de cierre rápido de válvulas, entre otros; todo esto utilizando los modelos de cálculo descritos previamente en el marco teórico.

III.4.3. Cálculo de la caída de presión

Como se mencionó anteriormente, la caída de presión de ambos separadores fue medida experimentalmente para evaluar el comportamiento de los equipos y además para comparar con los valores calculados a partir de los modelos encontrados en la literatura. Para realizar los cálculos de caída de presión en el separador tipo CYCINT se utilizó como base teórica los modelos propuestos por Muschelknautz, Chen y Caldentey-Gómez, explicados anteriormente. Con respecto a los dos primeros modelos (Muschelknautz y Chen) se realizaron hojas de cálculo bajo formato EXCEL para realizar los cálculos de la caída de presión. Por otro lado, para aplicar las ecuaciones del modelo de Caldentey-Gómez se utilizó un programa el cual fue desarrollado por el equipo de trabajo de PDVSA-INTEVEP como herramienta de diseño del separador tipo CYCINT.

Como se explicó en el capítulo anterior, para la aplicación de los modelos se realizaron ciertas modificaciones, con el fin de adecuarlos al sistema en estudio y ajustar algunas ecuaciones donde se relacionaran factores dependientes de la geometría del separador, condiciones operacionales y fluidos involucrados.

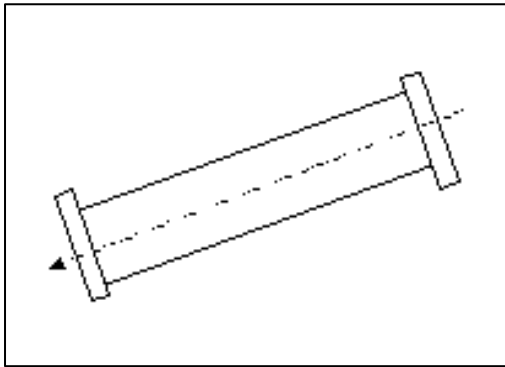
Por otro lado, debido a que no se encontraron modelos disponibles en la literatura especializada para el separador tipo Multiciclón, también se elaboró una rutina de cálculo bajo formato EXCEL, donde se determinó la pérdida de carga en diferentes zonas del separador con el fin de finalmente obtener una aproximación de la caída de presión total en el separador.

III.4.4. Cálculo de la velocidad tangencial y número de Froude en la entrada de los separadores

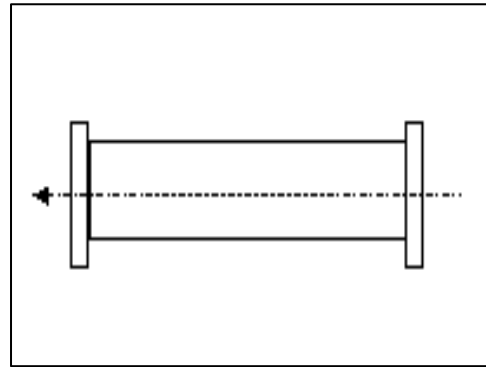
El cálculo de la velocidad tangencial se realizó con el fin de determinar la aceleración centrífuga y el número de Froude justo en la entrada de cada separador. Todo esto se calculó para cada uno de los puntos operacionales propuestos en la matriz de prueba, utilizando los caudales de gas y líquido correspondientes. Una vez determinados estos parámetros se procedió a comparar los resultados obtenidos con los valores recomendados para este tipo de separadores.

III.4.5. Análisis Cualitativo

El análisis cualitativo del desempeño de los separadores, se realizó a partir de la visualización del comportamiento de la mezcla bifásica en el interior del equipo. Una vez que el circuito estaba operativo, una parte del trabajo experimental consistió en realizar anotaciones, relacionadas con los fenómenos físicos observados en las diferentes zonas de visualización que posee el separador. Tal como se indicó en la descripción de los equipos, la configuración geométrica de ambos separadores está estructurada en cuatro regiones comunes donde se visualiza el proceso de separación (región de boquilla, gotas, alimentación y burbujas). Sin embargo, para efectos del estudio cualitativo, se estudió otra región adicional comprendida por el visor de patrón de flujo en la entrada, el cual está ubicado justo antes de la boquilla de alimentación de cada separador. En el caso del separador tipo CYCINT éste posee un ángulo de inclinación de 9° , mientras que en el multiciclón se encuentra ubicado en una posición completamente horizontal (ver Figura III.9).



(III.9.a)



(III.9.b)

Figura III.9. Región del visor de patrón de flujo en la entrada de los separadores tipo CYCINT (a) y Multiciclón (b).

Fuente: Adaptación propia

En resumen, en el análisis cualitativo realizado se hizo énfasis en las regiones que se mencionan a continuación:

- Visores de patrón de flujo en la entrada.
- Cuerpo de los separadores (Regiones de entrada, de gotas y de burbuja).
- Trampa de líquido.

En cada una de estas secciones se realizó la filmación o registro en video de cada una de las pruebas experimentales, así como el registro de imágenes en fotografía en algunos casos. Toda esta información fue revisada y procesada nuevamente con la finalidad de identificar la fenomenología del fluido o realizar un análisis cualitativo en las zonas mencionadas.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS

Los resultados obtenidos durante la evaluación experimental de los prototipos de separación tipo CYCINT y Multiciclón, pueden dividirse en cuantitativos y cualitativos, según el origen de los registros o datos experimentales. Los resultados cuantitativos son aquellos determinados a partir de las mediciones y procesamiento de las variables medidas en el proceso. A partir de las variables operacionales medidas en el proceso (presión, caudal, temperatura, nivel) para cada uno de los separadores y los principales parámetros calculados a través de diferentes modelos de cálculo, se determinó: a) Mapa de operación, b) Eficiencia de separación, c) Porcentaje de arrastre de gas en la corriente de salida de líquido (% GCU), d) Porcentaje de fracción de gas retenida en el sistema de medición de válvulas de cierre rápido (% GVF) y e) Desviaciones entre la caída de presión experimental y calculada (a partir de modelos).

Por otro lado, los resultados cualitativos son aquellos obtenidos a partir de los aspectos más resaltantes observados durante el proceso de ejecución de las pruebas experimentales. La evaluación cualitativa del equipo se realizó a partir de las anotaciones realizadas para cada prueba en el cuaderno de laboratorio, y además a través de la revisión de los videos e imágenes en fotografía donde se evidencia el comportamiento de la mezcla bifásica en el equipo, así como la existencia de arrastre en cualquiera de las dos fases involucradas. A través de la apreciación visual se identificaron diversos parámetros de gran interés para la evaluación del desempeño de los separadores, tales como: a) Patrón de flujo en la zona de entrada, b) Arrastre de líquido en la salida de gas (LCO), c) Arrastre de gas en la salida de líquido (GCU), d) Aspectos relacionados con la formación de vórtices en los internos de los equipos, e) Capacidad de desalojo del separador, entre otros.

Estos resultados (cuantitativos y cualitativos) permiten describir el fenómeno de separación estudiado en los prototipos de separadores a diferentes caudales de líquido y gas, bajo las condiciones operacionales propuestas en la matriz experimental, lo

cual representa gran parte de los objetivos planteados durante el desarrollo de este Trabajo Especial de Grado. A continuación se presentan algunas de las consideraciones utilizadas durante el análisis de los resultados y posteriormente se explicará en detalle la evaluación de cada uno de los prototipos de separación.

IV.1. Evaluación del Prototipo de Separador tipo CYCINT

IV.1.1. Mapa operacional

Como se mencionó en el capítulo anterior, el mapa de operación del separador se encuentra delimitado por el inicio de la condición de líquido arrastrado por la corriente de salida del gas y una condición de arrastre de gas en la corriente de salida de líquido inferior al 10%. El arrastre de líquido (LCO), se verificó a través de la visualización del paso de gotas de líquido hacia la trampa localizada en la zona de salida de gas.

En la Figura IV.1, se presenta la zona de operación del separador ciclónico obtenida experimentalmente para el sistema agua/aire al inicio de la condición de LCO determinada de forma visual, comparándola con la zona donde el separador ha debido operar sin ningún tipo de arrastre de acuerdo a la predicción realizada por el simulador DESCV vx 1.3 (condición de diseño).

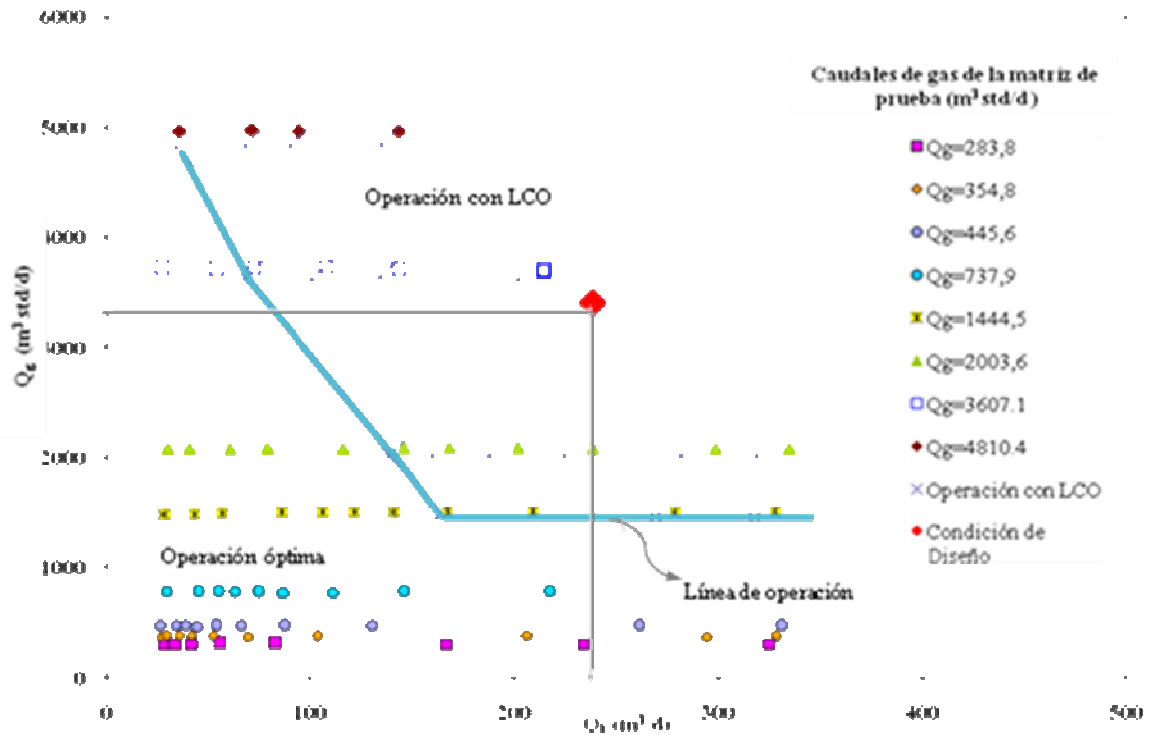


Figura IV.1. Mapa de operación del separador tipo CYCINT

Comparando la curva de operación obtenida experimentalmente con la matriz de operación del equipo, se verifica que el rango de operación óptimo del separador tipo CYCINT es menor al predicho a través del simulador DESCVvx 1.3. Por esta razón es necesario evaluar nuevamente los criterios de diseño del separador y realizar los ajustes respectivos para mejorar su funcionamiento en cuanto a cantidad de líquido arrastrado (LCO).

IV.1.2. Eficiencia de separación del gas, arrastre de gas y fracción de gas en la salida de líquido

IV.1.2.1. Eficiencia de separación del gas

La eficiencia de separación medida experimentalmente se determinó a través de la relación existente entre la cantidad de gas en la salida de tope y el gas alimentado al separador, obteniéndose valores entre 0.95 y 1. En la Figura IV.2 se puede apreciar como la eficiencia de separación del gas disminuye en función del aumento de los caudales de gas y líquido, respectivamente.

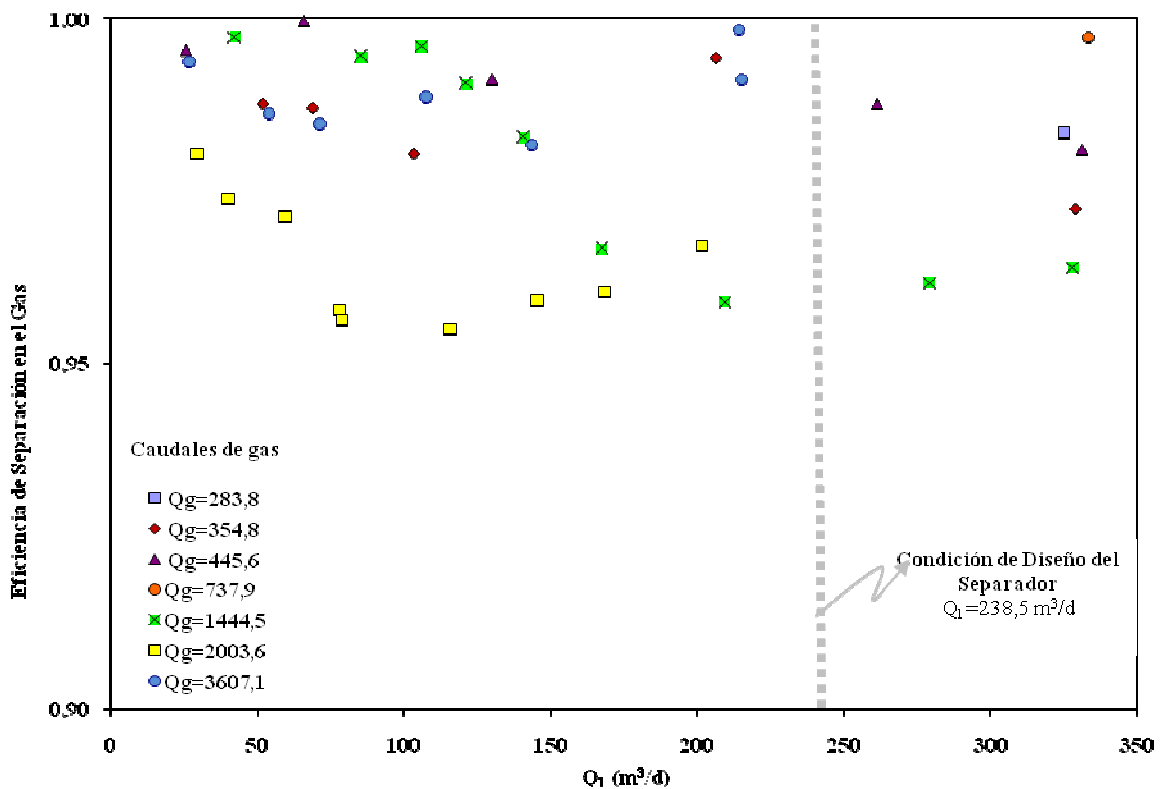


Figura IV.2. Eficiencia de separación del gas en el separador tipo CYCINT en función de los caudales de líquido alimentados

No obstante, es importante acotar que para los caudales de gas comprendidos entre 283.8 y 2003.6 $\text{m}^3\text{std}/\text{d}$ se utilizó como instrumento de medición placas de orificio en la entrada y salida del separador, mientras que para los caudales de 3607.1 y 4810.7 $\text{m}^3 \text{std}/\text{d}$ se utilizó un medidor tipo Vortex en la entrada del separador, y placa de

orificio en la salida. Debido a este cambio de instrumento en la entrada del separador durante las mediciones de gas, se evidencia que la eficiencia calculada para estos caudales (3607.1 y 4810.7 m³std/d) aumentó ligeramente, rompiendo con la tendencia decreciente que se venía presentando con los caudales de gas inferiores. Este cambio de instrumento se realizó debido a que el sistema de medición a través de placas de orificio en la entrada no permitía medir correctamente estos caudales de gas.

Existen valores de eficiencia que poseen un error asociado el cual no se puede apreciar gráficamente (1 +/- 0.05), específicamente para caudales de 283.8 y 4810.7 m³std/d, esto se debe al rango de apreciación y/o tolerancia que presenta cada uno de los instrumentos de medición de gas utilizados (placas de orificio y medidor tipo Vortex). Adicionalmente, para el caudal de gas de 4810.7 m³std/d, tampoco se logró cuantificar el porcentaje de arrastre de gas obtenido; ya que se obtuvieron caudales de gas en la salida mayores a los de la entrada.

IV.1.2.2. Arrastre de gas en la salida de líquido

Otro parámetro importante para evaluar el desempeño del separador ciclónico tipo CYCINT es el gas arrastrado por la línea de salida de líquido (GCU), ya que es una medida indirecta de medir la eficiencia de separación en el equipo, tal como se indicó anteriormente. La cantidad de gas arrastrado fue determinada a partir de un balance de masa realizado en la corriente de gas alimentado y el gas medido en la salida de tope del equipo.

Como se aprecia en la Figura IV.3, el porcentaje de GCU se ve influenciado por el incremento del caudal de líquido alimentado. Este efecto se debe a la formación extendida del vórtice, el cual abarca parte de la zona de separación de burbujas del equipo, dificultando el control del nivel de líquido y favoreciendo el paso de burbujas de gas hacia la salida de líquido del mismo.

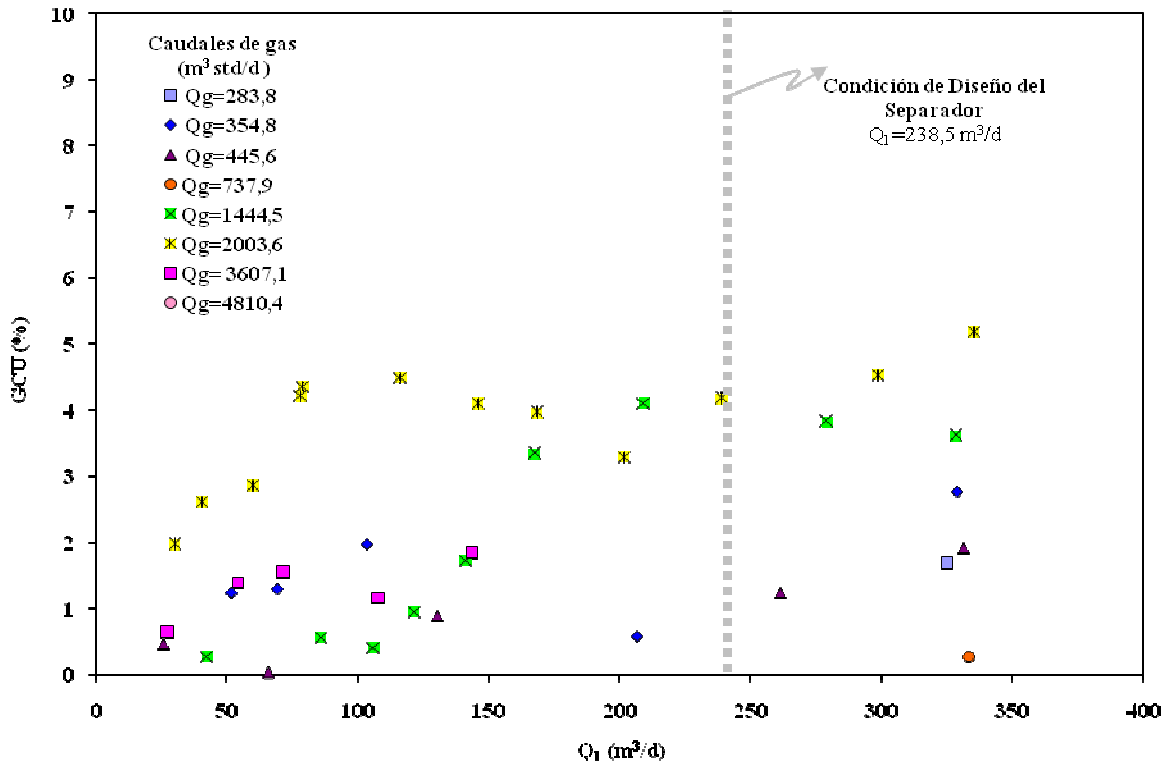


Figura IV.3. Porcentaje de arrastre de gas (%GCU) medido en la salida de líquido del separador ciclónico tipo CYCINT en función del caudal de líquido alimentado

IV.1.2.3. Fracción de gas en la salida de líquido

Para determinar el valor de la fracción de gas en la salida de líquido de los separadores se empleó la metodología recomendada por Chien y cols. (1997), donde la fracción de líquido (*Hold up*) es capturada mediante válvulas de cierre rápido y posteriormente el valor de fracción de gas obtenida (α) es comparado con la fracción de gas obtenida de la zona de prueba (*Bypass* o sistema dinámico), tal y como se explicó en el capítulo anterior.

Este parámetro representa una medida de importancia dentro del proceso, ya que indica la posibilidad de realizar mediciones de líquido en la salida de los separadores, sin que la cantidad de gas arrastrada por el flujo de líquido afecte de forma significativa los equipos de medición. Por lo general, un medidor de flujo de líquido tipo Coriolis (utilizado en el CSDL) puede tolerar hasta un 10 % de fracción de gas en la corriente de líquido. La variación de la fracción volumétrica del gas entrampado

en el líquido obtenida durante la evaluación del separador CYCINT se presenta en la Figura IV.4.

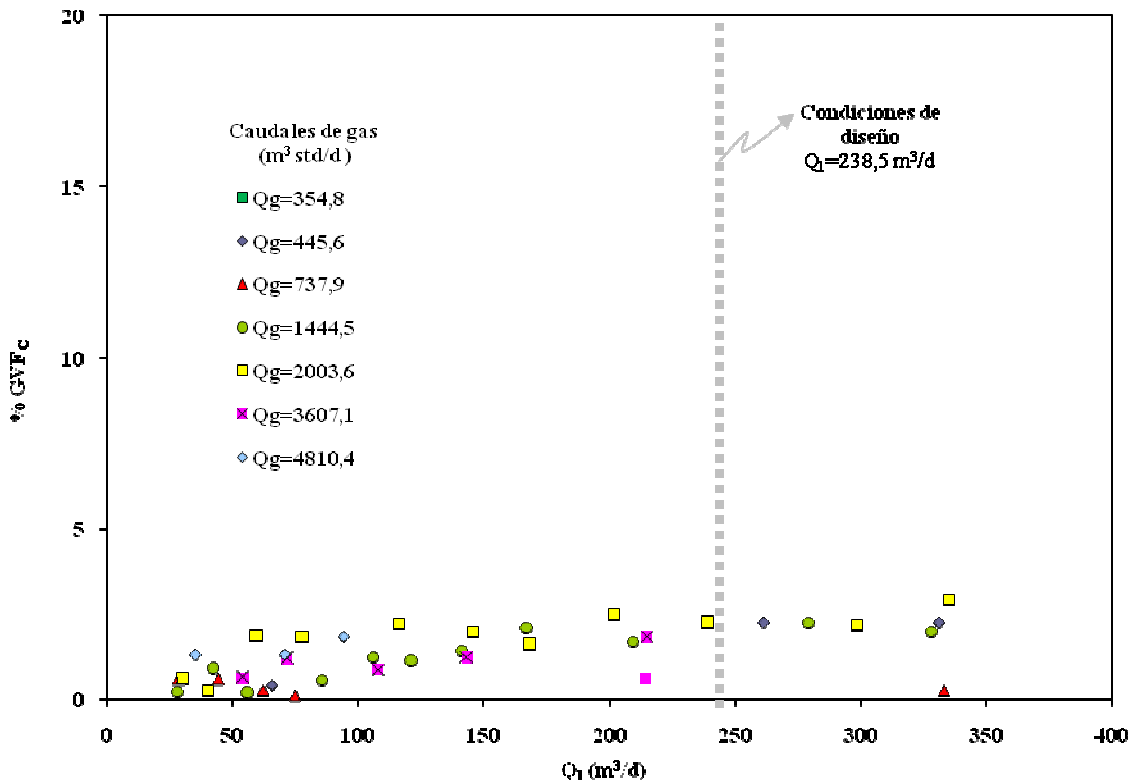


Figura IV.4. Fracción de gas en el líquido determinada a partir del volumen retenido en el tubo lateral (GVFC), en función del caudal de líquido alimentado al separador tipo CYCINT

En la Figura IV.4, se observa que los valores de fracción de gas determinados a partir del volumen retenido a través del sistema de válvulas de cierre rápido son inferiores a 3%, lo cual puede considerarse satisfactorio según la explicación realizada con anterioridad. Sin embargo, al realizar los cálculos de fracción de gas utilizando las correlaciones que involucran la caída de presión medida en el sistema dinámico (*Bypass*), se observa que la fracción de gas determinada alcanza valores cercanos al 10% , dentro de los límites de la condición de diseño de la fase líquida (ver Figura IV.5). Esto indica que no existe reproducibilidad entre las mediciones realizadas en ambos sistemas dinámico (*Bypass*) y estático (captura de *Hold up*). Esta discrepancia pudiera estar asociada a errores sistemáticos (instrumentales), relacionados con la configuración o calibración del dispositivo de medición.

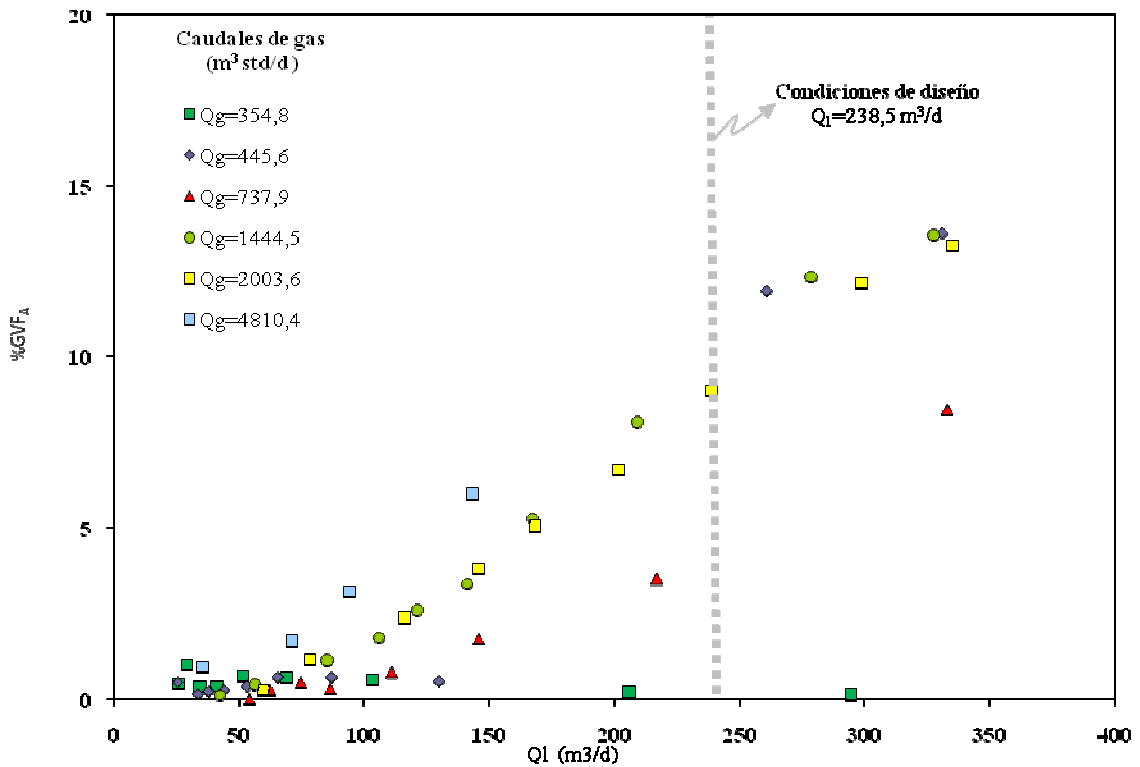


Figura IV.5. Fracción de gas en el líquido determinada a través del modelo de cálculo ($GVFA$), en función del caudal de líquido alimentado al separador tipo CYCINT

Cabe destacar, que en el caso de la medición de fracción de gas a través del sistema de válvulas de cierre rápido (volumen retenido en el tubo lateral) se realizaron pruebas haciendo circular sólo líquido a través del sistema (100% líquido); todo esto con la finalidad de determinar la cantidad de líquido o volumen muerto depositado en las líneas de tubería del sistema, conexiones entre los transmisores de presión y válvulas, lo cual afecta de forma directa la precisión de las mediciones realizadas. Tras estas pruebas se realizaron las mediciones del volumen retenido en la sección de prueba, y estableciendo una relación entre el volumen muerto y el volumen total retenido en el tubo lateral, se encontró que las mediciones de fracción de gas pudieran tener asociadas desviaciones de aproximadamente 13% (ver Anexo IX). Este valor se determinó estableciendo una relación entre el volumen muerto medido en el interior de las válvulas de bola, conexiones de tuberías (aprox. $123 \pm 5 \text{ ml}$), y el volumen

que se recolectaría si el sistema estuviera operando sólo con líquido (aprox. 1016 +/- 5 ml).

Tal y como se observa en la Figura IV.5, los valores de fracción de gas determinados en la zona de prueba o dinámica del sistema (Bypass) oscilan entre 0 y 10% de gas, para condiciones operacionales cercanas y por debajo de las condición de diseño (3405.6 m³ std/d de gas y 238.5 m³/d de líquido), por lo tanto según estos resultados este equipo debería operar por debajo de 159 m³/d de líquido para obtener producto de mejor calidad, con fracciones de gas inferiores al 5%.

IV.1.3. Caída de presión

En cuanto a la caída de presión medida entre la entrada (visor de patrón de flujo) y salida de gas del separador tipo CYCINT, estos valores se encontraron por debajo de 20×10^3 Pa (ver Figura IV.6). Estas medidas pueden considerarse aceptables, ya que para este tipo de equipos de separación la caída de presión debería estar comprendida entre 6.8×10^3 y 34×10^3 Pa (Martínez, 2006). Adicionalmente, se aprecia como la caída de presión en el separador incrementa directamente proporcional al flujo de gas alimentado.

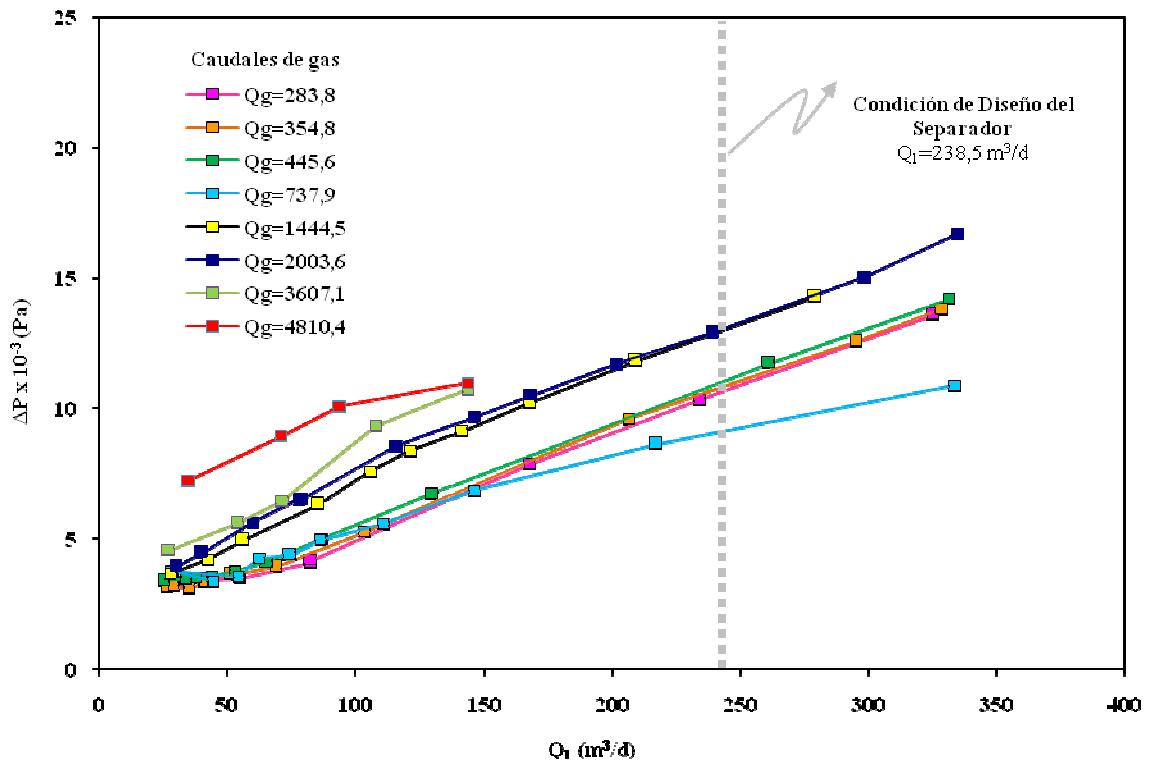


Figura IV.6. Caída de presión experimental obtenida en el separador tipo CYCINT en función de los diferentes caudales de gas y líquido alimentados

Para el cumplimiento de uno de los objetivos específicos de este Trabajo Especial de Grado, se evaluó la caída de presión de este prototipo de separación utilizando los modelos de Muschelknautz (Hoffmann, 2002), Chen y cols. (2006); y Candentey-Gómez y cols. (2002). Esto se hizo con la finalidad de determinar la desviación existente entre los valores calculados y los obtenidos experimentalmente (ver Tabla IV.1), y posteriormente estudiar la posibilidad de validación de alguno de ellos.

Tabla IV.1. Valores de desviación obtenidos a partir de los diferentes modelos para determinar la caída de presión en el separador tipo CYCINT

Nº de Prueba	Q _l (m ³ /d)	Q _g (m ³ std/d)	% Desviación (*)		
			Muschelknautz	Chen	Caldentey-Gómez
283.8 m³ std/d					
5989_S2_B_001	27.8	300.9	63	70	6
5989_S2_B_002	33.7	301.3	64	72	3
5989_S2_B_003	41.7	300.7	64	74	3
5989_S2_B_004	55.1	306.7	61	74	3
5989_S2_B_005	82.6	305.8	64	77	4
R5989_S2_B_005	82.9	307.4	64	78	7
5989_S2_B_006	167.4	303.2	76	85	29
5989_S2_B_007	234.1	303.6	79	86	25
5989_S2_B_008	325.0	300.8	81	85	12
354.8 m³ std/d					
5989_S2_B_010	26.5	372.6	44	46	9
5989_S2_B_011	29.3	373.5	43	48	8
5989_S2_B_012	35.2	373.4	41	49	13
5989_S2_B_013	41.8	377.6	43	53	5
5989_S2_B_014	51.9	378.8	45	58	1
5989_S2_B_015	69.2	372.1	48	64	5
5989_S2_B_016	103.5	375.9	57	72	20
5989_S2_B_017	206.5	380.0	70	80	30
5989_S2_B_018	294.8	368.0	74	82	17
5989_S2_B_019	328.7	375.5	74	81	12
445.6 m³ std/d					
5989_S2_B_021	25.7	471.4	19	9	1
5989_S2_B_022	34.0	469.6	19	18	0.2
5989_S2_B_023	38.2	471.1	19	21	0.4
5989_S2_B_024	44.2	463.3	21	29	1
5989_S2_B_025	53.2	465.8	23	34	5
5989_S2_B_026	65.9	468.2	25	41	10
5989_S2_B_027	87.0	467.4	35	53	21
5989_S2_B_028	130.2	468.3	47	65	31
5989_S2_B_029	261.3	466.3	61	75	24
5989_S2_B_030	331.2	467.2	64	75	13

Tabla IV.1. Valores de desviación obtenidos a partir de los diferentes modelos para determinar la caída de presión en el separador tipo CYCINT (Continuación)

N° de Prueba	Q ₁ (m ³ /d)	Q _g (m ³ std/d)	% Desviación (*)		
			Muschelknautz	Chen	Caldentey-Gómez
737.9 m³ std/d					
5989 S2 B 033	44.5	775.5	113	177	5
5989 S2 B 034	28.9	778.4	83	183	8
5989 S2 B 035	54.5	775.8	108	149	2
5989 S2 B 036	62.5	776.5	77	100	14
5989 S2 B 037	74.8	772.5	75	83	13
5989 S2 B 038	86.6	766.2	55	53	21
5989 S2 B 039	111.2	771.8	46	32	23
5989 S2 B 040	145.9	775.7	27	6	27
5989 S2 B 041	217.2	774.0	12	16	17
5989 S2 B 042	333.2	773.3	3	26	15
5989 S2 B 043	333.2	770.5	28	48	19
1444.5 m³ std/d					
5989 S2 B 045	28.2	1475.9	540	1362	6
5989 S2 B 046	42.5	1480.4	490	1062	16
5989 S2 B 047	56.3	1490.0	421	824	27
5989 S2 B 048	85.7	1495.9	330	548	38
5989 S2 B 049	106.1	1497.8	268	409	44
5989 S2 B 050	121.5	1499.3	240	346	46
5989 S2 B 051	141.1	1502.4	220	295	46
5989 S2 B 052	167.4	1495.4	191	236	45
5989 S2 B 053	209.3	1495.6	161	177	42
5989 S2 B 054	279.1	1496.7	129	121	32
5989 S2 B 055	328.2	1492.5	111	94	24
2003.6 m³ std/d					
5989 S2 B 056	30.0	2079.2	1031	3023	12
5989 S2 B 057	40.4	2078.7	938	2476	22
5989 S2 B 058	60.0	2075.3	764	1750	35
5989 S2 B 059	79.1	2083.5	671	1388	41
R5989 S2 B 059	78.2	2080.4	679	1405	41
5989 S2 B 060	116.3	2078.5	513	911	49
5989 S2 B 061	145.9	2085.8	461	746	48
5989 S2 B 062	168.3	2091.9	428	653	47
5989 S2 B 063	201.6	2086.2	381	537	44
5989 S2 B 064	238.9	2082.5	346	453	38
5989 S2 B 065	298.7	2081.7	297	353	29
5989 S2 B 066	335.2	2078.1	266	299	25

Tabla IV.1. Valores de desviación obtenidos a partir de los diferentes modelos para determinar la caída de presión en el separador tipo CYCINT (Continuación)

Nº de Prueba	Q _l (m ³ /d)	Q _g (m ³ std/d)	% Desviación (*)		
			Muschelknautz	Chen	Caldentey-Gómez
3607.1 m³ std/d					
5989_S2_B_067	27.3	3722.1	2604	10975	25
5989_S2_B_068	54.1	3710.0	2377	7979	36
5989_S2_B_069	71.8	3726.3	2140	6542	42
5989_S2_B_070	108.0	3737.6	1552	4090	54
5989_S2_B_071	143.5	3716.6	1350	3224	54
5989_S2_B_072	214.9	3696.0	2239	4361	1
5989_S2_B_072R	214.3	3692.2	2835	5426	24
4810.4 m³ std/d					
5989_S2_B_076	35.4	4958.6	3193	13356	52
5989_S2_B_077	71.1	4968.2	2962	9709	58
5989_S2_B_078	94.3	4953.2	2687	8032	60
5989_S2_B_079	143.5	4958.2	2589	6627	55

(*) Desviación con respecto a los valores de caída de presión obtenidos experimentalmente.

Según los resultados obtenidos a través del cálculo de la caída de presión con estos modelos se obtuvieron desviaciones con respecto a los valores experimentales, comprendidas entre 1 y 113 % aplicando el modelo de Muschelknautz, para valores de caudales de gas (Q_g) entre 283.8 y 737.9 m³ std/d, siendo el caudal de 445.6 m³ std/d donde se encontraron los menores porcentajes de desviación en términos generales. Para Q_g>737.9 m³ std/d se obtuvieron valores muy alejados de los valores obtenidos experimentalmente, estas desviaciones pudieran estar relacionadas con las suposiciones realizadas al utilizar el método. A pesar que los principios físicos de donde se derivan las ecuaciones de este modelo son válidos para cualquier fenómeno de separación ciclónica independientemente de las fases involucradas, en este caso el autor incluye en algunas ecuaciones constantes empíricas que dependen de condiciones específicas de modelaje, a las cuales no se efectuaron modificaciones al momento de aplicarlas. Adicionalmente, la geometría del separador tipo CYCINT,

difiere en algunos aspectos de la geometría utilizada en el este método, por lo cual se hizo necesario realizar ciertas consideraciones (mencionadas en el Marco Teórico), las cuales de una u otra forma también representan una fuente de desviaciones de los valores de caída de presión calculados, con respecto a los obtenidos experimentalmente. Cabe destacar que los valores de desviaciones obtenidos van decreciendo hasta alcanzar valores mínimos en el caudal de $737.9 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ y luego comienzan a incrementar de forma considerable.

A partir del modelo de Chen, se obtuvieron desviaciones entre 9 y 86 %, para caudales de gas entre 283.8 y $445.6 \text{ m}^3 \text{ std/d}$, obteniéndose los menores valores para este último caudal. Para caudales de gas mayores a $445.6 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ se comenzaron a obtener desviaciones por encima de 100 % en operación con algunos caudales de líquido, lo cual indica la baja precisión de este método para el sistema bajo las condiciones de estudio. Las desviaciones obtenidas al igual que en el caso anterior, decrecen de manera progresiva, obteniéndose las menores desviaciones para caudales de gas de $445.6 \text{ m}^3 \text{ std/d}$. Sin embargo, al aplicar el modelo de Caldentey-Gómez, disponible en la herramienta de diseño de los separadores se obtienen valores de desviación comprendidos entre 0.2 a 31 % para caudales de gas entre 283.8 y $737.9 \text{ m}^3 \text{ std/d}$. En contraste con los otros modelos aplicados, para caudales de gas mayores a $737.9 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ se obtuvieron valores de desviación entre 1 y 60%. En términos generales, este método puede considerarse más asertivo con respecto a el de Muschelknautz y Chen, ya que se incluyen métodos numéricos más precisos al momento de realizar los cálculos, además de considerar una geometría utilizada durante el diseño del separador tipo CYCINT en estudio.

En las Figuras IV.7 y IV.8 se aprecia de forma gráfica las desviaciones obtenidas partir de los métodos aplicados, para los caudales de 283.8 y $3607.1 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ de gas.

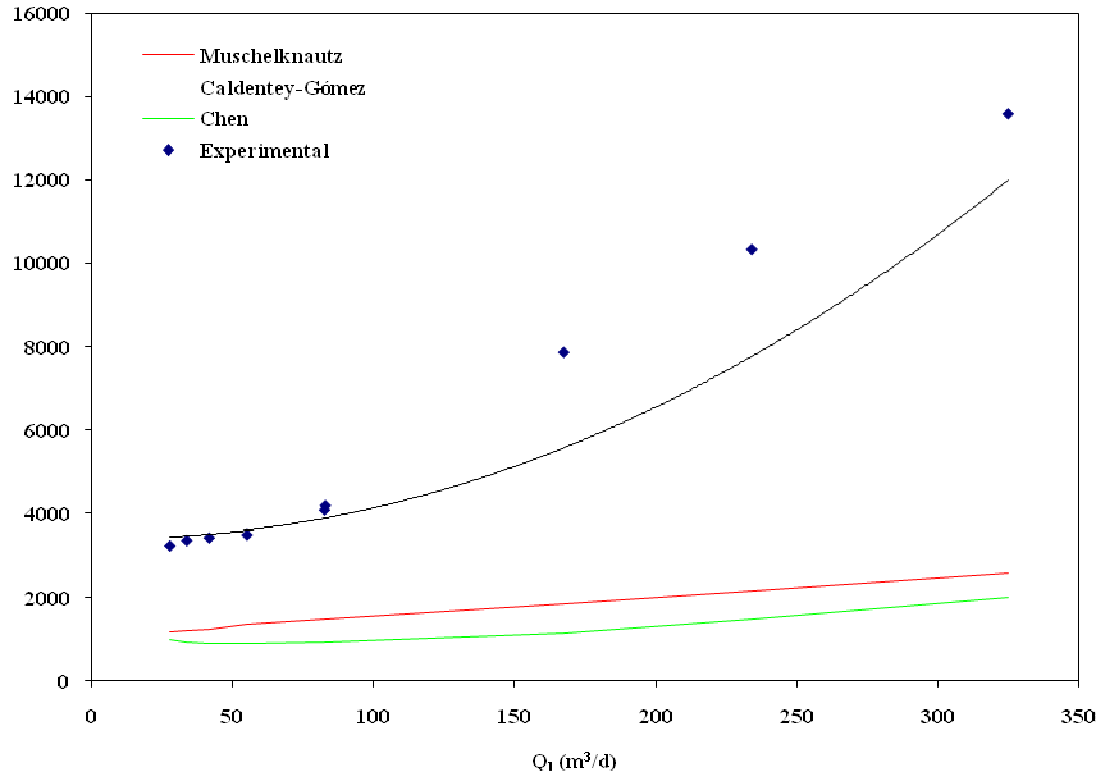


Figura IV.7. Caída de presión experimental y calculada en el separador CYCINT operando con un caudal de gas de $283.8 \text{ m}^3 \text{ std/d}$

A través de estas figuras (IV.7 y IV.8) se aprecia que el modelo que arrojó menos desviación con respecto a los valores obtenidos experimentalmente fue el de Caldentey-Gómez, tal como se indicó anteriormente; sin embargo, es importante destacar que para este método la desviación también aumenta de forma proporcional al incremento en los caudales de líquido y gas utilizados.

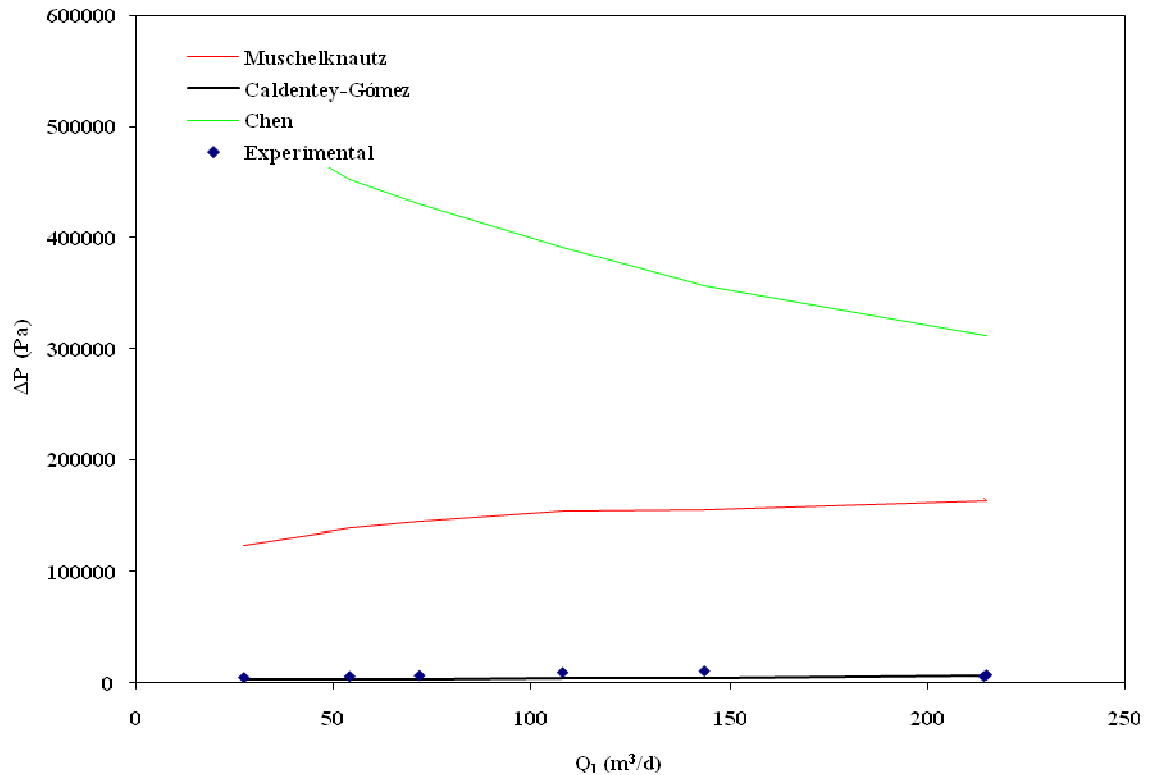


Figura IV.8. Caída de presión experimental y calculada en el separador CYCINT operando con un caudal de gas de 3607.1 m³ std/d

IV.1.4. Velocidades tangenciales, aceleración centrífuga y número de Froude en la entrada

En relación con las velocidades tangenciales obtenidas en la entrada del separador tipo CYCINT, se observa que éstas se encuentran entre 1.1 y 17.7 m/s para el rango de caudales de gas y líquido evaluado (ver Tabla IV.2). Considerando los valores de velocidades recomendados por la literatura especializada (entre 15 y 25 m/s), los valores obtenidos al operar con este separador son bajos para el intervalo de 283.8 a 3607.1 m³ std/d. No obstante, para caudales de gas de 4810.4 m³ std/d se obtuvieron valores de velocidades entre 17.5 y 17.7 m/s, lo cual es aceptable. Sin embargo, debido a que este caudal (4810.4 m³ std/d) se encuentra por encima de la capacidad de diseño del equipo, desde el punto de vista operacional se presentan problemas de arrastre (gas y líquido), así como dificultad para controlar el nivel en el separador.

Tabla IV.2. Velocidad tangencial, aceleración centrífuga y número de Froude obtenidos en la entrada el separador tipo CYCINT

Nº de Prueba	Q_l (m ³ /d)	Q_g (m ³ std/d)	v_θ (m/s)	a_c (m/s ²)	Fr
283.8 m³ std/d					
5989 S2 B 001	27.8	300.9	1.1	16.1	1.6
5989 S2 B 002	33.7	301.3	1.1	16.7	1.7
5989 S2 B 003	41.7	300.7	1.2	17.5	1.8
5989 S2 B 004	55.1	306.7	1.2	19.5	2.0
5989 S2 B 005	82.6	305.8	1.3	22.5	2.3
R5989 S2 B 005	82.9	307.4	1.3	22.7	2.3
5989 S2 B 006	167.4	303.2	1.6	33.0	3.4
5989 S2 B 007	234.1	303.6	1.8	43.0	4.4
5989 S2 B 008	325.0	300.8	2.1	58.3	5.9
354.8 m³ std/d					
5989 S2 B 010	26.5	372.6	1.3	23.7	2.4
5989 S2 B 011	29.3	373.5	1.4	24.1	2.5
5989 S2 B 012	35.2	373.4	1.4	24.9	2.5
5989 S2 B 013	41.8	377.6	1.4	26.2	2.7
5989 S2 B 014	51.9	378.8	1.4	27.6	2.8
5989 S2 B 015	69.2	372.1	1.5	29.0	3.0
5989 S2 B 016	103.5	375.9	1.6	34.2	3.5
5989 S2 B 017	206.5	380.0	2.0	51.2	5.2
5989 S2 B 018	294.8	368.0	2.2	65.4	6.7
5989 S2 B 019	328.7	375.5	2.4	73.8	7.5
445.6 m³ std/d					
5989 S2 B 021	25.7	471.4	1.7	36.8	3.8
5989 S2 B 022	34.0	469.6	1.7	37.8	3.9
5989 S2 B 023	38.2	471.1	1.7	38.6	3.9
5989 S2 B 024	44.2	463.3	1.7	38.3	3.9
5989 S2 B 025	53.2	465.8	1.7	40.1	4.1
5989 S2 B 026	65.9	468.2	1.8	42.5	4.3
5989 S2 B 027	87.0	467.4	1.9	45.8	4.7
5989 S2 B 028	130.2	468.3	2.0	53.3	5.4
5989 S2 B 029	261.3	466.3	2.4	78.8	8.0
5989 S2 B 030	331.2	467.2	2.7	94.9	9.7

Tabla IV.2. Velocidad tangencial, aceleración centrífuga y número de Froude obtenidos en la entrada el separador tipo CYCINT (Continuación)

Nº de Prueba	Q_l (m ³ /d)	Q_g (m ³ std/d)	v_θ (m/s)	a_c (m/s ²)	Fr
737.9 m³ std/d					
5989 S2 B 033	44.5	775.5	2.8	100.1	10.2
5989 S2 B 034	28.9	778.4	2.7	97.0	9.9
5989 S2 B 035	54.5	775.8	2.8	102.6	10.5
5989 S2 B 036	62.5	776.5	2.8	104.8	10.7
5989 S2 B 037	74.8	772.5	2.8	106.9	10.9
5989 S2 B 038	86.6	766.2	2.9	108.3	11.0
5989 S2 B 039	111.2	771.8	3.0	116.1	11.8
5989 S2 B 040	145.9	775.7	3.1	126.4	12.9
5989 S2 B 041	217.2	774.0	3.3	146.2	14.9
5989 S2 B 042	333.2	773.3	3.7	182.3	18.6
5989 S2 B 043	333.2	770.5	3.7	181.4	18.5
1444.5 m³ std/d					
5989 S2 B 045	28.2	1475.9	5.1	336.8	34.4
5989 S2 B 046	42.5	1480.4	5.1	345.3	35.2
5989 S2 B 047	56.3	1490.0	5.2	356.0	36.3
5989 S2 B 048	85.7	1495.9	5.3	372.4	38.0
5989 S2 B 049	106.1	1497.8	5.4	383.0	39.1
5989 S2 B 050	121.5	1499.3	5.4	391.1	39.9
5989 S2 B 051	141.1	1502.4	5.5	402.1	41.0
5989 S2 B 052	167.4	1495.4	5.6	411.6	42.0
5989 S2 B 053	209.3	1495.6	5.7	432.7	44.2
5989 S2 B 054	279.1	1496.7	6.0	469.5	47.9
5989 S2 B 055	328.2	1492.5	6.1	493.5	50.4
2003.6 m³ std/d					
5989 S2 B 056	30.0	2079.2	7.1	662.3	67.6
5989 S2 B 057	40.4	2078.7	7.1	668.5	68.2
5989 S2 B 058	60.0	2075.3	7.2	678.8	69.3
5989 S2 B 059	79.1	2083.5	7.3	696.3	71.1
R5989 S2 B 059	78.2	2080.4	7.3	693.7	70.8
5989 S2 B 060	116.3	2078.5	7.4	717.1	73.2
5989 S2 B 061	145.9	2085.8	7.5	741.4	75.7
5989 S2 B 062	168.3	2091.9	7.6	760.5	77.6
5989 S2 B 063	201.6	2086.2	7.7	779.2	79.5
5989 S2 B 064	238.9	2082.5	7.8	802.2	81.9
5989 S2 B 065	298.7	2081.7	8.0	843.5	86.1
5989 S2 B 066	335.2	2078.1	8.1	867.0	88.5

Tabla IV.2. Velocidad tangencial, aceleración centrífuga y número de Froude obtenidos en la entrada el separador tipo CYCINT (Continuación)

Nº de Prueba	Q_l (m ³ /d)	Q_g (m ³ std/d)	v_θ (m/s)	a_c (m/s ²)	Fr
3607.1 m³ std/d					
5989 S2 B 067	27.3	3722.1	12.5	2067.0	210.9
5989 S2 B 068	54.1	3710.0	12.5	2051.7	209.4
5989 S2 B 069	71.8	3726.3	12.6	2083.1	212.6
5989 S2 B 070	108.0	3737.6	12.8	2152.5	219.6
5989 S2 B 071	143.5	3716.6	12.8	2141.0	218.5
5989 S2 B 072	214.9	3696.0	13.0	2239.4	228.5
5989 S2 B 072R	214.3	3692.2	13.1	2264.7	231.1
4810.4 m³ std/d					
5989 S2 B 076	35.4	4958.6	17.5	4020.9	410.3
5989 S2 B 077	71.1	4968.2	17.6	4075.5	415.9
5989 S2 B 078	94.3	4953.2	17.5	4043.7	412.6
5989 S2 B 079	143.5	4958.2	17.7	4134.0	421.8

Adicionalmente, en la Tabla IV.2 se observan los valores de número de Froude, calculados en la zona de la entrada, obteniéndose aceleraciones centrífugas entre 1.6 y 50.4 veces la fuerza de gravedad para caudales de gas entre 283.8 y 1444.5 m³ std/d, mientras que para los caudales de gas de 3607.1 y 4810.4 m³ std/d se obtuvieron valores comprendidos entre 210.9 y 421.8 veces g, los cuales se encuentran fuera del rango de aceleraciones centrífugas recomendables para este tipo de separadores (56 a 100 g). En términos generales los valores que se encontraron más cercanos a los valores recomendados fueron los obtenidos con 2003.6 m³ std/d de gas, en operación con la totalidad de los caudales de líquido de la matriz de prueba; los cuales corresponden a valores inferiores a la condición de diseño del separador. Sin embargo, a pesar de obtenerse valores de número de Froude entre 67.6 y 88.5, la condición de arrastre de líquido en el separador comenzó a ser evidente a partir de 1444.5 m³ std/d, donde se obtuvieron valores de número de Froude entre 34 y 50 g.

No obstante, a pesar de obtener valores de número de Froude superiores al rango recomendado (56 a 100), en condiciones de operación específicas, la fuerza de

aceleración centrífuga de separación puede variar hasta 2500 veces la gravedad en unidades muy pequeñas de alta resistencia (Perry, 1984); ésta pudiera ser la razón por la cual se obtuvieron estos resultados, ya que el equipo en estudio está construido en escala piloto (unidad pequeña), lo cual puede ser uno de los factores que afectó estos resultados.

IV.1.5. Evaluación Cualitativa

Como se indicó anteriormente, la evaluación cualitativa se realizó a partir de la visualización del comportamiento de la mezcla bifásica en el interior del equipo en las áreas de visores de patrón de flujo, cuerpo de los separadores, trampa de líquido, etc.

Previo al ingreso al separador tipo CYCINT, la mezcla bifásica fluye a través del visor de patrón de flujo en la alimentación, el cual posee un diámetro de 3" y un ángulo de inclinación de 9° con respecto a la coordenada horizontal, tal como se indicó anteriormente. Este ángulo permite que la mezcla sea pre-separada, obteniéndose un patrón de flujo estratificado en la mayoría de las pruebas ejecutadas, para diferentes caudales de gas ($283.8 \text{ m}^3 \text{ std/d} < Q_g < 4810.4 \text{ m}^3 \text{ std/d}$) y líquido ($20.7 \text{ m}^3/\text{d} < Q_l < 318 \text{ m}^3/\text{d}$).

Durante la evaluación de este separador, se evidenció la presencia de arrastre de líquido (LCO) a partir de la operación con caudales de gas mayores a $737.9 \text{ m}^3 \text{ std/d}$, lo cual constituye un aspecto de importancia considerando que el caudal de gas de diseño del equipo es $3405.6 \text{ m}^3 \text{ std/d}$. Este arrastre no se logró cuantificar, debido a que el cilindro recolector de líquido era muy grande en relación con la cantidad de líquido arrastrada. Sin embargo, se logró apreciar que a medida que se aumenta el caudal de gas (partiendo desde $1444.5 \text{ m}^3 \text{ std/d}$) la aparición del arrastre de líquido se llevó a cabo con mayor rapidez.

Con respecto al arrastre de gas (GCU), se mantuvo la aseveración que para mayores valores de caudales de gas (Q_g) y caudales de líquido (Q_l) en operación habrá mayor tendencia de presenciar arrastre en ambas fases. En el caso específico de esta evaluación experimental, se observó presencia de arrastre para todos los caudales de gas utilizados, con una tendencia generalmente creciente.

La fenomenología observada en este equipo de separación para los ocho caudales de gas evaluados ($283.8 \text{ m}^3 \text{ std/d} < Q_g < 4810.4 \text{ m}^3 \text{ std/d}$) y un rango de caudales de líquido entre $20.7 \text{ m}^3/\text{d} < Q_l < 318 \text{ m}^3/\text{d}$, fue similar durante toda la ejecución de la matriz experimental, incluyendo también los casos en donde se observó arrastre de líquido. A continuación se presentan las observaciones más relevantes encontradas en el separador CYCINT en operación durante la realización de pruebas experimentales:

IV.1.5.1. Región del visor patrón de flujo

- Flujo estratificado ondulado en la alimentación para caudales de gas (Q_g) de 283.8 y 354.8 $\text{m}^3 \text{ std/d}$.
- Para $Q_g > 1444.5 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ se observan transiciones del patrón de flujo estratificado a patrones de flujo intermitente. Estos flujos tapón observados van aumentando progresivamente su frecuencia de ingreso al separador, con el aumento del caudal de líquido y gas alimentado (Figura IV.9).



(IV.9.a)



(IV.9.b)

Figura IV.9. Transiciones del patrón de flujo estratificado (a) a patrones de flujo intermitente (b) en el visor de entrada del separador tipo CYCINT

IV.1.5.2. Región de entrada

- Debido a que parte de esta zona está construida de un material metálico no se logró visualizar el comportamiento interno de la mezcla bifásica cuando ingresaba al dispositivo cónico del equipo. Sin embargo, a medida que aumenta el caudal de líquido alimentado (Q_l), se observa que aproximadamente para $Q_l > 31.8 \text{ m}^3/\text{d}$, los vórtices generados alcanzan alturas superiores a la altura del cono (241mm). A partir de estos puntos es posible apreciar la fase gaseosa separándose de la mezcla bifásica, a través del cilindro dispuesto sobre el cono metálico. Este proceso se lleva a cabo al producirse un efecto de doble vórtice, donde el gas sigue una trayectoria helicoidal ascendente, mientras que en la fase líquida se forma un vórtice externo debido a las fuerzas centrífugas existentes; esta fuerza centrífuga desplaza el líquido hacia las paredes del cono, y por la acción las fuerzas de centrífugas y gravitacionales se produce finalmente la separación.
- De igual forma, para caudales de gas comprendidos entre 283.8 y 354.8 $\text{m}^3 \text{ std/d}$ ($283.8 < Q_g < 354.8$) y caudales de líquido superiores a 159 m^3/d (aproximadamente), se observa que el vórtice generado sobrepasa la altura del cilindro dispuesto sobre el cono, alcanzando en estos puntos operacionales

alturas mayores a 482 mm, y desplazando gran cantidad de líquido por los bordes del dispositivo interno en la mayoría de las veces (ver Figura IV.10). Para caudales de gas mayores a $354.8 \text{ m}^3 \text{ std/d}$, también se apreció el efecto descrito anteriormente a partir de caudales de líquido entre $31.8 \text{ m}^3/\text{d}$ y $63.6 \text{ m}^3/\text{d}$; sin embargo, al aumentar el caudal de líquido en estos casos se mantuvo la centrifugación o formación del vórtice por encima del cilindro, a pesar del cambio de área existente entre el interno y el cuerpo del separador (Figura IV.11).

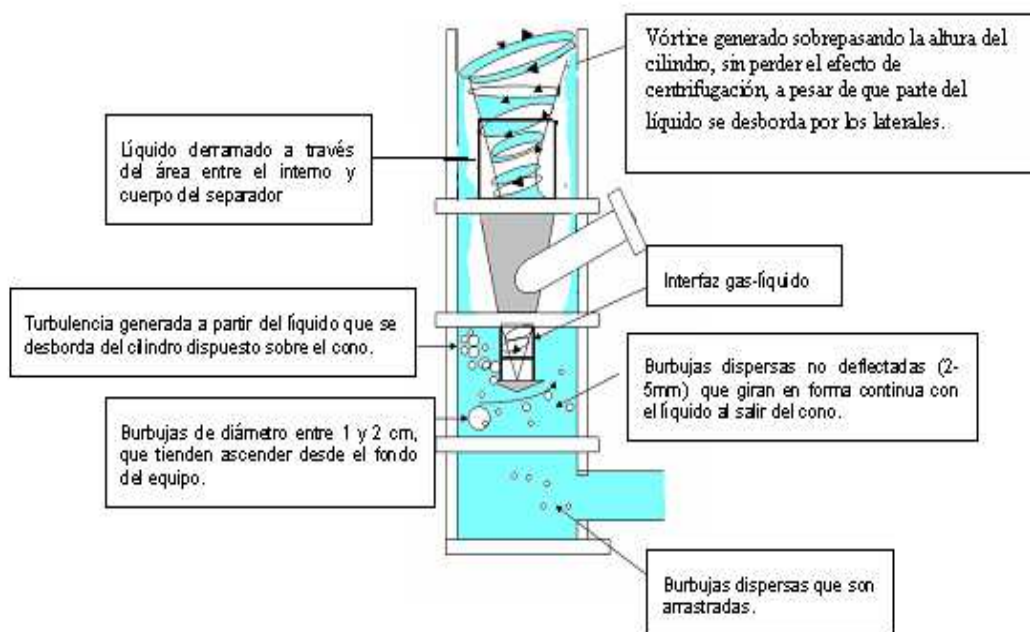


Figura IV.10. Esquema del separador CYCINT en condiciones críticas de operación



Figura IV.11. Centrifugación o vórtice formado por encima del cilindro dispuesto sobre el cono

IV. 1.5.3. Región de gotas y trampa de líquido

Para la realización del análisis correspondiente al arrastre de líquido observado en la trampa de líquido ubicada en la salida de gas de los separadores, se establecieron cuatro fases o etapas características, donde se intenta describir de forma general, el comportamiento del líquido arrastrado. En la Figura IV.12, se puede apreciar esquemáticamente como la cantidad de líquido arrastrado aumenta de forma proporcional al caudal de líquido y gas alimentado.

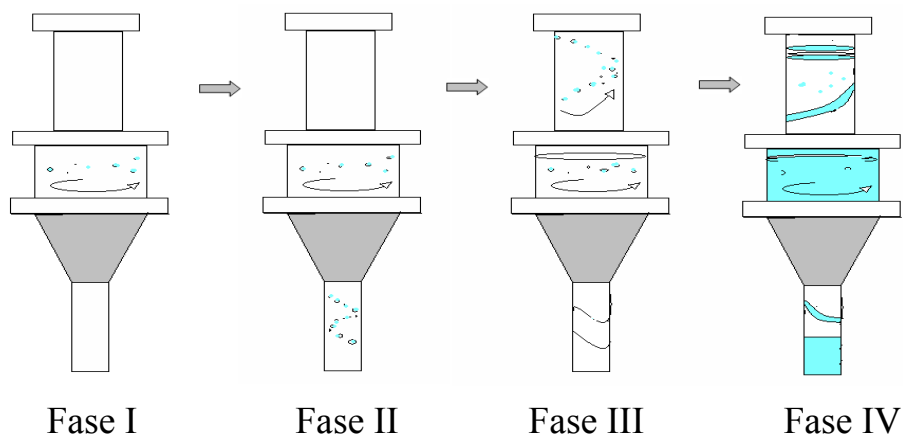


Figura IV.12. Tipos de arrastre observados en la trampa de líquido
Fuente: Adaptación propia

En términos generales, durante la primera etapa (Fase I) de esta transición se observaron gotas girando lentamente en la superficie interna del cilindro dispuesto sobre el cono metálico (zona donde se encuentra la alimentación de la trampa de líquido).

Luego, a medida que se incrementa el caudal de líquido (en función de la matriz de prueba) se observó como algunas gotas comienzan a descender por la salida de líquido, describiendo una trayectoria helicoidal. Estas gotas generalmente poseen un diámetro entre 1-2 mm en el tope del tubo de salida de líquido y en la medida que van descendiendo, se van arrastrando o sumando más gotas aumentando así su diámetro (3-5 mm) y por lo tanto su velocidad de salida (Fase II).

Posteriormente, al aumentar las cantidades de líquido y de gas que ingresan al separador, se logró observar en la sección de salida del líquido un hilo continuo de líquido descendiendo helicoidalmente a través de la superficie interna del tubo (salida de líquido). Sin embargo, en la sección de tope generalmente se observó arrastre de gotas de líquido las cuales también siguen una trayectoria helicoidal en el tubo de salida de gas. Por otro lado, existe una cantidad de líquido en la sección cilíndrica dispuesta sobre el cono que permanece girando continuamente, ya que la presión que ejerce el flujo de gas húmedo que sube se compensa en cierta forma con la fuerza de gravedad del líquido e impide que algunas de estas gotas sean arrastradas hacia la salida de gas o desciendan (Fase III).

Finalmente, en condiciones críticas de operación se puede observar como el arrastre de líquido a través de la salida de gas de la trampa no puede ser cuantificado, ya que en fracciones de segundos es necesario desalojar el volumen de líquido retenido en la trampa de líquido para evitar su inundación (Fase IV).

De acuerdo con lo explicado anteriormente, durante la evaluación cualitativa del separador tipo CYCINT se evidenció que:

- No se observó arrastre de líquido en la salida de gas para caudales de 283.8, 354.8, 445.6, y 737.9 m³ std/d.
- Se observó arrastre de líquido sólo operando con caudales de gas superiores a 1444.5 m³ std/d.

- Para $Q_g \geq 1444.5 \text{ m}^3 \text{ std/d}$, existe mayor tendencia a presenciar arrastre al operar con menores caudales de líquido. Un claro ejemplo de este hecho se evidencia al operar con caudales de 1444.5, 2003.6, 3607.1 y 4810.4 $\text{m}^3 \text{ std/d}$, donde se comenzó a observar diferentes tipos de arrastre para caudales de líquido de 162, 140, 67 y 34 m^3/d , respectivamente (ver Figura IV.13).

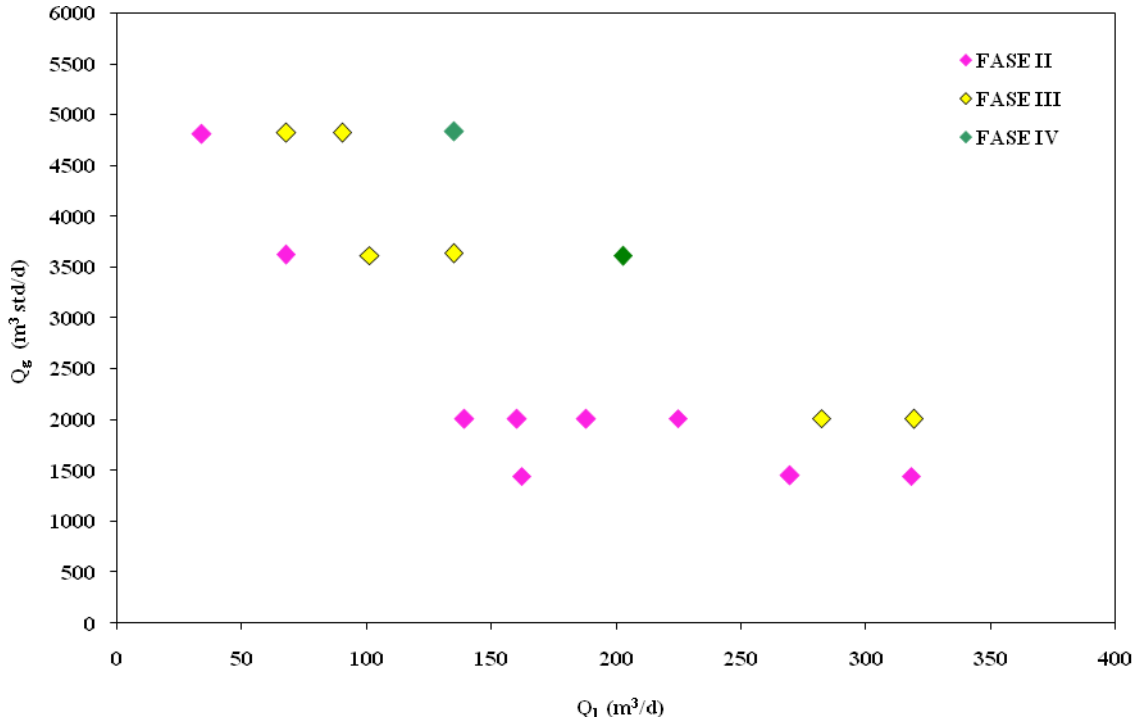


Figura IV.13. Tipos de arrastre de líquido observados durante la operación del separador CYCINT

IV.1.5.4. Región de Burbujas

- El líquido continúa girando al salir del dispositivo interno, observándose continuamente burbujas dispersas las cuales en algunos casos coalescen, ascienden y logran separarse, mientras que otras de menor diámetro generalmente son arrastradas por la corriente de salida de líquido. Este fenómeno se observó en la mayoría de los casos operando con caudales de

líquido mayores a $31.8 \text{ m}^3/\text{d}$ y caudales de gas entre 283.3 y $737.9 \text{ m}^3 \text{ std}/\text{d}$. Para $Q_g \geq 1444.5 \text{ m}^3 \text{ std}/\text{d}$ se observó que la rotación en la salida del interno se mantiene al operar con todos los caudales de líquido en estudio.

- Se evidenció que la cantidad y tamaño de las burbujas dispersas en el líquido separado aumenta a medida que se incrementa el caudal de líquido y gas alimentado.
- El deflector de burbujas ubicado en esta región, promueve en muchos casos la inestabilidad del nivel de líquido, específicamente para caudales de líquido mayores a 227 , 284 y $250 \text{ m}^3/\text{d}$, en operación con caudales de 283.8 , 354.8 y $445.6 \text{ m}^3 \text{ std}/\text{d}$, respectivamente. Para el resto de los caudales de gas utilizados se apreció que este efecto se produjo de forma más rápida, generalmente para caudales de líquido entre 59 y $81 \text{ m}^3/\text{d}$.
- Al operar con ciertos caudales de líquido, el deflector de burbujas dispersa la punta del vórtice generando un desplazamiento del mismo alrededor de las paredes de la zona de salida del líquido, promoviendo el arrastre de burbujas de gas. Este efecto no se presenta para un rango específico de caudales de líquido, sin embargo, es importante considerarlo ya que pudiera estar relacionado con la configuración geométrica de este dispositivo.
- En ocasiones el vórtice de líquido generado alcanza el tope del separador, dificultándose el control de nivel en el separador. Este hecho favorece el arrastre de líquido en algunas ocasiones, y generalmente se presenta al operar con caudales de líquido entre 159 y $318 \text{ m}^3/\text{d}$.

IV.2. Evaluación del Prototipo de Separador Multiciclón

IV.2.1. Mapa operacional

Una de las razones para instalar ciclones múltiples en paralelo en el interior de un prototipo de separación en comparación a un dispositivo ciclónico único, es que se maneja la misma carga de alimentación en unidades de separación mas compactas, que permiten reducir considerablemente los tamaños de los equipos de separación a escala industrial.

El mapa de operación del separador ciclónico multiciclón, al igual que el separador tipo CYCINT fue definida por el inicio de la condición de líquido arrastrado por la línea de gas y una condición de fracción de gas en la corriente de líquido inferior al 10% (ver Figura IV.14).

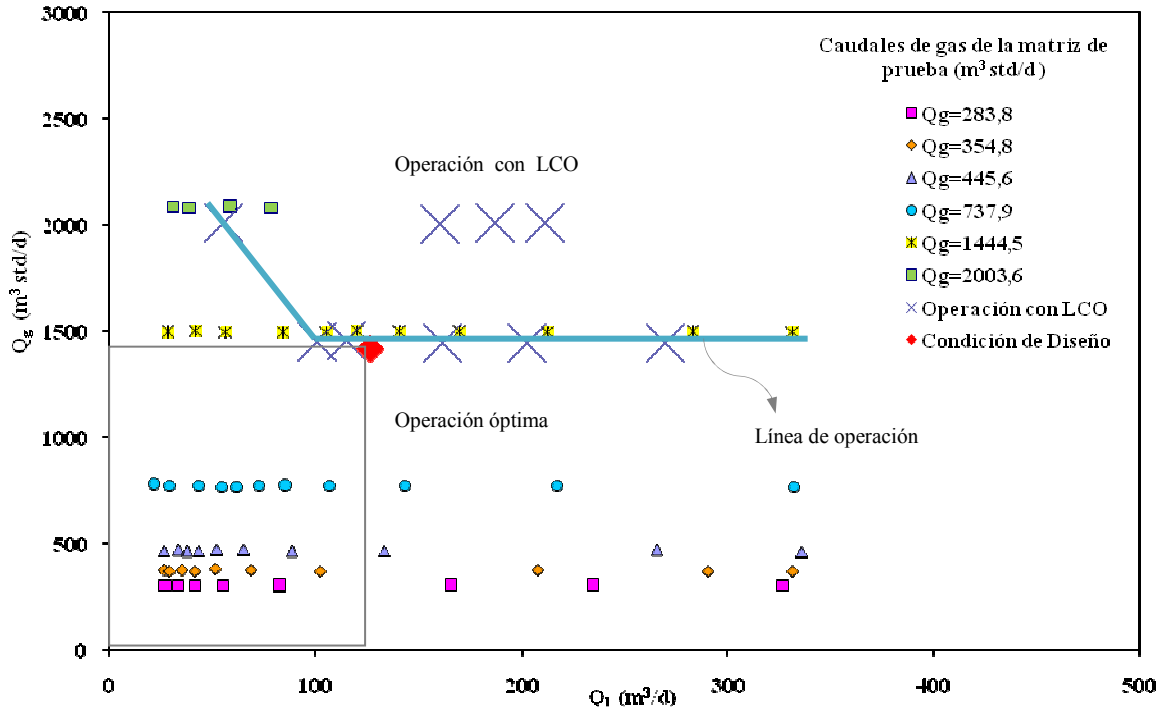


Figura IV.14. Mapa de operación del separador Multiciclón

En la Figura IV.14, se presenta la zona de operación del separador ciclónico, obtenida experimentalmente para el sistema agua/aire al inicio de la condición de LCO, comparándola con la zona donde el separador ha debido operar sin ningún tipo de arrastre de acuerdo a la predicción realizada por el simulador DESCV vx 1.3. Es importante resaltar que el rango de operación de este prototipo de separación se encuentra dentro de los límites establecidos por el simulador con el cual fue diseñado el equipo DESCV vx 1.3. Por lo cual, considerando que las fracciones de gas son inferiores al 10%, no es necesario realizar ajustes a los criterios de diseño que se están manejando actualmente.

IV.2.2. Eficiencia de separación del gas, arrastre de gas y fracción de gas en la salida de líquido

IV.2.2.1. Eficiencia de separación del gas

Como se mencionó anteriormente la eficiencia de separación medida experimentalmente se determinó a través de la relación existente entre la cantidad de gas en la salida y el gas alimentado al separador. En la Figura IV.15 se aprecia, como la eficiencia de separación del gas disminuye en función del aumento de los caudales de gas y líquido, respectivamente. También se puede apreciar que los valores de eficiencia calculados se encuentran comprendidos entre 0.90 y 1, para caudales de gas entre 354.8 y 2003.6 m³ std/d. Para caudales de gas de 283.8 m³ std/d, se obtuvieron eficiencias con errores asociados (1 +/- 0.03), las cuales no se pueden observar gráficamente; estos errores son producto de la apreciación de los instrumentos de medición utilizados, en este caso placas de orificios en la entrada y salida de gas del separador, respectivamente.

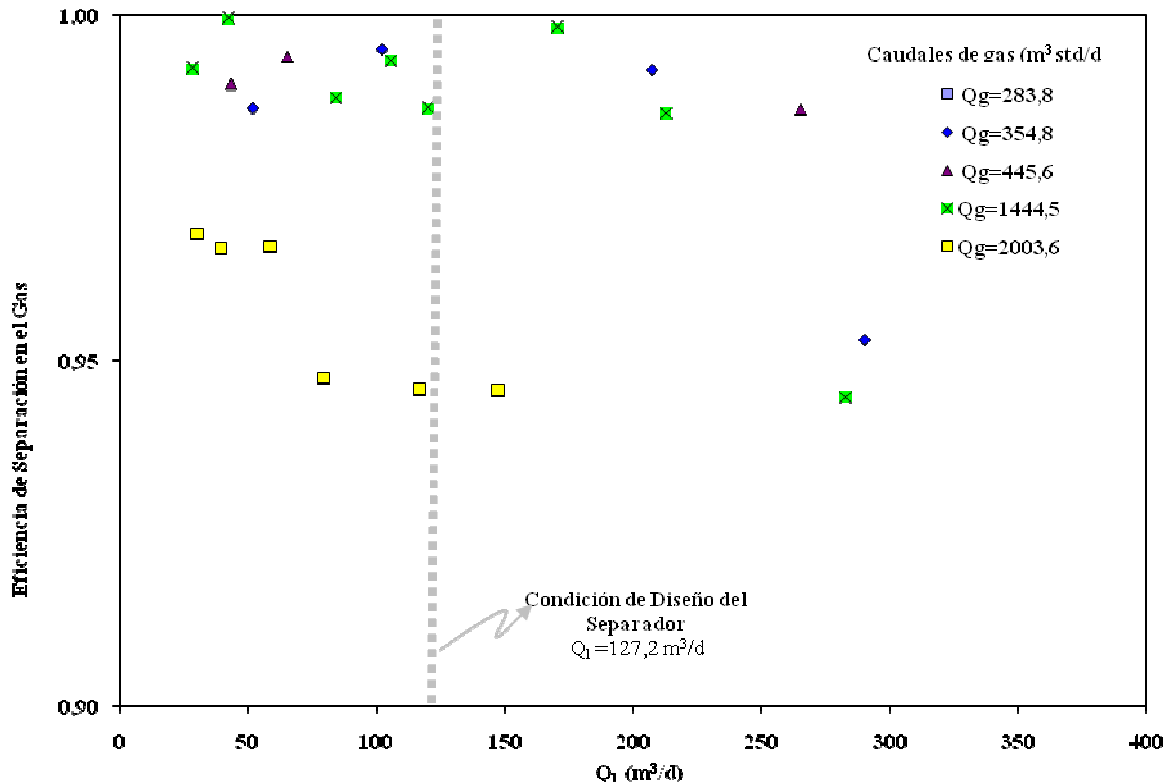


Figura IV.15. Eficiencia de separación del gas en el separador Multiciclón en función de los caudales de líquido alimentados

IV.2.2.2. Arrastre de gas en la salida de líquido

Como se puede observar en la Figura IV.16, el arrastre de gas en la corriente de líquido que sale por el fondo del separador (GCU) es inferior al 6 % para los puntos experimentales por debajo de la condición de diseño del equipo ($1419 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ de aire y $127.2 \text{ m}^3/\text{d}$ de líquido).

El arrastre obtenido mantiene una tendencia creciente en función de los caudales de gas y líquido alimentados; exceptuando los caudales de gas de 283.8 y $737.9 \text{ m}^3 \text{ std/d}$, donde se presentó arrastre sólo en un punto de la matriz experimental para ambos casos, los cuales se encuentran por encima de la condición de diseño del separador.

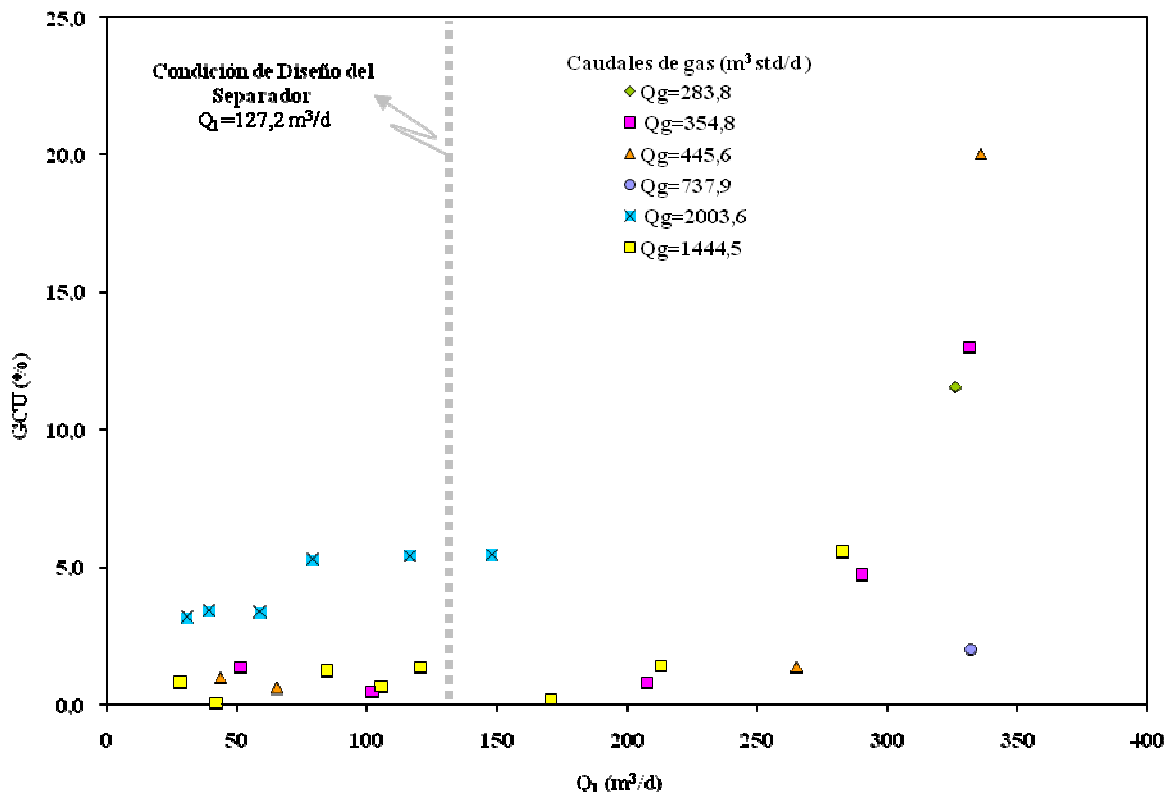


Figura IV.16. Porcentaje de arrastre de gas (%GCU) medido en la salida de líquido del separador ciclónico Multiciclón en función del caudal de líquido alimentado

IV.2.2.3. Fracción de gas en la salida de líquido

Tal y como se observa en la Figura IV.17, la cantidad de gas atrapado en el líquido incrementa al aumentar el flujo de líquido alimentado al separador, sin embargo, se mantiene por debajo del 3% para condiciones operacionales menores a las de diseño ($1419 m^3 std/d$ de aire y $127.2 m^3/d$ de líquido).

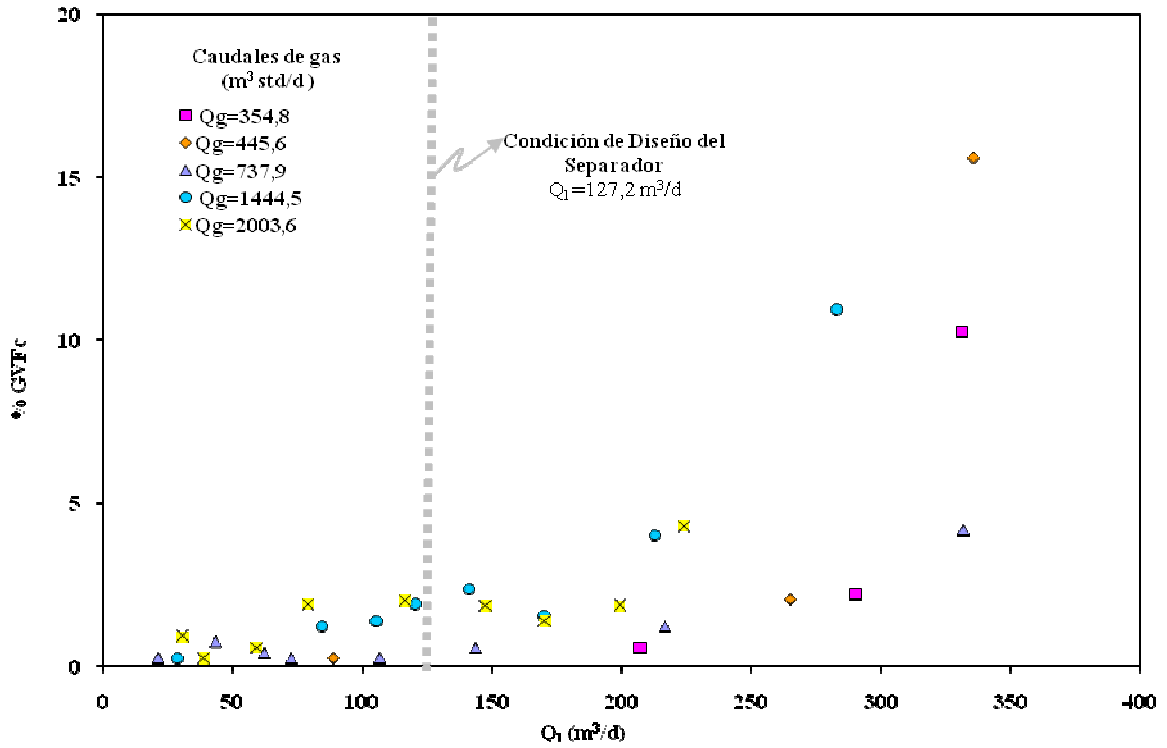


Figura IV.17. Fracción de gas en el líquido determinada a partir del volumen retenido (GVFC), en función del caudal de líquido alimentado al separador Multiciclón

Por otro lado, con este separador también se evidencia que la fracción de gas determinada a partir del volumen retenido a partir del cierre rápido de válvulas, no coincide con la fracción de gas determinada en el sistema dinámico mediante las caídas de presiones medidas (ver Figura IV.18).

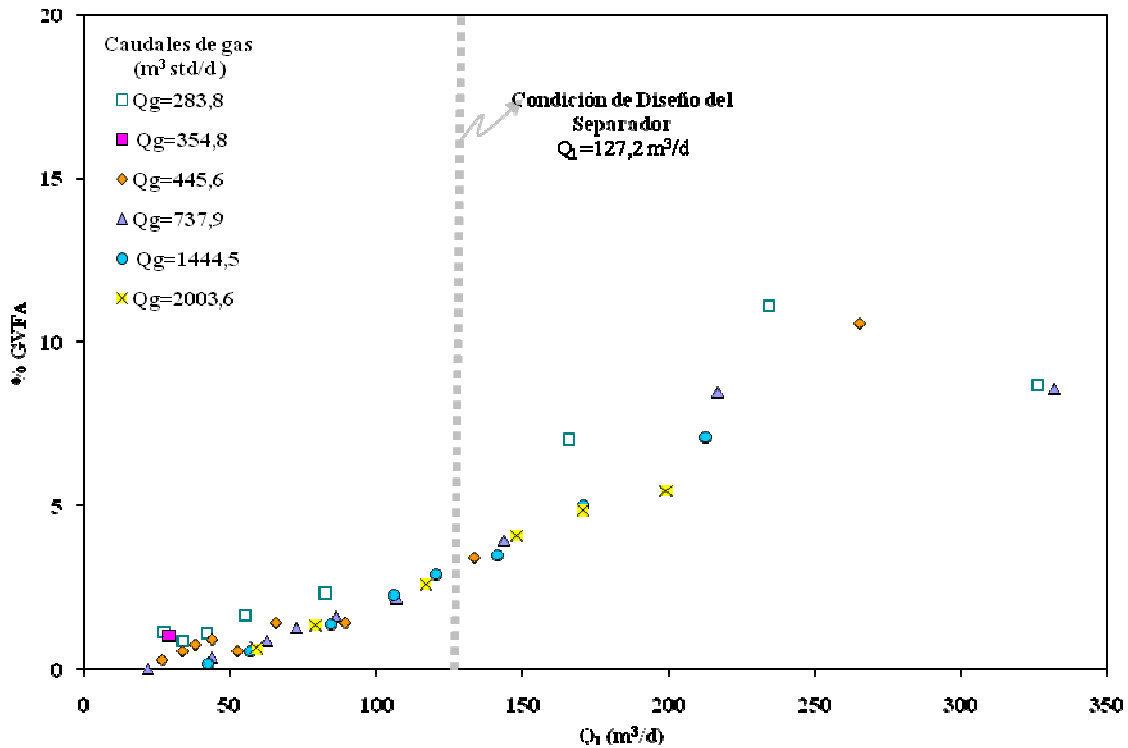


Figura IV.18. Fracción de gas en el líquido determinada a través del modelo de cálculo (GVF_A), en función del caudal de líquido alimentado al separador Multiciclón

IV.2.3. Caída de presión

La caída de presión experimental generada por los internos ciclónicos en este prototipo de separador se encontró por debajo de $20 \times 10^3 \text{ Pa}$, para el rango de caudales de líquido menores al establecido por la condición de diseño (ver Figura IV.19). Estos valores de caída de presión pueden considerarse aceptables, ya que como se mencionó anteriormente la caída de presión para este tipo de equipos debe estar comprendida entre 6.8×10^3 y $34 \times 10^3 \text{ Pa}$.

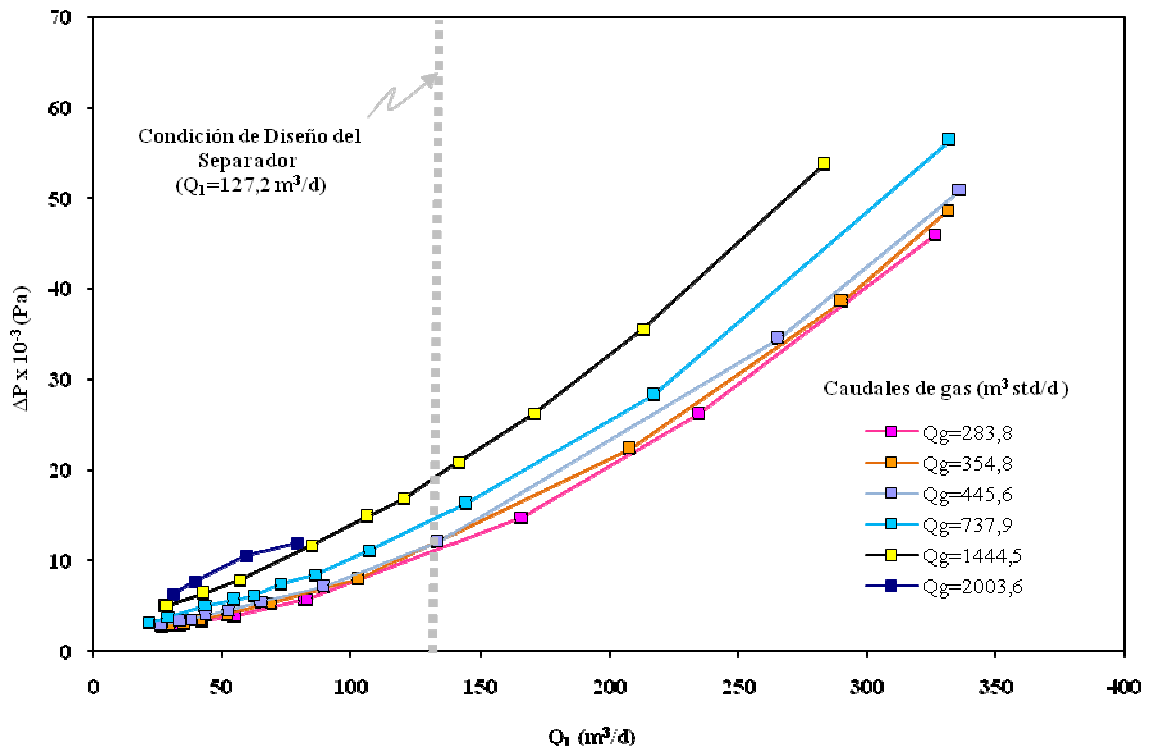


Figura IV.19. Caída de presión experimental obtenida en el separador tipo Multiciclón en función de los diferentes caudales de gas y líquido alimentados

Por otro lado, en la Tabla IV.3 se pueden observar los valores de desviación obtenidos entre la caída de presión experimental y calculada, los cuales oscilan entre 4 y 84 % para caudales de gas entre 283.8 y 445.6 $\text{m}^3 \text{ std/d}$, mientras que para $Q_g > 445.6 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ algunos valores sobrepasan el 100 %.

Tabla IV.3. Desviaciones obtenidas entre los valores de caída de presión calculados y los experimentales para el separador Multiciclón

Nº de Prueba	Ql (m ³ /d)	Qg (m ³ std/d)	$\Delta P_{\text{calculado}}$ (Pa)	$\Delta P_{\text{experimental}}$ (Pa)	% Desviación (*)
283.8 m³ std/d					
5989_S1_B_001	27.6	303.7	3767	2511	50
5989_S1_B_002	33.7	301.4	3815	2821	35
5989_S1_B_003	41.8	302.8	3911	3329	17
5989_S1_B_004	55.1	303.1	4062	3890	4
R5989_S1_B_005	82.8	301.1	4357	5706	24
5989_S1_B_006	166.0	300.1	5467	5737	5
5989_S1_B_007	234.3	299.8	5473	14750	63
5989_S1_B_008	326.3	302.2	6594	26125	75
354.8 m³ std/d					
R5989_S1_B_010	26.6	372.4	4315	2747	57
5989_S1_B_011	29.5	369.3	4354	2877	51
5989_S1_B_012	35.2	372.6	4421	3003	47
5989_S1_B_013	41.6	371.5	4504	3426	31
5989_S1_B_014	51.8	380.9	4729	4017	18
5989_S1_B_015	68.8	374.6	4876	5301	8
5989_S1_B_016	102.6	370.8	5291	7890	33
5989_S1_B_017	207.6	374.5	7044	22301	68
5989_S1_B_018	290.2	369.0	8627	38523	78
5989_S1_B_019	331.3	369.3	9505	48656	80
445.6 m³ std/d					
5989_S1_B_021	26.7	467.2	5290	2868	84
5989_S1_B_022	33.7	469.2	5421	3232	68
5989_S1_B_023	38.0	462.8	5409	3488	55
5989_S1_B_024	43.6	465.2	5520	3932	40
5989_S1_B_025	52.4	470.2	5695	4424	29
5989_S1_B_026	65.6	470.1	5904	5411	9
5989_S1_B_027	89.1	462.6	6177	7060	13
5989_S1_B_028	133.5	465.9	6957	11991	42
5989_S1_B_029	265.3	468.8	9644	34454	72
5989_S1_B_030	336.0	461.2	11197	50857	78

Tabla IV.3. Desviaciones obtenidas entre los valores de caída de presión calculados y los experimentales para el separador Multiciclón (Continuación)

Nº de Prueba	Ql (m ³ /d)	Qg (m ³ std/d)	$\Delta P_{\text{calculado}}$ (Pa)	$\Delta P_{\text{experimental}}$ (Pa)	% Desviación (*)
737.9 m³ std/d					
5989_S1_B_033	21.7	776.4	9761	3128	212
5989_S1_B_034	29.2	772.9	9897	3771	162
5989_S1_B_035	43.6	773.7	10226	4981	105
5989_S1_B_036	54.5	768.6	10365	5630	84
5989_S1_B_037	62.5	769.4	10556	6154	72
5989_S1_B_038	72.6	773.1	10854	7416	46
5989_S1_B_039	86.2	771.4	11138	8433	32
5989_S1_B_040	107.0	774.2	11662	11050	6
5989_S1_B_041	143.7	771.5	12501	16205	23
5989_S1_B_042	216.8	771.8	14416	28249	49
5989_S1_B_043	332.0	768.9	17751	56325	68
1444.5 m³ std/d					
5989_S1_B_045	28.7	1493.0	29226	4992	485
5989_S1_B_046	42.5	1501.6	30107	6320	376
5989_S1_B_047	56.9	1497.8	30550	7822	291
5989_S1_B_048	84.5	1495.1	31523	11672	170
5989_S1_B_049	105.9	1497.7	32468	14794	119
5989_S1_B_050	120.4	1500.9	33154	16831	97
5989_S1_B_051	141.4	1493.7	33755	20848	62
5989_S1_B_052	170.7	1493.6	34948	26216	33
5989_S1_B_053	212.9	1495.5	36806	35517	4
5989_S1_B_054	282.9	1494.8	39909	53651	26
5989_S1_B_055	331.7	1495.7	42194	68123	38
2003.6 m³ std/d					
5989_S1_B_056	30.9	2086.1	54318	6273	766
5989_S1_B_057	39.4	2082.6	54628	7713	608
5989_S1_B_058	59.2	2085.2	55900	10511	432
5989_S1_B_059	79.2	2079.6	56629	11911	375
5989_S1_B_060	116.7	2082.4	58833	19159	207
5989_S1_B_061	147.9	2078.9	60240	25196	139
5989_S1_B_062	170.7	2072.3	61271	29523	108
5989_S1_B_063	199.4	2092.8	63933	36891	73
5989_S1_B_064	224.1	2088.1	65041	43789	49

De igual forma, en las Figuras IV.20 y IV.21 se pueden apreciar gráficamente las desviaciones obtenidas para los caudales de 283.8y 2003.6 m³ std/d, y la influencia del aumento de los caudales de gas y líquido, respectivamente.

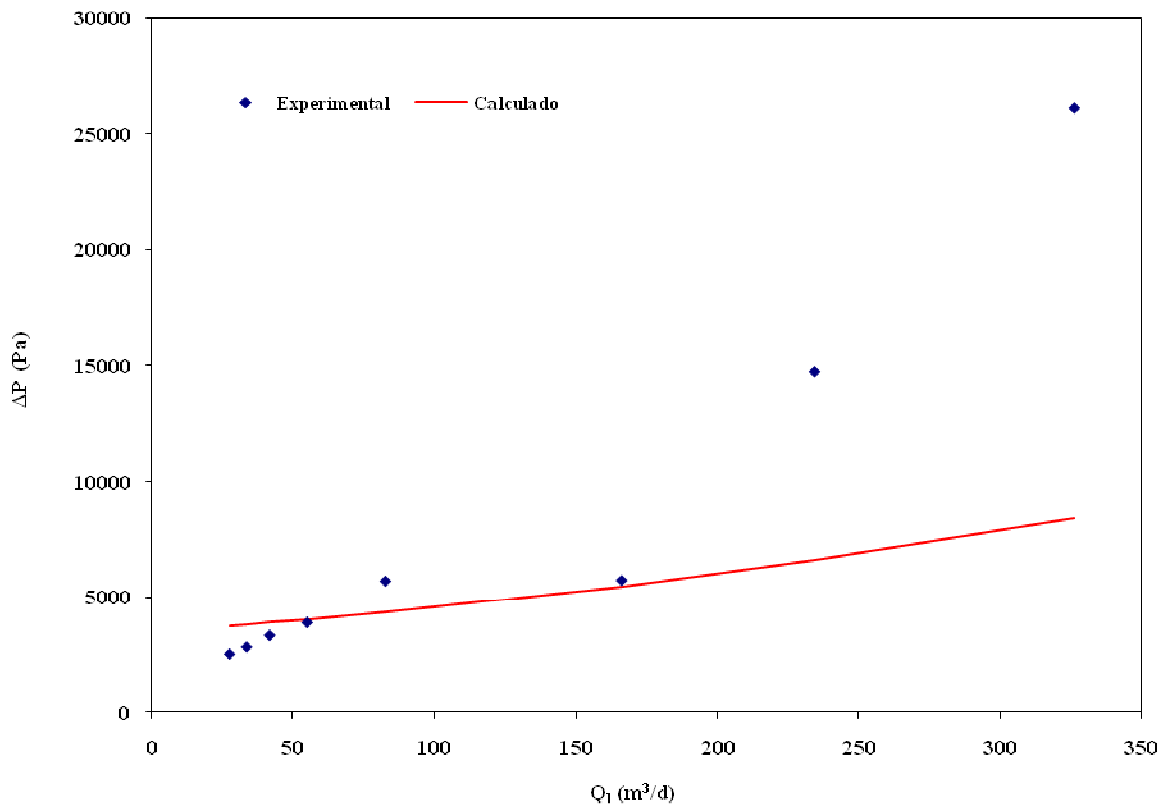


Figura IV.20. Caída de presión experimental y calculada en el separador Multiciclón operando con un caudal de gas de $283.8m^3$ std/d

Las desviaciones obtenidas entre la caída de presión experimental y la calculada pueden atribuirse a las ecuaciones utilizadas y suposiciones realizadas durante la fase de cálculo, ya que en el caso de la caída de presión del interno del separador Multiciclón, no se consideraron las velocidades axiales y tangenciales, ni las relaciones existentes entre éstas durante la formación del vórtice en cada uno de los dispositivos ciclónicos.

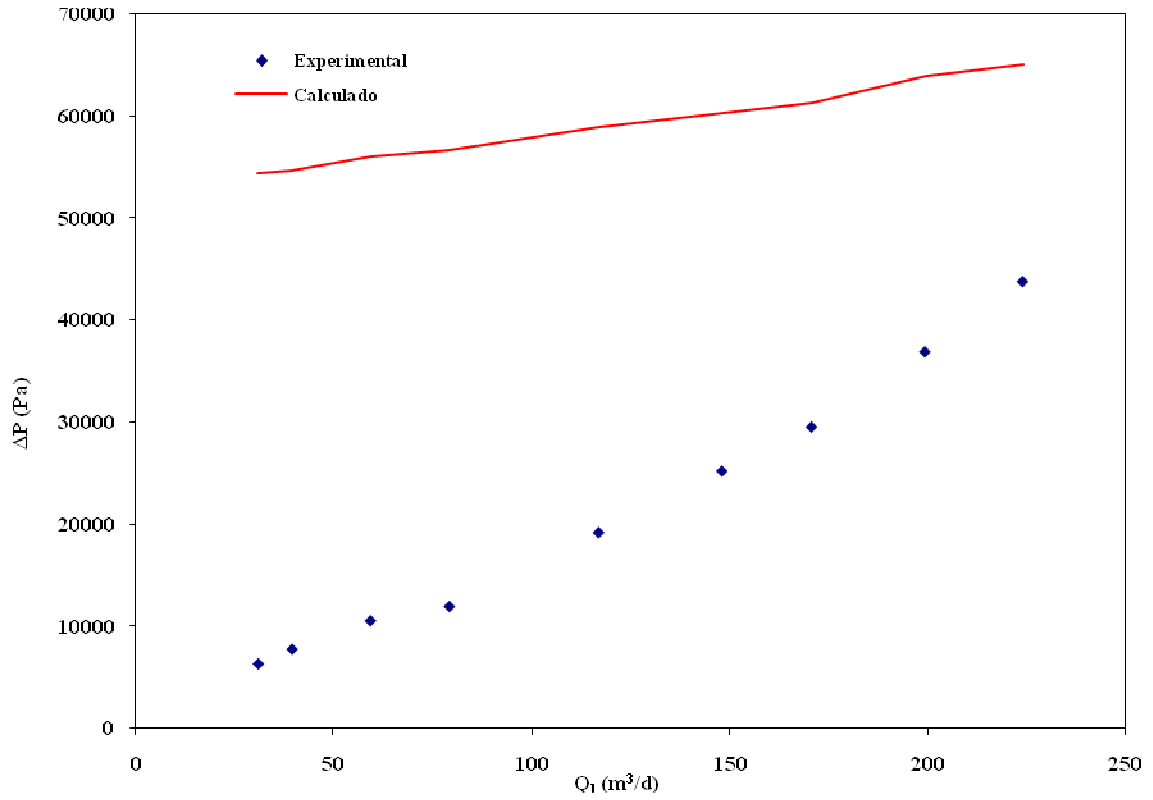


Figura IV.21. Caída de presión experimental y calculada en el separador Multiciclón operando con un caudal de gas de $2003.6 m^3 \text{ std/d}$

IV.2.4. Velocidades tangenciales, aceleración centrífuga y número de Froude en la entrada

En relación con las velocidades tangenciales obtenidas en la entrada del separador Multiciclón, considerando la ventana de operación del equipo con caudales de líquido inferiores a 127.2 m³/d e inferiores a 2003.6 m³ std/d para el gas, éstas se encontraron entre 4.2 y 29 m/s; mientras que las aceleraciones centrífugas obtenidas se encuentran entre 86.6 y 4209.4 veces la fuerza de gravedad (ver Tabla IV.4).

Tabla IV.4. Velocidad tangencial y número de Froude en el Multiciclón

Nº de Prueba	Q _l (m ³ /d)	Q _g (m ³ std/d)	v _θ (m/s)	a _c (m/s ²)	Fr
283.8 m³ std/d					
5989 S1 B 001	27.6	303.7	4.2	848.3	86.6
5989 S1 B 002	33.7	301.4	4.2	866.3	88.4
5989 S1 B 003	41.8	302.8	4.3	913.9	93.3
5989 S1 B 004	55.1	303.1	4.5	984.3	100.4
R5989 S1 B 005	82.8	301.1	4.8	1123.6	114.7
5989 S1 B 006	166.0	300.1	5.8	1632.3	166.6
5989 S1 B 007	234.3	299.8	6.6	2125.3	216.9
5989 S1 B 008	326.3	302.2	7.7	2918.5	297.8
354.8 m³ std/d					
R5989 S1 B 010	26.6	372.4	5.0	1232.0	125.7
5989 S1 B 011	29.5	369.3	5.0	1230.0	125.5
5989 S1 B 012	35.2	372.6	5.1	1284.7	131.1
5989 S1 B 013	41.6	371.5	5.2	1316.0	134.3
5989 S1 B 014	51.8	380.9	5.4	1441.7	147.1
5989 S1 B 015	68.8	374.6	5.5	1508.0	153.9
5989 S1 B 016	102.6	370.8	5.9	1708.4	174.3
5989 S1 B 017	207.6	374.5	7.2	2545.6	259.8
5989 S1 B 018	290.2	369.0	8.1	3237.2	330.3
5989 S1 B 019	331.3	369.3	8.6	3644.5	371.9
445.6 m³ std/d					
5989 S1 B 021	26.7	467.2	6.2	1890.4	192.9
5989 S1 B 022	33.7	469.2	6.3	1957.5	199.7
5989 S1 B 023	38.0	462.8	6.3	1939.3	197.9
5989 S1 B 024	43.6	465.2	6.4	1999.8	204.1
5989 S1 B 025	52.4	470.2	6.6	2107.0	215.0
5989 S1 B 026	65.6	470.1	6.7	2208.7	225.4
5989 S1 B 027	89.1	462.6	6.9	2332.9	238.1
5989 S1 B 028	133.5	465.9	7.5	2736.3	279.2
5989 S1 B 029	265.3	468.8	9.1	4046.7	412.9
5989 S1 B 030	336.0	461.2	9.8	4743.4	484.0

Tabla IV.4. Velocidad tangencial y número de Froude en el Multiciclón
(Continuación)

Nº de Prueba	Q_l (m ³ /d)	Q_g (m ³ std/d)	v_θ (m/s)	a_c (m/s ²)	Fr
737.9 m³ std/d					
5989_S1_B_033	21.7	776.4	10.0	4949.3	505.0
5989_S1_B_034	29.2	772.9	10.1	4995.7	509.8
5989_S1_B_035	43.6	773.7	10.3	5177.1	528.3
5989_S1_B_036	54.5	768.6	10.3	5243.4	535.0
5989_S1_B_037	62.5	769.4	10.4	5351.7	546.1
5989_S1_B_038	72.6	773.1	10.6	5524.5	563.7
5989_S1_B_039	86.2	771.4	10.8	5672.3	578.8
5989_S1_B_040	107.0	774.2	11.0	5976.3	609.8
5989_S1_B_041	143.7	771.5	11.4	6423.9	655.5
5989_S1_B_042	216.8	771.8	12.3	7448.4	760.0
5989_S1_B_043	332.0	768.9	13.7	9158.1	934.5
1444.5 m³ std/d					
5989_S1_B_045	28.7	1493.0	19.2	18009.0	1837.7
5989_S1_B_046	42.5	1501.6	19.4	18526.4	1890.4
5989_S1_B_047	56.9	1497.8	19.6	18763.8	1914.7
5989_S1_B_048	84.5	1495.1	19.9	19337.5	1973.2
5989_S1_B_049	105.9	1497.7	20.2	19905.2	2031.1
5989_S1_B_050	120.4	1500.9	20.4	20328.8	2074.4
5989_S1_B_051	141.4	1493.7	20.5	20650.2	2107.2
5989_S1_B_052	170.7	1493.6	20.9	21360.3	2179.6
5989_S1_B_053	212.9	1495.5	21.4	22458.2	2291.7
5989_S1_B_054	282.9	1494.8	22.2	24229.1	2472.4
5989_S1_B_055	331.7	1495.7	22.8	25544.0	2606.5
2003.6 m³ std/d					
5989_S1_B_056	30.9	2086.1	26.7	34868.4	3558.0
5989_S1_B_057	39.4	2082.6	26.7	35020.3	3573.5
5989_S1_B_058	59.2	2085.2	27.0	35733.8	3646.3
5989_S1_B_059	79.2	2079.6	27.2	36180.4	3691.9
5989_S1_B_060	116.7	2082.4	27.7	37480.5	3824.5
5989_S1_B_061	147.9	2078.9	28.0	38379.2	3916.2
5989_S1_B_062	170.7	2072.3	28.2	38899.7	3969.4
5989_S1_B_063	199.4	2092.8	28.8	40582.0	4141.0
5989_S1_B_064	224.1	2088.1	29.0	41252.1	4209.4

En términos generales, sólo los primeros cinco puntos de la matriz experimental se encontraron cercanos a los valores de aceleración centrífuga recomendados en la entrada (56 a 100 g). Sin embargo, es importante acotar que estos valores fueron calculados considerando la entrada tangencial solo en uno de los seis dispositivos

cilíndricos del separador Multiciclónico. El orden de magnitud de los números de Froude obtenidos pudiera estar vinculado con la reducción entre área del tubo de entrada al separador y el área de entrada de cada dispositivo interno, ya que durante la alimentación de la mezcla bifásica a cada cilindro perteneciente a este separador, se produce una reducción brusca de área que favorece el aumento de la velocidad tangencial en el interior del cilindro ciclónico, y por lo tanto el aumento de la aceleración centrífuga y número de Froude, respectivamente. Por otro lado, las velocidades tangenciales en la entrada se encuentran dentro del rango recomendado (15-25 m/s) solo para caudales de 1444.5 y 2003.6 m³ std/d.

IV.2.5. Evaluación Cualitativa

Como se indicó anteriormente, previo al ingreso del caudal bifásico al separador, éste fluye a través de la sección de alimentación horizontal o visor de entrada, el cual posee un diámetro de 3 plg. La alimentación al dispositivo interno del separador Multiciclón se realiza a través de un tubo de 2 plg, el cual está conectado a un difusor que permite la distribución equitativa de la mezcla bifásica. El dispositivo interno, básicamente está conformado por 6 tubos cilíndricos con entrada tangencial, cuya función es promover la centrifugación en el equipo.

El patrón de flujo observado en la alimentación para este separador, fue flujo tapón en la mayoría de las pruebas ejecutadas utilizando los diferentes caudales de gas (283.8 m³ std/d < Q_g < 2003.6 m³ std/d) y líquido (21 m³/d < Q_g < 318 m³/d), establecidos en la matriz de prueba. Los taponos de líquido formados van aumentando progresivamente su frecuencia de paso, de manera proporcional con el aumento del caudal de líquido alimentado. Sin embargo, producto de: a) la reducción de diámetros existente entre el visor y tubo de la alimentación del dispositivo interno, b) el aumento progresivo de los caudales de gas y líquido, se observó la presencia de transiciones entre flujo tapón y rolling-wave (taponos de gas), los cuales dificultaban la entrada de la mezcla bifásica al equipo.

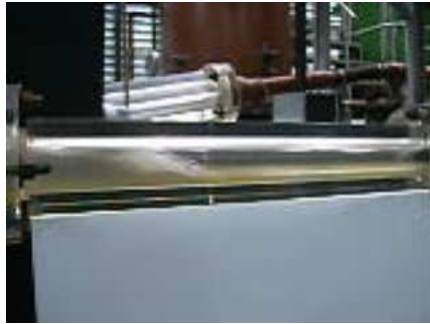
Por otro lado, es importante destacar que se evidenció arrastre de líquido, durante la operación del equipo con caudales de gas de 1444.5 y 2003.6 m³ std/d. Esta apreciación se realizó de forma cualitativa, ya que en la mayoría de las veces no se logró cuantificar la cantidad de líquido arrastrado. De igual forma, se observó arrastre de gas operando con todos los caudales de gas utilizados, especialmente a partir de caudales de líquido $Q_l > 95$ m³/d.

La fenomenología observada para los seis caudales de gas evaluados (283.8, 354.8, 445.6, 737.9, 1444.5 y 2003.6 m³ std/d) y un rango de caudales de líquido entre 21 m³/d y 318 m³/d en el separador Multiciclón, se mantuvo similar durante la ejecución de la matriz experimental, incluyendo los casos en donde se observó arrastre de líquido ($Q_g > 1444.5$ m³ std/d).

A continuación se presentan en detalle las observaciones más relevantes encontradas en el separador Multiciclón en operación durante la realización de pruebas experimentales:

IV.2.5.1. Región del visor de patrón de flujo

- Flujo tapón en la mayoría de las pruebas ejecutadas utilizando los diferentes caudales de gas ($283.8 \text{ m}^3 \text{ std/d} < Q_g < 2003.6 \text{ m}^3 \text{ std/d}$) y líquido ($21 \text{ m}^3/\text{d} < Q_l < 318 \text{ m}^3/\text{d}$), establecidos en la matriz de prueba. Sin embargo, debido al aumento progresivo de los caudales de gas y líquido, se observó la presencia de transiciones entre flujo tapón y rolling-wave, los cuales dificultaban la entrada de la mezcla bifásica al equipo (ver Figura IV.22). La presencia de esta transición de patrón de flujo se apreció durante la operación del equipo con caudales de gas comprendidos entre 354.8 y 1444.5 m³ std/d.



(IV.22.a)



(IV.22.b)

Figura IV.22. Transiciones del patrón de flujo tapón (a) a patrones de flujo rolling-wave (b) en el visor de entrada del separador Multiciclón

- Efecto de turbulencia en el visor de entrada, generado por la reducción de diámetros entre el visor y el tubo de la alimentación. Esto promueve que parte del flujo de líquido alimentado se devuelva produciéndose turbulencia al chocar con el flujo de aire que intenta ingresar al separador. Este fenómeno ocurre para todos los caudales de gas de operación, entre 283.8 y 1444.5 m³ std/d, específicamente a partir de caudales de líquido de 40 m³/d respectivamente. Durante la operación con el caudal de gas de 2003.6 m³ std/d no se observó este fenómeno.

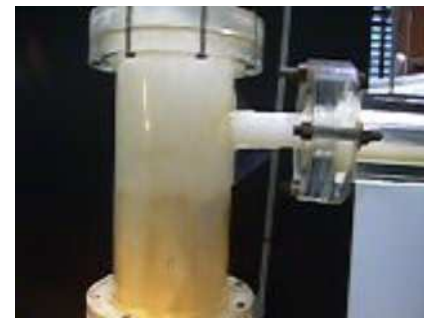
IV.2.5.2. Región de entrada

- Debido a la reducción de diámetros entre el visor y el tubo de la alimentación, aumenta bruscamente la velocidad de entrada, y por lo tanto se incrementan las velocidades tangenciales y centrífugas en el interno del separador, esto favorece el desplazamiento del líquido en dos direcciones ó inundación en los cilindros, especialmente cuando se alimentan los tapones de líquido. Con la cantidad desplazada hacia la parte inferior del cilindro generalmente se produce la formación del vórtice, el cual ocupa un tercio (1/3) del volumen total del dispositivo cilíndrico.

- Parte del líquido que se desplaza por la parte superior de los cilindros tiende a reinsertarse por el tope de los mismos, mientras que otra cae por gravedad a través de los bordes del interno (Figura IV.23.a.). Todo esto, exceptuando los casos donde los caudales de líquido son superiores a $159 \text{ m}^3/\text{d}$, donde el líquido tiende a desplazarse hacia la zona de tope de los cilindros sin posibilidad de descender, obstruyendo el paso del gas separado y las burbujas que intentan ascender desde la zona de burbujas (Figura IV.23.b). Este fenómeno se produce debido a que entre el dispositivo interno y la superficie interna del separador existe una capacidad de desalojo menor a la requerida.



(IV.23.a)



(IV.23.b)

Figura IV.23. Líquido reinsertado y desplazado hacia la superficie externa de los internos en el Multiciclón (a). Líquido desplazado hacia la zona de tope de los internos (b)

- Se observó la formación de niebla, producto de la transferencia de masa ocurrida durante el contacto directo entre el gas separado y el líquido retenido sobre los cilindros (ver Figura IV.24). Este fenómeno se apreció para caudales de gas de 1444.5 y $2003.6 \text{ m}^3 \text{ std/d}$, específicamente a condiciones de operación con caudales de líquido de 162 y $28 \text{ m}^3/\text{d}$, respectivamente.

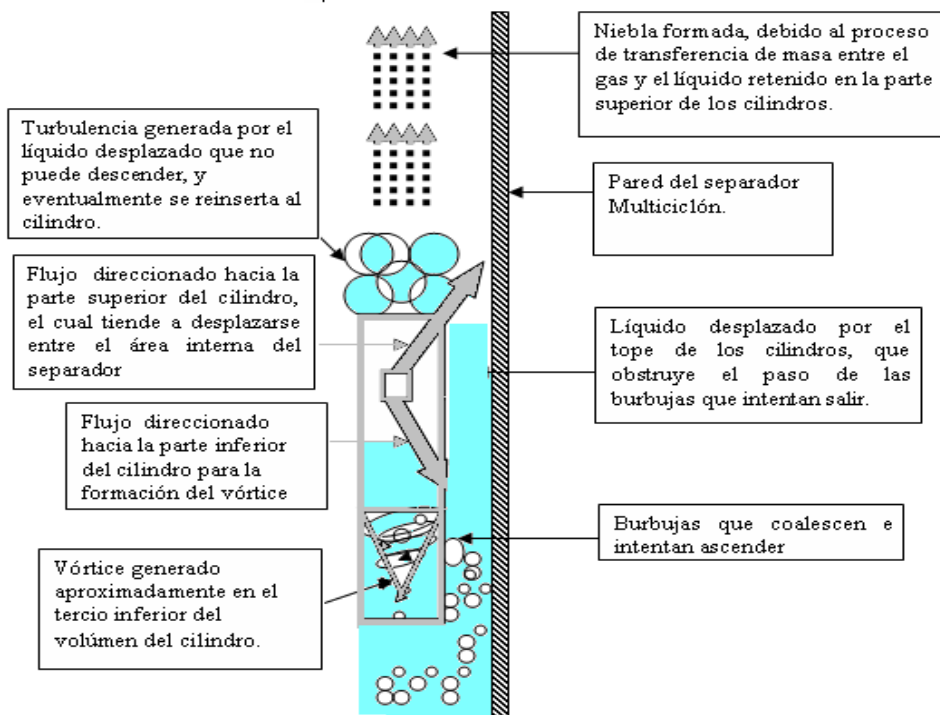


Figura IV.24. Esquema de un dispositivo cilíndrico perteneciente al interno del Multiciclón operando en condiciones críticas

- Los vórtices se forman sólo al alimentar los tapones de líquido.
- La distribución de flujo en los internos aparentemente es uniforme.

IV.2.5.3. Región de gotas y trampa de líquido

- Se observó arrastre de líquido durante la operación con caudales de 1444.5 y 2003.6 m³ std/d de gas, específicamente para caudales de líquido mayores a 102 y 56 m³/d, respectivamente. En la Figura IV.25 se pueden apreciar las diferentes fases o tipos de arrastre de líquido obtenidos en el separador Multiciclón, según lo definido en el apartado IV.I.5.3, encontrándose que la Fase I fue la que se obtuvo con mayor frecuencia. Es decir, para todos los caudales utilizados durante la operación de este separador, sólo se obtuvo arrastre de líquido en forma de gotas a través del tubo de salida de la trampa

de líquido (Figura IV.26). Adicionalmente, es importante destacar que se obtuvo arrastre de líquido en la salida de gas de la trampa (Fase IV) en un solo punto operacional ($2003.6 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ y $211 \text{ m}^3/\text{d}$), lo cual puede considerarse satisfactorio, tomando en cuenta que los caudales de diseño del equipo son $1419 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ y $127.2 \text{ m}^3/\text{d}$, respectivamente.

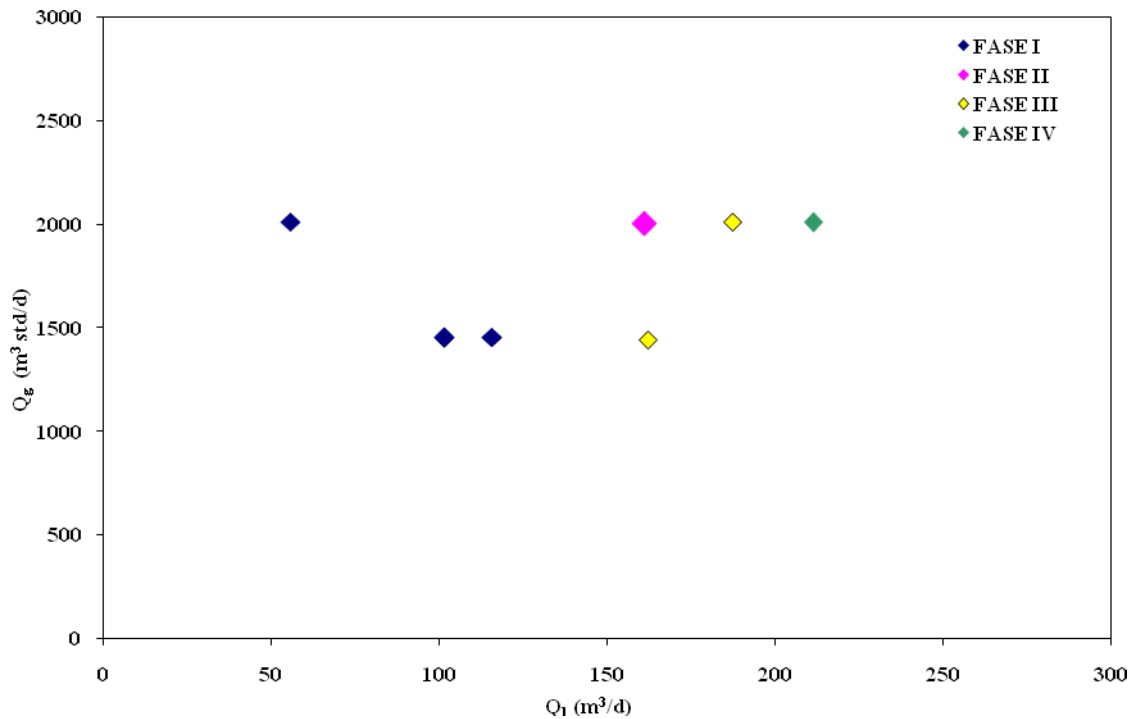


Figura IV.25. Tipos de arrastre de líquido observados durante la operación del separador Multiciclón



Figura IV.26. Arrastre en Forma de Gotas (Fase II) a través del Tubo de Salida de la Trampa de Líquido

IV.2.5.4. Región de Burbujas

- Para $Q_g=283.8 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ se observó arrastre de gas solo para $Q_l=318 \text{ m}^3/\text{d}$.
- Con relación a los otros caudales de gas utilizados, se evidenció que el arrastre de gas se produjo en la mayoría de los casos a partir de $Q_l > 95 \text{ m}^3/\text{d}$, generándose gran cantidad de burbujas dispersas, las cuales en el caso que no eran arrastradas, coalescían e intentaban ascender para lograr la separación de fases. Otra evidencia de arrastre de gas fue a través de la aparición de una especie de espuma o burbujas de gas acumuladas en la parte superior del tubo de salida de líquido.
- En ocasiones, para caudales de líquido comprendidos entre 207 y 318 m^3/d , no se observó la formación de vórtices, dificultándose de esta manera el control de nivel, debido a que se formaba un colchón de aire entre la salida de líquido de los internos y el nivel en la salida de líquido del separador.

- Se evidenció que la cantidad de burbujas dispersas en el líquido separado aumenta a medida que incrementa el caudal de líquido alimentado.

- En ocasiones, debido a que la cantidad de líquido alimentado se desplazaba hacia la zona superior de los ciclones cilíndricos, se generaba un colchón de aire en esta región (región de burbujas), dificultando que el nivel de líquido en el separador se mantuviera en condiciones estacionarias.

CONCLUSIONES

A través de las pruebas experimentales realizadas y en función de los objetivos planteados se concluye que:

Separador Tipo CYCINT

- Se evidenció la presencia de arrastre de líquido (LCO) a partir de la operación con caudales de gas mayores a $1444.5 \text{ m}^3 \text{ std/d}$, lo cual constituye un aspecto desfavorable considerando que el caudal de gas de diseño del equipo es $3405.6 \text{ m}^3 \text{ std/d}$.
- La eficiencia de separación del gas disminuye en función del aumento de los caudales de gas y líquido, y posee valores superiores a 95%.
- La cantidad de gas arrastrada por la corriente de líquido que sale del separador no supera 5% para condiciones operacionales inferiores a las de diseño del separador.
- La caída de presión experimental del equipo es inferior a $20 \times 10^3 \text{ Pa}$.
- Los modelos de Muschelknautz y Chen y cols. no reproducen los valores de caída de presión obtenidos experimentalmente.
- El modelo de Candentey-Gómez, es el modelo más asertivo con respecto a los modelos de Muschelknautz y Chen y cols., arrojando valores de desviación comprendidos entre 0.2 y 60% (con respecto a los datos experimentales).
- Los valores de velocidades tangenciales obtenidos al operar con el intervalo de caudales de gas entre 283.8 y $3607.1 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ no se encuentran dentro de los rangos de velocidades recomendadas (15-25 m/s).
- Los valores de aceleraciones centrifugas que se encontraron más cercanos a los valores recomendados (56 a 100 g) fueron los obtenidos con $2003.6 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ de gas.
- Para caudales de gas $Q_g > 1444.5 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ se observan transiciones del patrón de flujo en la alimentación de estratificado a flujo tapón. A mayores caudales

de gas, existe mayor tendencia a presenciar LCO operando con menores caudales de líquido.

- Cuando el vórtice de líquido se extiende sobre la región de burbujas, el deflector de burbujas ubicado en la salida de líquido del interno del separador, tiende a dispersar la punta del mismo generando su desplazamiento alrededor de las paredes de la zona de salida del líquido promoviendo el arrastre de burbujas de gas.
- El incremento del caudal de líquido alimentado favorece la formación extendida del vórtice, dificultando el control del nivel de líquido y favoreciendo el paso de burbujas de gas hacia la salida de líquido del separador.

Separador Tipo Multiciclón:

- De acuerdo a la ventana de operación para la cual fue diseñada el equipo, no se presentó arrastre de líquido en la corriente de gas en la salida del tope del separador.
- La eficiencia de separación del gas disminuye en función del aumento de los caudales de gas y líquido alimentados.
- El arrastre de gas en la corriente de líquido que sale por el fondo del separador (GCU) es inferior al 6% para los puntos experimentales por debajo de la condición de diseño del equipo
- La caída de presión experimental obtenida se encontró por debajo de 20×10^3 Pa lo cual puede considerarse aceptable en relación al rango recomendado (6.8×10^3 y 34×10^3 Pa).
- Las ecuaciones planteadas para el cálculo de la caída de presión en el separador no reproducen los valores obtenidos experimentalmente, encontrándose desviaciones entre 4 y 84 % para caudales de gas entre 283.8 y $445.6 \text{ m}^3 \text{ std/d}$ de, y superiores a 100 % para $Q_g > 445.6 \text{ m}^3 \text{ std/d}$.
- Las velocidades tangenciales obtenidas se encuentran dentro del rango recomendado (15-25 m/s) para caudales de gas de 1444.5 y $2003.6 \text{ m}^3 \text{ std/d}$.
- Sólo los primeros cinco puntos de la matriz experimental ($Q_g = 283.8 \text{ m}^3 \text{ std/d}$) se encontraron cercanos a los valores de aceleraciones centrifugas recomendados (56 a 100 veces g)
- El patrón de flujo observado en la alimentación fue flujo tapón en la mayoría de las pruebas ejecutadas.
- Los vórtices en los ciclones internos se forman sólo al alimentar los tapones de líquido en cada uno de ellos.
- El separador posee una capacidad de drenaje de líquido (entre el cuerpo del y los dispositivos internos) inferior a la requerida.

- La reducción de diámetros existente entre el visor y tubo de la alimentación del dispositivo interno y el aumento progresivo de los caudales de gas y líquido dificultan la entrada de la mezcla bifásica al equipo.

Conclusiones Generales:

- El porcentaje de arrastre de gas aumenta en función del incremento de los caudales de líquido y gas alimentados.
- Los porcentajes de fracciones de gas obtenidos varían dentro de un rango entre 0 y 10% para las condiciones operacionales inferiores a las de diseño
- La fracción de gas en la salida de líquido determinada a partir del volumen retenido mediante el método de cierre rápido de válvulas, no coincide con la fracción de gas calculada en el sistema dinámico (utilizando las medidas experimentales de caída de presión)
- La cantidad de gas entrampado en la salida de líquido aumenta de forma proporcional a los flujos de gas y líquido alimentados al separador.

RECOMENDACIONES

A través de las observaciones establecidas se logró apreciar que durante la operación de estos prototipos existieron diversos factores que pudieron afectar negativamente su desempeño. A continuación se exponen algunos de ellos, con sus respectivas recomendaciones.

Separador Tipo CYCINT:

- **Arrastre de líquido en condiciones operacionales menores a la de diseño.**
Revisar los criterios empleados en el simulador DSCV vx 1.3, para caudales de líquido superiores y cercanos a la condición de diseño del equipo.
- **Configuración geométrica del deflector de burbujas.**
Se recomienda aumentar la altura existente entre la salida de líquido del interno del separador y el deflector de burbujas, de esta manera se evitaría la dispersión del vórtice formado, y su desplazamiento hacia las paredes del separador en la región de burbujas, lo cual favorece el arrastre de gas.
- **Altura de la zona de desalojo de líquido.**
Aumentar la altura existente entre la zona de salida del interno y salida de líquido del separador. De esta manera las burbujas de gas no deflectadas tendrán más posibilidades de ascender y separarse sin que se produzca arrastre de gas de forma directa e inmediata.
- Cambiar el codo con ángulo en el separador tipo CYCINT a un codo con entrada recta para facilitar su construcción en equipos a escala industrial.

Separador Tipo Multiciclón:

- **Capacidad de drenaje de líquido en el cuerpo del separador**

Aumentar la capacidad de drenaje de líquido entre el cuerpo y los dispositivos internos del separador, bien sea disminuyendo el número de ciclones internos y aumentando su diámetro, o aumentando el diámetro del equipo en esta zona.

- **Deflector de burbujas**

Colocar un deflector de burbujas en la zona de salida de líquido de los ciclones internos del separador, de manera que las burbujas de gas arrastradas choquen con este dispositivo, se dispersen y asciendan; favoreciendo la separación de las mismas, y por lo tanto disminuyendo el arrastre de gas.

- **Altura de la zona de desalojo de líquido**

Aumentar la altura de esta zona de manera que las burbujas de gas no alcancen la zona de salida de líquido en el caso de que se produzca arrastre.

- **Patrón de flujo en la entrada del separador**

El patrón de flujo observado en la entrada es de tipo tapón en la mayoría de los casos, lo cual crea un impacto mayor en el separador en relación con el que se obtendría alimentando un caudal estratificado. Este impacto eventualmente contribuye con el aumento de la caída de presión en los internos del equipo, roce y desgaste en equipos a escala industrial. Debido a lo expuesto anteriormente, y a que la formación de vórtices se lleva a cabo sólo al alimentar los tapones de líquido se recomienda estratificar el flujo alimentado adicionando un ángulo de inclinación al visor de patrón de flujo entrada.

- **Contracción brusca de diámetros en la entrada del separador**

Debido a que el tubo a través del cual se alimenta la mezcla bifásica es de menor diámetro (2 plg) que el diámetro del visor (3 plg) se recomienda mantener un área de sección transversal en la entrada al separador constante, ya que debido a esta contracción parte del caudal alimentado se devuelve ocasionando choques entre el caudal devuelto y alimentado lo cual no garantiza la operación del equipo a las condiciones establecidas.

- **Configuración geométrica de los internos (cilíndrica)**

Se propone colocar dispositivos internos con configuración cónica en lugar de la cilíndrica, ya que se aumentaría la centrifugación, y por lo tanto se favorecería aún más la separación de las fases.

- **Área de entrada del flujo bifásico a los internos del separador**

Esta variable afecta directamente la velocidad de entrada al separador, por lo que se recomienda direccionar el ángulo de entrada de los dispositivos internos, ya que parte del fluido se reboza por los bordes de los cilindros, sin desplazarse totalmente de forma tangencial dentro del dispositivo cilíndrico.

- **Ausencia de vortex-finder en los dispositivos internos**

Colocar un vortex finder en los dispositivos internos del separador; de esta manera se garantizaría que el nivel de líquido se mantenga por debajo del nivel de los internos, evitándose inundaciones en los mismos y por lo tanto, desplazamiento de líquido hacia la salida de gas y reinserción del mismo que dificulte la formación de los vórtices. Adicionalmente, este dispositivo permitiría canalizar el gas que fluye por la zona interior-central del ciclón, debido al efecto de doble vórtice que promueve la separación.

Sistema de medición de Fracción de gas:

- Calibrar el sistema de medición de fracción de vacío, verificando que coincidan con las fracciones de gas en el sistema dinámico y estático. Para esto se deben hacer pruebas 100% líquido donde la presión máxima leída por el transductor de presión del bypass equivalga a la longitud del tubo de la sección de prueba (expresada en pulgadas o metros de agua), por otro lado realizar pruebas 100% gas donde la presión medida represente la presión mínima de las pruebas, y por lo tanto el cero de las mediciones realizadas.
- Construir de plexiglás el tubo lateral ubicado en el sistema de válvulas de cierre rápido. De esta manera, se determinaría la fracción de gas en función de las longitudes de gas y líquido determinadas de forma visual, sin necesidad de descargar el volumen de líquido retenido en el sistema.

Recomendaciones Generales:

- Para evaluaciones futuras se recomienda utilizar herramientas computacionales que permitan estudiar la dinámica computacional de fluidos (CFD) en diversos sistemas, principalmente en lo que se refiere a modificaciones en el diseño y simulación de los equipos en general. Una simulación de los separadores por medio de CFD resultaría muy ilustrativa y de gran interés, ya que se tiene la opción de visualizar los resultados obtenidos a través de imágenes, por lo cual se pueden realizar análisis cuantitativos y cualitativos de forma previa al estudio experimental definitivo, ventaja que no ofrecen otro tipo de herramientas.
- Realizar pruebas experimentales empleando fluidos con viscosidades mayores a las empleadas durante este Trabajo Especial de Grado, con la

finalidad de evaluar el comportamiento de los separadores y su eficiencia, en función de las propiedades de fluidos diferentes.

- Evaluar más a fondo la variación de la caída de presión experimental obtenida en los separadores en función de diversos factores tales como caudales de gas y líquido alimentados, densidad y viscosidad de los fluidos involucrados, geometría de la boquilla de entrada, etc. A partir de estudios más rigurosos desarrollar modelos empíricos para determinar la caída de presión en cada separador, ya que los modelos encontrados en la literatura a pesar de basarse en los principios elementales físicos del proceso de la separación ciclónica, y de adecuarlos al sistema, poseen algunos factores los cuales fueron determinados según las experiencias realizadas, geometría del equipo de separación y condiciones específicas de operación utilizadas por cada uno de sus autores.
- Es importante señalar que el método de medición de fracción de gas a través del cierre rápido de válvulas es simple, seguro y económico en comparación con otras técnicas de medición de fracción volumétrica de gas, para lo cual sería conveniente desde el punto de vista económico su perfeccionamiento e implementación dentro del sistema. Sin embargo, si se deseara cambiar el mecanismo de medición de fracción de gas, se pudieran implementar sistemas de medición por impedancia, radiación, etc.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AVCI, A. y KARAGOZ, I. (2003). **“Effects of flow and geometrical parameters on the collection efficiency in cyclone separators”**. Department of Mechanical Engineering, Uludag University, Turkey.

BARBUCEANU, N. y SCOTT, S. (2001). **“Novel Inlet Design Expense Range of Operability for Compact Separator”**. SPE paper 71555.

BARTH, W. (1956). **“Design and layout of the cyclone separator on the basis of new investigations”**, Brennst. Warme Kraft. 8 1-9.

BEGGS, D. y BRILL, J. (1988) **“Two-phase flow in pipes”**. Sexta edición. Primera impresión.

BRITO, A. y cols. (2003). **“Evaluación del comportamiento del separador gas-líquido ciclónico CYCINT en función de las propiedades del fluido”**, CIT, PDVSA- INTEVEP, INT-10139,2003.

BRITO, A. y cols. (2005). **“Descripción y Aplicación de los modelos matemáticos, utilizados en el diseño y simulación del separador SCV CYCINT”**, CIT, PDVSA- INTEVEP, INT-10483,2005.

CALDENTEY, J., GÓMEZ C. y cols. (2001). **“Oil/Water eparation in Liquid/Liquid Hydrocyclones (LLHC)”**. University of Tulsa. Society of Petroleum Engineers (SPE 81592).

CATALA, G., THÉRON B., CONORT G. y FERGUSON J. (1996). **“Fluid Flow Fundamentals”**. Oilfield Review 8, no. 4. 61–64.

CHEN, J. y SHI, M. (2006). **“A universal model to calculate cyclone pressure drop”**. Institute of Mechanical and Electrical Engineering. School of Petrochemical Engineering, China University of Petroleum, Beijing.

CHIEN, K., CHEN, T., PEI, B y LIN, W. (1997). **“Void fraction measurement by using the side-tube method”**. Department of Nuclear Engineering Physics, National Tsing-Hua University, Hsin-Chu, Taiwan.

CLIFT, R., GHADIRI, M. y HOFFMANN, A.C. (1991). **“A critique of two models for cyclone performance”**, AIChE J.27. (6) 285-289.

DIRGO, J. Y LEITH D. (1985). **“Cyclone collection efficiency: comparison of experimental results with theoretical predictions”**, Aerosol Sci. Technol. 4 (4) 401-415.

ECHEVERRI L., CARLOS A. (2006). **“Diseño óptimo de ciclones”** [Artículo en línea]. Disponible en:
www.ingenieroambiental.com. [Consulta: 2008, Marzo 27].

ERDAL, F. (2001). **“Local Velocity Measurements and CFD Simulations in GLCC Separators”**. PhD dissertation, U. of Tulsa.

GIORDANO, P. (2002). **“Determinación de la caída de presión y la retención para flujo líquido-gas en régimen slug en tuberías horizontales”**. Mini proyecto de Ingeniería Química. Departamento de Termodinámica y Fenómenos de Transferencia, USB.

GÓMEZ, J., CABRERA, J., BECERRIL, F. y FLORES, I. (1987). “**Apuntes de manejo de producción en superficie**”. Capítulo III. Estudio de la separación de gas. [Artículo en línea]. Disponible en:

www.ingenieria.unam.mx/~jagomezc/materias/ARCHIVOS_CONDUCCION/CAPITULO%20III.pdf . [Consulta: 2007, Agosto 23].

GÓMEZ, L., MOHAN, R., SHOHAM, O., MARRELLI, J. y KOUBA, G. (1999). “**Aspect ratio modeling and design procedure for GLCC compact separators**”. ASME Journal of Energy Resources Technology, Vo.121, pp 15-23.

GONZALEZ, J.; ROJAS, L.; CASIQUE, L. y RAMIREZ, J. (2002). “**Informe de clausura del Proyecto 6077: Evolución del desarrollo y diseño del separador CYCINT para crudos de gravedad API>18-agua- sólidos (>100u)**”, CIT, PDVSA-INTEVEP, [INT-07088,2002](#).

GUTIÉRREZ, C., JIMÉNEZ J. y QUINTO P. (2006). “**Estudio de los parámetros que afectan la eficiencia de separación de los separadores tipo ciclón**”. Científica, Abril-Junio. México. pp. 59-63.

HAMANA, A. y cols. (2000). “**Estudio del comportamiento de separadores tipo ciclónico y dinámico con sistema aceite-aire**”, CIT, PDVSA-INTEVEP, [INT-08067,2000](#).

HEWITT, G. (1978). “**Measurement of Two Phase Flow Parameters**”, Academy Press, pp. 4-6.

HOFFMANN, A. y STEIN, L. (2002). “**Gas Cyclones and Swirl Tubes, Principles, Design and Operation**”. Springer-Verlag. Berlin .334 p.

LAPPLE, C.E. (1951). “**Processes use many collector types**”, Chem. Eng. 58 (5) 144-151.

LEITH, D. y LICHT, W. (1972) . “**The collection efficiency of cyclone type particle collectors: a new theoretical approach**”, AIChE Symp. Ser. 68 (126) 192-206.

MARTÍNEZ, M. (2002). “**Diseño conceptual de separadores**”. Ingenieros Consultores.

MÁRQUEZ, J. y col. (2006). “**Evaluación del separador ciclónico venezolano CYCINT con crudo de la UE Moporo y gas natural**”, CIT, PDVSA-INTEVEP, INT-10919,2006.

MÉNDEZ B., M. (2002). “**Optimización Geométrica de Separadores Gas-Líquido Tipo Ciclón**”. Tesis MSc. Universidad Simón Bolívar. Decanato de Estudios de Postgrado. Sartenejas, Marzo. pp. 190.

PERRY, R. (1984 Y 1996). “**Perry Manual del Ingeniero Químico**”. Tomo V. Editorial McGraw-Hill, México.

SANZ, R. “El petróleo”. [Artículo en línea]. Disponible en:

www.bilirrubina.com/tematica_quimica_petroleo.htm. [Consulta: 2008, Enero 13].

TORRES, D. (2001). “**Predicción del comportamiento de Flujo Bifásico en Régimen Tapón (Slug)**”. Informe Final de Cursos en Cooperación, U.S.B. Caracas, p. 1.

TRUJILLO, J. y BRITO, A. (2007). “**Diseño conceptual de separadores CYCINT para la planta de compresión de RECAT San Joaquín**”, CIT PDVSA- INTEVEP, INT-11236,2007.

ZHAO, B. (2004). “**Development of a new method for evaluating cyclone efficiency**”. Department of Environmental Engineering, Donghua University, Shanghai, PR China.

Otras referencias:

“**Ciclones-Operaciones de Separación**” [Artículo en línea]. Disponible en:
www.conocimientosweb.net . [Consulta: 2007, Septiembre 30].

MEDIDAS DE FLUIDOS DE GAS NATURAL. Capítulo 14, Sección 3, Parte 4,
3^{ra} Edición, Noviembre 1992.

LOPEZ, J. PDVSA-INTEVEP, (2007). Sala de AutoCAD. Gerencia de
Exploración y Producción. Pericia Manejo Integrado de la Producción.

ANEXOS

[ANEXO I] Instalaciones del CSGL



Figura A.1. Edificio Norte 6 PDVSA-INTEVEP (Ubicación del CSGL)
Fuente: PDVSA-INTEVEP, (2008)



Figura A.2. Módulos de Separación y Bombeo
Fuente: PDVSA-INTEVEP, (2008)



Figura A.3. Módulo de Compresión
Fuente: PDVSA-INTEVEP, (2008)

[ANEXO II] DTI del Módulo de Bombeo

I-01
 Tanque de Aceite 1
 Capacidad: 12.5 Bbls

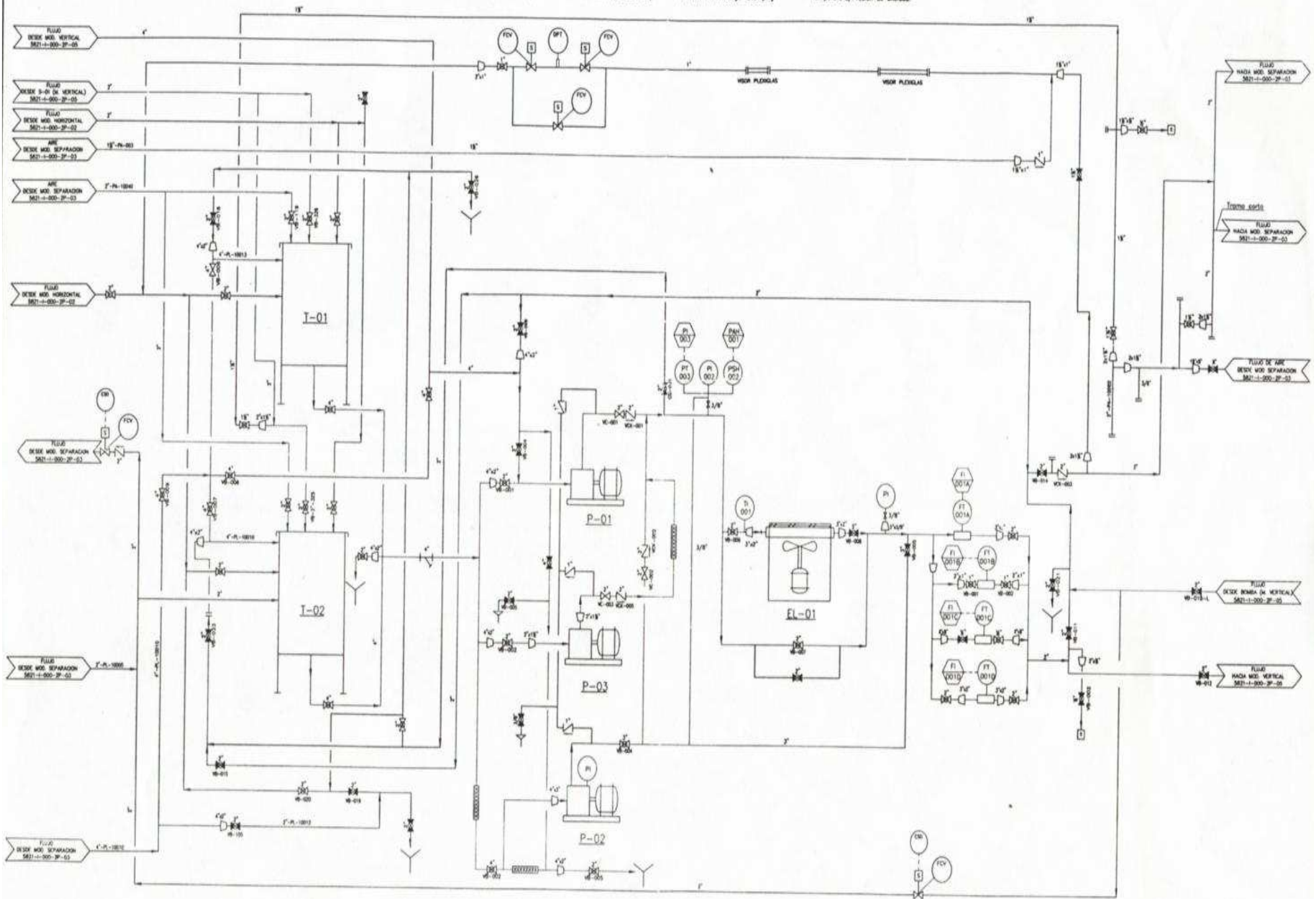
I-02
 Tanque de Aceite 2
 Capacidad: 12.5 Bbls

P-02
 Bomba de Aceite
 Tipo: Engranaje
 Capacidad: 4800 BPD
 Presión de descarga: 150 psig

P-01
 Bomba de Aceite
 Tipo: Engranaje
 Capacidad: 1500 BPD
 Presión de descarga: 200 psig

P-03
 Bomba de Aceite
 Tipo: Engranaje
 Capacidad: 400 BPD
 Presión de descarga: 200 psig

EL-01
 Enfriador por aire
 Carga Térmica: MBTU/d
 Temperatura/Presión de salida:
 Temperatura/Presión de entrada:



[ANEXO III] DTI del Módulo de Separación

Y-301
 SEPARADOR CILINDRICO CICLONICO (DICC)
 Material: Plexiglass
 Diametro: 6"
 Altura: 8 pies

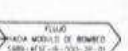
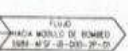
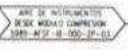
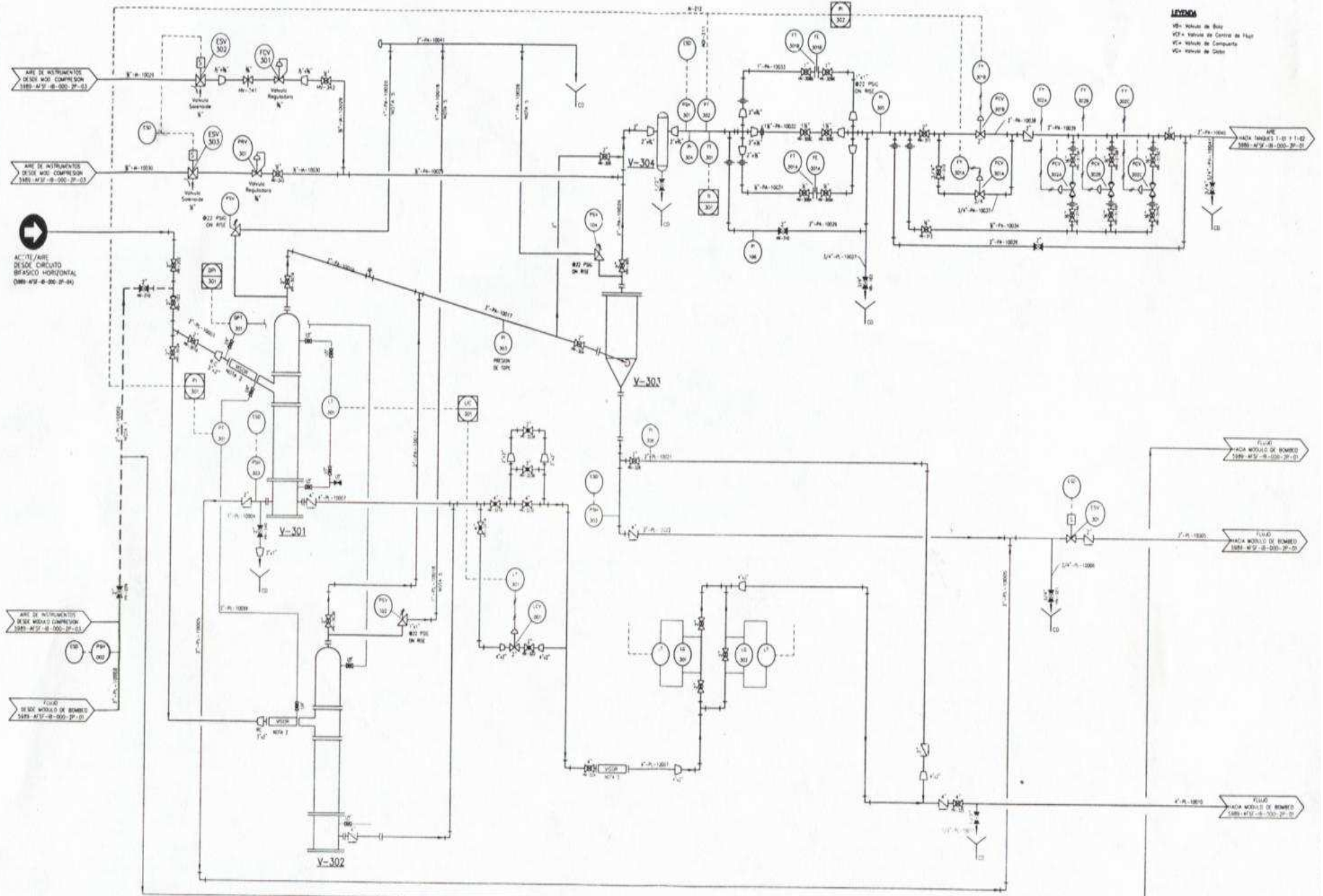
Y-302
 SEPARADOR
 Material: Plexiglass
 Diametro: 6"
 Altura: 8 pies

Y-303
 TRAMPA DE GAS
 Material: Plexiglass
 Diametro: 6"

Y-304
 TRAMPA DE LIQUIDO
 Material: ACERO AL CARBONO
 Diametro: 4"

- MATERIALES**
- 1- TUBERIA PVC 1" CLASE R0113 - 250 ps
 - 2- VISA DE PLEXIGLASS (VER PLANO 3821-B-000-24-D)
 - 3- VISA DE PLEXIGLASS (VER PLANO 3821-B-000-24-D)
 - 4- DOWEL
 - 5- TUBERIA PVC 1" CLASE R0113 - 250 ps

- LEYENDA**
- VS- Válvula de Seguridad
 - CV- Válvula de Control de Flujo
 - VC- Válvula de Compuerta
 - VD- Válvula de Doble



[ANEXO IV] DTI del Módulo de Compresión

K-101
COMPRESOR DE AIRE
DE PROCESO

K-102
COMPRESOR DE AIRE
DE INSTRUMENTOS

SV-101
FOLGON DE AIRE

SV-102
FOLGON DE AIRE

FIL-101
FILTRO DE AIRE

D-101
SECADOR DE AIRE

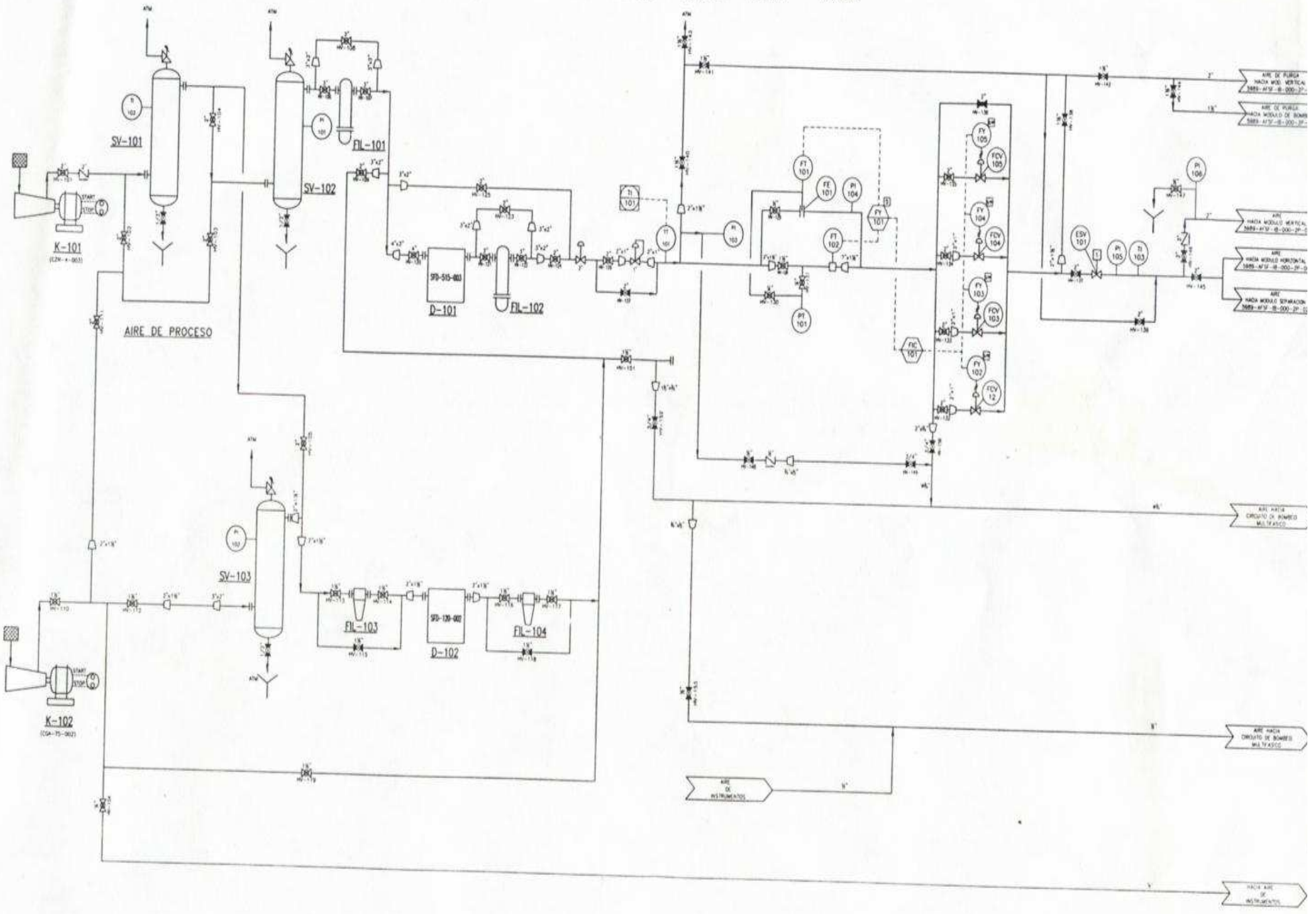
FIL-102
FILTRO DE AIRE

SV-103
FOLGON DE AIRE

D-102
SECADOR DE AIRE

FIL-103
FILTRO DE AIRE

FIL-104
FILTRO DE AIRE



[ANEXO V] Procedimiento de arranque de pruebas en el CSGL

1. Alinear las válvulas correspondientes al circuito de separación.
2. Encender el variador de frecuencia (manualmente) de la bomba a utilizar y cambiar la señal de control de manual a remota a través del comunicador de proceso adjunto al variador.
3. Seguidamente encender computadora y cargar el programa de adquisición (SCADA) y procesamiento de datos (LabView).
4. Encender la fuente de alimentación de los instrumentos, incluyendo los medidores de flujo másico.
5. En la sala de control, seleccionar la válvula de inyección de flujo de gas.
6. Seleccionar válvula de control de presión a la salida de los separadores, PCV- 301 A/B, luego proceder a controlar la presión en el separador en forma automática.
7. Seleccionar la bomba a utilizar empleando el posicionador ubicado en la consola de control y ajustar en forma manual el flujo de líquido requerido en la prueba.
8. Ejecutar prueba de acuerdo con la relación de gas/líquido preestablecido en la matriz, una vez alcanzadas las condiciones en el separador.

[ANEXO VI] Procedimiento de operación del CSGL

[ANEXO VI.1] Procedimiento de operación normal del CSGL

Una vez que se han alineados todos los equipos, instrumentos y encendido todos los sistemas, según el Manual de procedimientos del laboratorio, se procede a buscar los puntos de la matriz de prueba, de acuerdo con la siguiente secuencia de pasos:

1. Cerrar manualmente la válvula (LCV-301) empleando el controlador de nivel (LIC-301).
2. Seleccionar la válvula de control (PCV-301A /B) asociada a la variable de proceso (PT-301).
3. Una vez que se ha estabilizado la presión de tope del separador, comenzar con la inyección de líquido.
4. Encender la bomba a utilizar P-001/002/003.
5. Al incrementar el suministro de líquido al sistema verificar el desempeño de los controladores de nivel y de presión en el separador, ya que esta acción perturba el funcionamiento de ambos controladores.
6. Seguidamente y asegurando que el sistema se encuentre balanceado desde el punto de vista de control, se debe realizar la adquisición de datos en formato xls, video y fotográfico, así como el registro de las variables y observaciones más importantes en el cuaderno de laboratorio.

[ANEXO VI.2] Procedimiento para cambiar de separador en caliente

Supongamos que se está estudiando el separador V-301 (tipo CYCINT) y se finalizó la adquisición de datos del punto de la matriz experimental y se desea alinear el separador V-302 para comenzar con su estudio, en este caso debe seguir el procedimiento descrito a continuación:

1. Apagar la inyección de líquido según la bomba empleada.
2. Abrir la válvula manual (HV-303B) en línea de gas del tope del separador (V-302).
3. Esperar que el controlador de presión garantice que la presión sea la deseada.
4. Manipular simultáneamente las válvulas manuales en la línea de entrada a cada separador: abriendo la (HV-302A) y cerrando (HV-301B).
5. Encender la inyección de líquido nuevamente, observando el comportamiento del controlador de nivel de líquido (LIC-301) y el controlador de presión (PIC-301).
6. Cerrar la válvula manual (HV-301A) ubicada en el tope del separador (V-301). Verificando que se encuentra bien cerrada la válvula manual (HV-301B).

[ANEXO VII] Procedimiento de parada normal del CSGL

1. Reducir al mínimo el flujo de gas, hasta que el porcentaje de salida de la válvula de control llegue a cero.
2. Cerrar todas las válvulas manuales del circuito involucradas en el suministro de Gas, de acuerdo al instrumento y a la válvula de control que se estén utilizando (ver Tabla A.1).

Tabla A.1. Válvulas manuales utilizadas de acuerdo al instrumento y a la válvula de control en uso

Instrumento de medición	Válvulas manuales
Placa de orificio Integral (FT-101)	HV-129 y HV-130
Vortex (FT-102)	HV-128 y HV-131
Válvula de control	Válvulas manuales
FCV-102	HV-132
FCV-103	HV-133
FCV-104	HV-134
FCV-105	HV-135

3. Reducir el flujo de líquido a través de la bomba de líquido, disminuyendo en modo manual.
4. Apagar bomba y desactivar el vareador de frecuencia.
5. Cerrar todas las válvulas de entrada de mezcla bifásica a los separadores: Separador Multiciclón: HV-302B, Separador tipo CYCINT: HV-302A.
6. Cerrar todas las válvulas de suministro de líquido desde la succión ó alimentación hasta el punto de mezcla.
7. Apagar compresores y secadores siguiendo instrucciones establecidas por el fabricante.

8. Proceder a despresurizar la línea de suministro de los compresores de y de proceso a través del venteo respectivo.
9. Verificar y cerrar en forma secuencial, todas las válvulas abiertas en las actividades de arranque, tanto de la línea de inyección de líquido como la de gas.

[ANEXO VIII] Tablas de Resultados

Tabla A.2. Variables intermedias y finales determinadas mediante el Método de Muschelknautz

N° de Prueba	α	ρ_{mez} (Kg/m ³)	Q_{in} (m ³ /s)	C_0	v_{in} (m/s)	$v_{\theta w}$ (m/s)	v_{zw} (m/s)	$v_{\theta cs}$ (m/s)	$v_{\theta m}$ (m/s)	f_{air}	f	Re_{cyc}	Re_x	Re_R	v_{visor} (m/s)	v_{in} (m/s)	v_x (m/s)	ΔP_{body} (Pa)	ΔP_x (Pa)	ΔP_{acc} (Pa)	ΔP_{MM} (Pa)	$\Delta P_{experimental}$ (Pa)	% Desviación
283.8 m3 std/d																							
5989_S2_B_001	0.831	972.1	0.0038	0.974	1.1	0.9	0.3	0.8	0.9	0.019	0.026	115	12351	133	0.8	1.1	1.8	902	13	270	1185	3238	63
5989_S2_B_002	0.831	975.6	0.0039	0.979	1.1	1.0	0.3	0.8	0.9		0.026	115	12298	150	0.9	1.1	1.8	922	13	282	1217	3366	64
5989_S2_B_003	0.832	979.6	0.0040	0.983	1.2	1.0	0.3	0.8	0.9		0.026	116	12437	154	0.9	1.2	1.8	942	13	296	1250	3429	64
5989_S2_B_004	0.832	984.9	0.0042	0.986	1.2	1.0	0.4	0.8	0.9		0.026	117	12535	163	0.9	1.2	1.8	1017	13	332	1362	3499	61
5989_S2_B_005	0.832	990.3	0.0045	0.991	1.3	1.1	0.4	0.8	1.0		0.027	115	12343	175	1.0	1.3	1.8	1085	13	384	1482	4074	64
R5989_S2_B_005	0.832	989.3	0.0045	0.991	1.3	1.1	0.4	0.9	1.0		0.027	117	12549	176	1.0	1.3	1.8	1095	13	388	1496	4181	64
5989_S2_B_006	0.832	993.7	0.0054	0.996	1.6	1.3	0.5	0.9	1.1		0.027	115	12292	211	1.2	1.6	1.8	1269	13	566	1848	7863	76
5989_S2_B_007	0.833	997.5	0.0062	0.997	1.8	1.5	0.5	0.9	1.2		0.027	114	12238	243	1.4	1.8	1.8	1421	13	742	2177	10336	79
5989_S2_B_008	0.833	998.6	0.0072	0.998	2.1	1.8	0.6	0.9	1.3		0.027	110	11754	280	1.6	2.1	1.7	1583	13	1006	2602	13596	81
354.8 m3 std/d																							
5989_S2_B_010	0.831	963.0	0.0046	0.965	1.4	1.1	0.4	1.1	1.1	0.017	0.023	144	15468	185	1.0	1.4	2.2	1354	21	395	1769	3153	44
5989_S2_B_011	0.831	971.8	0.0047	0.970	1.4	1.2	0.4	1.1	1.1		0.024	138	14796	178	1.0	1.4	2.2	1381	20	406	1806	3187	43
5989_S2_B_012	0.831	969.5	0.0047	0.974	1.4	1.2	0.4	1.1	1.1		0.024	143	15391	187	1.0	1.4	2.2	1396	21	416	1833	3091	41
5989_S2_B_013	0.831	974.6	0.0049	0.978	1.4	1.2	0.4	1.1	1.1		0.024	145	15553	191	1.1	1.4	2.2	1454	21	441	1916	3359	43
5989_S2_B_014	0.832	981.9	0.0050	0.982	1.5	1.2	0.4	1.1	1.2		0.024	140	14995	194	1.1	1.5	2.2	1507	20	469	1995	3629	45
5989_S2_B_015	0.832	986.5	0.0051	0.987	1.5	1.3	0.4	1.1	1.2		0.024	136	14599	197	1.1	1.5	2.1	1520	19	494	2033	3927	48
5989_S2_B_016	0.832	989.0	0.0055	0.991	1.6	1.4	0.5	1.1	1.2		0.024	137	14696	215	1.2	1.6	2.1	1661	20	585	2266	5264	57
5989_S2_B_017	0.832	992.3	0.0068	0.995	2.0	1.7	0.6	1.2	1.4		0.024	147	15756	275	1.5	2.0	2.2	2016	22	878	2917	9593	70
5989_S2_B_018	0.833	993.4	0.0077	0.997	2.3	1.9	0.7	1.2	1.5		0.024	141	15127	307	1.7	2.3	2.1	2154	21	1123	3298	12568	74
5989_S2_B_019	0.833	996.4	0.0082	0.997	2.4	2.0	0.7	1.2	1.6		0.024	134	14396	313	1.8	2.4	2.1	2325	21	1272	3617	13826	74

Tabla A.2. Variables intermedias y finales determinadas mediante el Método de Muschelknautz (Continuación)

Nº de Prueba	α	ρ_{mez} (Kg/m ³)	Q_{in} (m ³ /s)	C_0	v_{in} (m/s)	$v_{\theta w}$ (m/s)	$v_{z w}$ (m/s)	$v_{\theta cs}$ (m/s)	$v_{\theta m}$ (m/s)	f_{air}	f	Re_{cyc}	Re_x	Re_R	v_{visor} (m/s)	v_{in} (m/s)	v_x (m/s)	ΔP_{body} (Pa)	ΔP_x (Pa)	ΔP_{acc} (Pa)	ΔP_{MM} (Pa)	ΔP_{exp} (Pa)	% Desviación
445.6 m³ std/d																							
5989_S2_B_021	0.830	955.9	0.0058	0.957	1.7	1.4	0.5	1,7	1,6	0.012	0.017	174	18663	223	1.3	1.7	2.7	2095	36	608	2739	3395	19
5989_S2_B_022	0.831	961.6	0.0058	0.967	1.7	1.4	0.5	1,7	1,6		0.017	179	19239	228	1.3	1.7	2.8	2128	37	628	2793	3466	19
5989_S2_B_023	0.831	965.3	0.0059	0.970	1.7	1.5	0.5	1,7	1,6		0.017	181	19442	231	1.3	1.7	2.8	2168	38	644	2850	3508	19
5989_S2_B_024	0.831	970.4	0.0059	0.975	1.7	1.5	0.5	1,7	1,6		0.017	175	18821	228	1.3	1.7	2.7	2137	36	643	2816	3575	21
5989_S2_B_025	0.831	974.2	0.0060	0.979	1.8	1.5	0.5	1,7	1,6		0.017	176	18905	233	1.3	1.8	2.7	2207	37	675	2919	3770	23
5989_S2_B_026	0.832	979.8	0.0062	0.983	1.8	1.5	0.5	1,7	1,6		0.017	174	18660	240	1.4	1.8	2.7	2299	37	719	3055	4097	25
5989_S2_B_027	0.832	985.5	0.0064	0.987	1.9	1.6	0.5	1,7	1,7		0.017	174	18673	249	1.4	1.9	2.7	2400	37	780	3217	4979	35
5989_S2_B_028	0.832	990.1	0.0069	0.991	2.0	1.7	0.6	1,8	1,8		0.017	173	18543	269	1.5	2.0	2.7	2615	37	913	3565	6764	47
5989_S2_B_029	0.832	994.8	0.0084	0.996	2.5	2.1	0.7	1,9	2,0		0.017	171	18365	327	1.8	2.5	2.7	3173	39	1355	4567	11734	61
5989_S2_B_030	0.832	995.9	0.0092	0.997	2.7	2.3	0.8	2,0	2,1		0.017	170	18216	357	2.0	2.7	2.7	3475	39	1634	5148	14200	64
737.9 m³ std/d																							
5989_S2_B_033	0.830	953.8	0.0095	0.957	2.8	2.4	0.8	3,3	2,8	0.009	0.012	309	33174	381	2.1	2.8	4.7	5435	121	1650	7206	3378	113
5989_S2_B_034	0.829	929.7	0.0093	0.936	2.7	2.3	0.8	3,3	2,8		0.012	304	32605	370	2.0	2.7	4.6	5225	119	1559	6903	3764	83
5989_S2_B_035	0.830	961.9	0.0096	0.965	2.8	2.4	0.8	3,3	2,8		0.012	306	32887	384	2.1	2.8	4.6	5563	120	1706	7389	3544	108
5989_S2_B_036	0.831	966.4	0.0097	0.970	2.9	2.4	0.8	3,3	2,8		0.012	302	32457	384	2.1	2.9	4.6	5661	119	1751	7531	4252	77
5989_S2_B_037	0.831	970.0	0.0098	0.975	2.9	2.4	0.8	3,3	2,8		0.012	301	32268	387	2.2	2.9	4.6	5722	118	1792	7633	4372	75
5989_S2_B_038	0.831	973.5	0.0099	0.978	2.9	2.4	0.8	3,3	2,8		0.012	299	32061	388	2.2	2.9	4.6	5746	117	1822	7685	4968	55
5989_S2_B_039	0.832	979.8	0.0102	0.983	3.0	2.5	0.9	3,4	2,9		0.013	296	31740	395	2.2	3.0	4.6	6059	118	1966	8143	5584	46
5989_S2_B_040	0.832	985.1	0.0107	0.987	3.1	2.6	0.9	3,4	3,0		0.013	297	31849	412	2.3	3.1	4.6	6425	120	2153	8698	6846	27
5989_S2_B_041	0.832	991.7	0.0115	0.991	3.4	2.8	1.0	3,5	3,2		0.013	295	31614	443	2.5	3.4	4.6	7013	122	2507	9642	8637	12
5989_S2_B_042	0.832	994.9	0.0128	0.994	3.8	3.2	1.1	3,7	3,4		0.013	285	30559	485	2.8	3.8	4.6	7938	122	3135	11195	10874	3
5989_S2_B_043	0.832	994.6	0.0128	0.994	3.8	3.2	1.1	3,7	3,4	0.013	294	31521	510	2.8	3.8	4.5	7889	126	3118	11133	15357	28	

Tabla A.2. Variables intermedias y finales determinadas mediante el Método de Muschelknautz (Continuación)

N° de Prueba	α	ρ_{mez} (Kg/m ³)	Q_{in} (m ³ /s)	C_0	v_{in} (m/s)	v_{0w} (m/s)	v_{zw} (m/s)	v_{0cs} (m/s)	v_{0m} (m/s)	f_{air}	f	Re_{cyc}	Re_x	Re_R	v_{visor} (m/s)	v_{in} (m/s)	v_x (m/s)	ΔP_{body} (Pa)	ΔP_x (Pa)	ΔP_{acc} (Pa)	ΔP_{MM} (Pa)	ΔP_{exp} (Pa)	% Desviación
1444.5 m³ std/d																							
5989_S2_B_045	0.825	883.2	0.0174	0.885	5.1	4.4	1.5	5.9	5.1	0.010	0.013	552	59287	679	3.8	5.1	8.6	17931	391	5140	23462	3668	540
5989_S2_B_046	0.828	919.8	0.0176	0.921	5.2	4.4	1.5	5.9	5.1		0.014	550	59052	686	3.9	5.2	8.6	18928	389	5489	24805	4203	490
5989_S2_B_047	0.829	937.2	0.0179	0.939	5.3	4.5	1.5	5.9	5.1		0.014	559	59957	692	3.9	5.3	8.7	19704	398	5766	25868	4964	421
5989_S2_B_048	0.830	955.7	0.0183	0.957	5.4	4.5	1.6	6.0	5.2		0.014	578	62084	743	4.0	5.4	8.6	20657	414	6151	27222	6327	330
5989_S2_B_049	0.831	964.6	0.0186	0.966	5.5	4.6	1.6	6.0	5.3		0.014	564	60536	733	4.1	5.5	8.7	21197	405	6386	27988	7599	268
5989_S2_B_050	0.831	968.5	0.0188	0.970	5.5	4.7	1.6	6.0	5.3		0.014	560	60108	738	4.1	5.5	8.6	21551	403	6547	28501	8374	240
5989_S2_B_051	0.831	973.9	0.0190	0.974	5.6	4.7	1.6	6.1	5.4		0.014	556	59626	747	4.2	5.6	8.6	22050	401	6770	29221	9142	220
5989_S2_B_052	0.831	980.1	0.0192	0.979	5.7	4.8	1.6	6.1	5.4		0.014	537	57627	746	4.2	5.7	8.4	22389	387	6974	29750	10211	191
5989_S2_B_053	0.832	984.9	0.0197	0.983	5.8	4.9	1.7	6.1	5.5		0.014	531	57039	763	4.3	5.8	8.3	23139	385	7367	30891	11827	161
5989_S2_B_054	0.832	989.2	0.0206	0.987	6.0	5.1	1.7	6.2	5.6		0.014	533	57217	795	4.5	6.0	8.4	24335	392	8028	32754	14279	129
5989_S2_B_055	0.832	990.4	0.0211	0.989	6.2	5.2	1.8	6.3	5.7		0.014	532	57094	813	4.6	6.2	8.3	24982	394	8449	33825	16010	111
2003.6 m³ std/d																							
5989_S2_B_056	0.823	846.0	0.0244	0.851	7.2	6.1	2.1	8.4	7.2	0.010	0.013	776	83340	971	5.4	7.2	11.8	34029	775	9681	44485	3934	1031
5989_S2_B_057	0.825	879.8	0.0245	0.885	7.2	6.1	2.1	8.3	7.1		0.013	770	82623	974	5.4	7.2	11.7	35445	763	10163	46371	4468	938
5989_S2_B_058	0.828	914.4	0.0247	0.920	7.3	6.2	2.1	8.3	7.1		0.014	765	82147	979	5.4	7.3	11.7	36991	754	10727	48472	5612	764
5989_S2_B_059	0.829	937.5	0.0250	0.937	7.4	6.2	2.1	8.3	7.2		0.014	774	83057	1015	5.5	7.4	11.6	38555	763	11282	50600	6563	671
R5989_S2_B_059	0.829	940.8	0.0250	0.940	7.3	6.2	2.1	8.3	7.2		0.014	730	78358	956	5.5	7.3	11.6	38547	718	11280	50545	6487	679
5989_S2_B_060	0.830	960.0	0.0254	0.959	7.5	6.3	2.2	8.3	7.2		0.014	725	77767	968	5.6	7.5	11.5	39994	713	11899	52607	8577	513
5989_S2_B_061	0.831	967.5	0.0258	0.967	7.6	6.4	2.2	8.4	7.3		0.014	731	78419	985	5.7	7.6	11.6	41182	725	12398	54305	9682	461
5989_S2_B_062	0.831	970.9	0.0262	0.971	7.7	6.5	2.2	8.4	7.4		0.014	734	78812	998	5.7	7.7	11.7	42022	733	12762	55517	10516	428
5989_S2_B_063	0.831	970.7	0.0265	0.975	7.8	6.6	2.3	8.4	7.4		0.014	767	82309	1051	5.8	7.8	11.7	42494	767	13075	56336	11722	381
5989_S2_B_064	0.831	975.6	0.0269	0.979	7.9	6.7	2.3	8.5	7.5		0.014	756	81176	1063	5.9	7.9	11.6	43341	758	13528	57628	12912	346
5989_S2_B_065	0.832	979.1	0.0276	0.983	8.1	6.8	2.3	8.6	7.6		0.014	753	80774	1089	6.0	8.1	11.5	44722	760	14277	59758	15059	297
5989_S2_B_066	0.832	985.6	0.0279	0.985	8.2	6.9	2.4	8.6	7.7		0.014	734	78810	1087	6.1	8.2	11.4	45639	743	14771	61152	16729	266

Tabla A.2. Variables intermedias y finales determinadas mediante el Método de Muschelknautz (Continuación)

N° de Prueba	α	ρ_{mez} (Kg/m ³)	Q_{in} (m ³ /s)	C_0	v_{in} (m/s)	$v_{\theta w}$ (m/s)	v_{zw} (m/s)	$v_{\theta cs}$ (m/s)	$v_{\theta m}$ (m/s)	f_{air}	f	Re_{cyc}	Re_x	Re_R	v_{visor} (m/s)	v_{in} (m/s)	v_x (m/s)	ΔP_{body} (Pa)	ΔP_x (Pa)	ΔP_{acc} (Pa)	ΔP_{MM} (Pa)	ΔP_{exp} (Pa)	% Desviación
3607.1 m³ std/d																							
5989_S2_B_067	0.815	742.0	0.0431	0.746	12.7	10.9	3.7	15,3	12,9	0.010	0.013	1401	150381	1705	9.5	12.7	21.5	94845	2544	118317	123879	4581	2604
5989_S2_B_068	0.823	850.8	0.0430	0.855	12.6	10.8	3.7	14,7	12,6		0.013	1383	148454	1696	9.4	12.6	21.2	105941	2436	132664	138540	5593	2377
5989_S2_B_069	0.825	882.2	0.0433	0.886	12.7	10.8	3.7	14,7	12,6		0.013	1387	148841	1708	9.5	12.7	21.3	110728	2438	138913	144923	6470	2140
5989_S2_B_070	0.828	917.5	0.0440	0.921	12.9	11.0	3.7	14,7	12,7		0.014	1398	150050	1738	9.7	12.9	21.4	117654	2466	148068	154252	9335	1552
5989_S2_B_071	0.829	938.0	0.0439	0.940	12.9	10.9	3.7	14,6	12,6		0.014	1372	147279	1723	9.6	12.9	21.2	118441	2390	149474	155539	10723	1350
5989_S2_B_072	0.830	956.2	0.0449	0.958	13.2	11.2	3.8	14,7	12,8		0.014	1405	150819	1797	9.8	13.2	21.3	124133	2464	157517	163606	6996	2239
5989_S2_B_072R	0.830	956.5	0.0451	0.958	13.3	11.2	3.8	14,8	12,9		0.014	1425	152929	1822	9.9	13.3	21.4	125637	2514	159421	165590	5642	2835
4810.4 m³ std/d																							
5989_S2_B_076	0.814	732.8	0.0602	0.735	17.7	15.2	5.1	21,4	18,0	0.010	0.013	1928	206903	2345	13.2	17.7	29.9	182548	4895	227562	238330	7238	3193
5989_S2_B_077	0.823	846.2	0.0606	0.848	17.8	15.2	5.2	20,8	17,8		0.013	1926	206733	2359	13.3	17.8	29.9	209631	4791	262319	274009	8949	2962
5989_S2_B_078	0.825	880.9	0.0603	0.882	17.7	15.1	5.1	20,5	17,6		0.013	1903	204250	2342	13.2	17.7	29.7	214909	4669	269411	281130	10088	2687
5989_S2_B_079	0.827	911.6	0.0610	0.916	17.9	15.2	5.2	20,5	17,6		0.014	1976	212054	2454	13.4	17.9	29.7	224844	4838	282954	294813	10964	2589

Tabla A.3. Variables intermedias y finales determinadas mediante el Método de Chen y cols.

Nº de Prueba	S_{in} (Kg/m ³)	ρ_l (Kg/m ³)	Q_{in} (m ³ /s)	v_{in} (m/s)	Re_l	$\tilde{v}_{\theta w}$ (m/s)	f	n	ΔP_{in} (Pa)	ΔP_x (Pa)	ΔP_w (Pa)	ΔP_{CHEN} (Pa)	$\Delta P_{experimental}$ (Pa)	% Desviación
283.8 m3 std/d														
5989_S2_B_001	80.0	998.1	0.0038	1.1	95928	0.4	0.091	0.560	35	0.2	946	981	3238	70
5989_S2_B_002	95.3	996.9	0.0039	1.1	97654	0.4	0.099	0.561	43	0.2	898	941	3366	72
5989_S2_B_003	115.2	997.0	0.0040	1.2	99810	0.3	0.108	0.561	54	0.2	846	900	3429	74
5989_S2_B_004	144.4	998.4	0.0042	1.2	105625	0.3	0.121	0.564	75	0.2	839	914	3499	74
5989_S2_B_005	201.7	999.3	0.0045	1.3	113476	0.3	0.142	0.567	120	0.2	797	917	4074	77
R5989_S2_B_005	201.3	998.4	0.0045	1.3	113927	0.3	0.141	0.567	121	0.2	806	927	4181	78
5989_S2_B_006	337.1	998.1	0.0054	1.6	137320	0.2	0.182	0.575	293	0.3	860	1154	7863	85
5989_S2_B_007	413.7	1000.7	0.0062	1.8	157315	0.2	0.201	0.581	469	0.4	1003	1473	10336	86
5989_S2_B_008	493.6	1000.8	0.0072	2.1	183118	0.2	0.219	0.588	758	0.6	1237	1995	13596	85
354.8 m3 std/d														
5989_S2_B_010	62.9	997.3	0.0046	1.4	116375	0.4	0.081	0.568	41	0.2	1654	1694	3153	46
5989_S2_B_011	69.1	1001.6	0.0047	1.4	117947	0.4	0.085	0.569	45	0.3	1620	1665	3187	48
5989_S2_B_012	81.4	995.2	0.0047	1.4	118885	0.4	0.092	0.569	55	0.3	1525	1579	3091	49
5989_S2_B_013	94.2	996.6	0.0049	1.4	122183	0.4	0.098	0.570	66	0.3	1496	1563	3359	53
5989_S2_B_014	114.3	999.5	0.0050	1.5	125849	0.3	0.108	0.572	84	0.3	1430	1514	3629	58
5989_S2_B_015	148.7	999.5	0.0051	1.5	128968	0.3	0.122	0.573	115	0.3	1290	1405	3927	64
5989_S2_B_016	204.6	997.8	0.0055	1.6	139870	0.3	0.143	0.576	186	0.4	1266	1452	5264	72
5989_S2_B_017	333.3	997.0	0.0068	2.0	170971	0.2	0.181	0.585	451	0.5	1422	1873	9593	80
5989_S2_B_018	420.9	996.5	0.0077	2.3	193111	0.2	0.202	0.590	726	0.7	1578	2304	12568	82
5989_S2_B_019	442.8	999.1	0.0082	2.4	205739	0.2	0.207	0.593	862	0.8	1748	2610	13826	81

Tabla A.3. Variables intermedias y finales determinadas mediante el Método de Chen y cols. (Continuación)

Nº de Prueba	C_{in} (Kg/m ³)	ρ_l (Kg/m ³)	Q_{in} (m ³ /s)	v_{in} (m/s)	Re_l	$\tilde{v}_{\theta w}$ (m/s)	f	n	ΔP_{in} (Pa)	ΔP_x (Pa)	ΔP_w (Pa)	ΔP_{CHEN} (Pa)	$\Delta P_{experimental}$ (Pa)	% Desviación
445.6 m3 std/d														
5989_S2_B_021	49.1	998.7	0.0058	1.7	145167	0.5	0.072	0.578	50	0.4	3051	3101	3395	9
5989_S2_B_022	63.8	994.6	0.0058	1.7	146454	0.4	0.082	0.578	66	0.4	2762	2828	3466	18
5989_S2_B_023	70.9	995.0	0.0059	1.7	148168	0.4	0.086	0.579	74	0.4	2690	2764	3508	21
5989_S2_B_024	82.4	995.5	0.0059	1.7	147729	0.4	0.092	0.579	85	0.4	2470	2556	3575	29
5989_S2_B_025	96.9	995.2	0.0060	1.8	151021	0.4	0.100	0.579	104	0.4	2378	2483	3770	34
5989_S2_B_026	116.8	996.9	0.0062	1.8	155679	0.4	0.109	0.581	133	0.4	2285	2418	4097	41
5989_S2_B_027	148.8	998.5	0.0064	1.9	161866	0.3	0.122	0.583	181	0.5	2153	2335	4979	53
5989_S2_B_028	206.3	998.9	0.0069	2.0	174815	0.3	0.143	0.586	292	0.6	2077	2370	6764	65
5989_S2_B_029	340.7	999.1	0.0084	2.5	212560	0.2	0.183	0.594	709	0.8	2280	2990	11734	75
5989_S2_B_030	393.6	999.3	0.0092	2.7	233303	0.2	0.196	0.599	985	1.0	2531	3517	14200	75
737.9 m³ std/d														
5989_S2_B_033	51.3	996.1	0.0095	2.8	238816	0.5	0.074	0.600	141	1.0	9200	9342	3378	177
5989_S2_B_034	33.7	992.7	0.0093	2.7	234338	0.5	0.061	0.599	92	1.0	10561	10654	3764	183
5989_S2_B_035	62.1	996.6	0.0096	2.8	241949	0.4	0.081	0.600	174	1.1	8653	8828	3544	149
5989_S2_B_036	70.5	996.5	0.0097	2.9	244474	0.4	0.086	0.601	200	1.1	8318	8519	4252	100
5989_S2_B_037	83.4	995.1	0.0098	2.9	246544	0.4	0.093	0.601	240	1.1	7778	8020	4372	83
5989_S2_B_038	95.9	995.0	0.0099	2.9	248104	0.4	0.099	0.601	279	1.1	7313	7593	4968	53
5989_S2_B_039	119.2	996.5	0.0102	3.0	257293	0.4	0.110	0.603	370	1.2	7003	7374	5584	32
5989_S2_B_040	150.0	997.9	0.0107	3.1	268881	0.3	0.123	0.605	505	1.3	6724	7230	6846	6
5989_S2_B_041	208.1	1000.3	0.0115	3.4	289886	0.3	0.144	0.608	807	1.5	6442	7251	8637	16
5989_S2_B_042	286.1	1000.4	0.0128	3.8	323666	0.3	0.168	0.613	1378	1.9	6647	8027	10874	26
5989_S2_B_043	286.8	1000.4	0.0128	3.8	322863	0.3	0.168	0.613	1375	1.9	6598	7975	15357	48

Tabla A.3. Variables intermedias y finales determinadas mediante el Método de Chen y cols. (Continuación)

Nº de Prueba	C_{in} (Kg/m ³)	ρ_l (Kg/m ³)	Q_{in} (m ³ /s)	v_{in} (m/s)	Re_l	$\tilde{v}_{\theta w}$ (m/s)	f	n	ΔP_{in} (Pa)	ΔP_x (Pa)	ΔP_w (Pa)	ΔP_{CHEN} (Pa)	$\Delta P_{experimental}$ (Pa)	% Desviación
1444.5 m³ std/d														
5989_S2_B_045	17.7	997.2	0.0174	5.1	438563	0.7	0.046	0.626	178	3.5	53448	53630	62300	1362
5989_S2_B_046	26.5	998.6	0.0176	5.2	444666	0.6	0.054	0.627	262	3.6	48560	48825	57660	1062
5989_S2_B_047	34.5	997.9	0.0179	5.3	451184	0.6	0.062	0.628	345	3.7	45522	45870	54910	824
5989_S2_B_048	51.4	998.5	0.0183	5.4	461740	0.5	0.074	0.629	525	3.9	40482	41011	50336	548
5989_S2_B_049	62.7	998.6	0.0186	5.5	468318	0.5	0.081	0.629	654	4.0	38030	38689	48184	409
5989_S2_B_050	71.0	998.3	0.0188	5.5	473102	0.4	0.086	0.630	753	4.1	36582	37339	46962	346
5989_S2_B_051	81.5	999.7	0.0190	5.6	480394	0.4	0.092	0.630	885	4.2	35209	36098	45914	295
5989_S2_B_052	95.7	1001.5	0.0192	5.7	486941	0.4	0.099	0.631	1059	4.3	33206	34270	44209	236
5989_S2_B_053	116.8	1002.0	0.0197	5.8	499514	0.4	0.109	0.632	1352	4.5	31397	32753	43008	177
5989_S2_B_054	149.6	1002.1	0.0206	6.0	520337	0.3	0.123	0.634	1870	4.9	29666	31542	42332	121
5989_S2_B_055	171.4	1001.3	0.0211	6.2	533080	0.3	0.131	0.635	2248	5.1	28784	31037	42134	94
2003.6 m³ std/d														
5989_S2_B_056	13.4	994.1	0.0244	7.2	613050	0.7	0.040	0.641	275	6.9	122560	122842	139900	3023
5989_S2_B_057	18.0	993.8	0.0245	7.2	615762	0.7	0.046	0.641	358	7.0	114718	115083	132229	2476
5989_S2_B_058	26.5	994.0	0.0247	7.3	620622	0.6	0.055	0.642	515	7.1	103308	103830	121118	1750
5989_S2_B_059	34.8	1000.6	0.0250	7.4	632738	0.6	0.062	0.643	679	7.3	96964	97650	115377	1388
R5989_S2_B_059	34.5	1001.1	0.0250	7.3	631873	0.6	0.061	0.643	671	7.2	96959	97637	115312	1405
5989_S2_B_060	50.4	1001.2	0.0254	7.5	642501	0.5	0.073	0.643	993	7.5	85741	86741	104765	911
5989_S2_B_061	62.1	1000.7	0.0258	7.6	653004	0.5	0.081	0.644	1254	7.7	80623	81885	100319	746
5989_S2_B_062	70.7	999.9	0.0262	7.7	660809	0.5	0.086	0.644	1458	7.9	77706	79172	97921	653
5989_S2_B_063	83.3	996.0	0.0265	7.8	666264	0.4	0.093	0.645	1752	8.1	72951	74711	93626	537
5989_S2_B_064	97.4	996.9	0.0269	7.9	676658	0.4	0.100	0.646	2099	8.4	69327	71434	90679	453
5989_S2_B_065	118.7	996.2	0.0276	8.1	693385	0.4	0.110	0.647	2678	8.8	65474	68161	87989	353
5989_S2_B_066	132.0	1000.6	0.0279	8.2	706029	0.4	0.116	0.647	3054	9.0	63764	66827	87053	299

Tabla A.3. Variables intermedias y finales determinadas mediante el Método de Chen y cols. (Continuación)

Nº de Prueba	C_{in} (Kg/m ³)	ρ_l (Kg/m ³)	Q_{in} (m ³ /s)	v_{in} (m/s)	Re_l	$\tilde{v}_{\theta W}$ (m/s)	f	n	ΔP_{in} (Pa)	ΔP_x (Pa)	ΔP_w (Pa)	ΔP_{CHEN} (Pa)	$\Delta P_{experimental}$ (Pa)	% Desviación
3607.1 m³ std/d														
5989_S2_B_067	6.9	994.0	0.0431	12.8	1089745	0.8	0.030	0.667	511	21.8	506804	507336	561538	10975
5989_S2_B_068	13.6	994.9	0.0430	12.8	1094939	0.7	0.040	0.667	885	22.0	450932	451839	506203	7979
5989_S2_B_069	17.9	995.0	0.0433	12.9	1105024	0.7	0.046	0.667	1142	22.4	428566	429730	484889	6542
5989_S2_B_070	26.6	996.1	0.0440	13.1	1120023	0.6	0.055	0.668	1673	22.9	389388	391084	447272	4090
5989_S2_B_071	35.2	997.2	0.0439	13.1	1125552	0.6	0.062	0.668	2188	23.1	354201	356413	412672	3224
5989_S2_B_072	52.0	997.5	0.0449	13.3	1140614	0.5	0.074	0.669	3252	23.7	308811	312086	369009	4361
5989_S2_B_072R	52.0	998.4	0.0451	13.3	1140420	0.5	0.074	0.669	3241	23.7	308521	311786	368638	5426
4810.4 m³ std/d														
5989_S2_B_076	6.7	996.7	0.0602	17.0	1455413	0.9	0.030	0.679	889	38.7	973113	974040	1070475	13356
5989_S2_B_077	13.4	997.7	0.0606	17.2	1469971	0.8	0.040	0.680	1565	39.4	876199	877803	975533	9709
5989_S2_B_078	17.7	998.2	0.0603	17.2	1473199	0.7	0.045	0.680	2002	39.5	818249	820290	918035	8032
5989_S2_B_079	26.6	994.8	0.0610	17.4	1483872	0.6	0.055	0.680	2945	40.4	734576	737561	836313	6627

Tabla A.4. Variables intermedias y finales determinadas mediante las ecuaciones desarrolladas para el cálculo de caída de presión en el separador Multiciclón

Nº de Prueba	ρ_l (Kg/m ³)	ρ_g (Kg/m ³)	Q_l (m ³ /d)	Q_g (m ³ /d)	$v_{slvisor}$ (m/s)	$v_{sgvisor}$ (m/s)	v_{Mvisor} (m/s)	$v_{mTapón}$ (m/s)	v_{in} (m/s)	v_x (m/s)	ΔP_{in} (Pa)	$\Delta P_{Interno}$ (Pa)	ΔP_x (Pa)	$\Delta P_{Multiciclón}$ (Pa)	$\Delta P_{experimental}$ (Pa)	% <i>Desviación</i>
283.8 m3 std/d																
5989_S1_B_001	997.2	2.4	27.6	303.7	0.1	0.8	0.8	1.00	1.9	1.8	1267	2470	4	3765	2511	50
5989_S1_B_002	997.0	2.4	33.7	301.4	0.1	0.8	0.8	1.02	1.9	1.8	1293	2482	4	3813	2821	35
5989_S1_B_003	996.9	2.5	41.8	302.8	0.1	0.8	0.9	1.04	2.0	1.8	1364	2492	4	3908	3329	17
5989_S1_B_004	998.4	2.4	55.1	303.1	0.1	0.8	0.9	1.08	2.0	1.8	1471	2508	4	4060	3890	4
R5989_S1_B_005	998.4	2.4	82.8	301.1	0.2	0.8	1.0	1.16	2.2	1.8	1680	2520	4	4354	5706	24
5989_S1_B_006	999.6	2.4	166.0	300.1	0.4	0.8	1.2	1.39	2.6	1.8	2443	2535	4	5464	5737	5
5989_S1_B_007	1000.8	2.4	234.3	299.8	0.6	0.8	1.3	1.59	3.0	1.7	3185	2542	4	6589	14750	55
5989_S1_B_008	1000.8	2.4	326.3	302.2	0.8	0.8	1.6	1.86	3.5	1.6	4373	2545	3	8414	26125	68
354.8 m3 std/d																
R5989_S1_B_010	996.2	2.5	26.6	372.4	0.1	0.9	1.0	1.21	2.3	2.2	1838	2446	6	4312	2747	57
5989_S1_B_011	1001.9	2.4	29.5	369.3	0.1	0.9	1.0	1.21	2.3	2.2	1845	2473	6	4351	2877	51
5989_S1_B_012	994.2	2.5	35.2	372.6	0.1	0.9	1.0	1.24	2.3	2.2	1913	2464	6	4419	3003	47
5989_S1_B_013	997.5	2.5	41.6	371.5	0.1	0.9	1.0	1.25	2.3	2.2	1965	2482	6	4501	3426	31
5989_S1_B_014	998.0	2.4	51.8	380.9	0.1	1.0	1.1	1.31	2.5	2.2	2154	2497	6	4727	4017	18
5989_S1_B_015	997.4	2.5	68.8	374.6	0.2	1.0	1.1	1.34	2.5	2.2	2252	2505	6	4873	5301	8
5989_S1_B_016	997.0	2.4	102.6	370.8	0.2	0.9	1.2	1.43	2.7	2.1	2550	2517	5	5289	7890	33
5989_S1_B_017	998.1	2.4	207.6	374.5	0.5	1.0	1.5	1.74	3.3	2.2	3804	2532	6	7041	22301	68
5989_S1_B_018	1000.6	2.5	290.2	369.0	0.7	0.9	1.6	1.96	3.7	2.0	4850	2542	5	8624	38523	78
5989_S1_B_019	996.5	2.3	331.3	369.3	0.8	0.9	1.7	2.08	3.9	1.9	5438	2533	4	9503	48656	80

Tabla A.4. Variables intermedias y finales determinadas mediante las ecuaciones desarrolladas para el cálculo de caída de presión en el separador Multiciclón (Continuación)

N° de Prueba	ρ_l (Kg/m ³)	ρ_g (Kg/m ³)	Q_l (m ³ /d)	Q_g (m ³ /d)	$v_{slvisor}$ (m/s)	$v_{sgvisor}$ (m/s)	v_{Mvisor} (m/s)	$v_{mTapón}$ (m/s)	v_{in} (m/s)	v_x (m/s)	ΔP_{in} (Pa)	$\Delta P_{Interno}$ (Pa)	ΔP_x (Pa)	$\Delta P_{Multiciclón}$ (Pa)	$\Delta P_{experimental}$ (Pa)	% Desviación
445.6 m³ std/d																
5989_S2_B_021	998.1	2.5	26.7	467.2	0.1	1.2	1.3	1.50	2.8	2.7	2825	2430	9	5288	2868	84
5989_S2_B_022	997.3	2.4	33.7	469.2	0.1	1.2	1.3	1.53	2.9	2.7	2923	2453	9	5419	3232	68
5989_S2_B_023	996.7	2.4	38.0	462.8	0.1	1.2	1.3	1.52	2.8	2.7	2894	2463	9	5407	3488	55
5989_S2_B_024	996.9	2.5	43.6	465.2	0.1	1.2	1.3	1.54	2.9	2.7	2985	2472	9	5518	3932	40
5989_S2_B_025	994.3	2.4	52.4	470.2	0.1	1.2	1.3	1.58	3.0	2.7	3137	2476	9	5692	4424	29
5989_S2_B_026	996.9	2.5	65.6	470.1	0.2	1.2	1.4	1.62	3.0	2.7	3297	2494	9	5902	5411	9
5989_S2_B_027	998.1	2.5	89.1	462.6	0.2	1.2	1.4	1.67	3.1	2.7	3486	2508	9	6174	7060	13
5989_S2_B_028	998.4	2.5	133.5	465.9	0.3	1.2	1.5	1.80	3.4	2.7	4090	2521	9	6955	11991	42
5989_S2_B_029	998.0	2.5	265.3	468.8	0.6	1.2	1.8	2.19	4.1	2.7	6047	2531	9	9642	34454	72
5989_S2_B_030	998.0	2.4	336.0	461.2	0.8	1.2	2.0	2.38	4.5	2.1	7088	2536	5	11194	50857	78
737.9 m³ std/d																
5989_S2_B_033	998.1	2.5	21.7	776.4	0.1	2.0	2.0	2.43	4.6	4.6	7396	2319	27	9758	3128	212
5989_S2_B_034	998.2	2.5	29.2	772.9	0.1	2.0	2.0	2.44	4.6	4.6	7467	2375	26	9894	3771	162
5989_S2_B_035	996.1	2.5	43.6	773.7	0.1	2.0	2.1	2.48	4.7	4.6	7721	2424	26	10223	4981	105
5989_S2_B_036	995.6	2.4	54.5	768.6	0.1	2.0	2.1	2.50	4.7	4.6	7816	2446	25	10362	5630	84
5989_S2_B_037	995.6	2.5	62.5	769.4	0.2	2.0	2.1	2.52	4.7	4.6	7977	2456	26	10554	6154	71
5989_S2_B_038	995.8	2.5	72.6	773.1	0.2	2.0	2.1	2.56	4.8	4.6	8237	2468	26	10851	7416	46
5989_S2_B_039	996.9	2.4	86.2	771.4	0.2	2.0	2.2	2.60	4.9	4.5	8467	2483	25	11135	8433	32
5989_S2_B_040	996.0	2.4	107.0	774.2	0.3	2.0	2.2	2.67	5.0	4.6	8912	2491	25	11659	11050	6
5989_S2_B_041	996.9	2.4	143.7	771.5	0.3	2.0	2.3	2.77	5.2	4.6	9589	2505	25	12498	16205	23
5989_S2_B_042	997.0	2.4	216.8	771.8	0.5	2.0	2.5	2.98	5.6	4.6	11119	2517	26	14414	28249	49
5989_S2_B_043	996.7	2.4	332.0	768.9	0.8	2.0	2.8	3.30	6.2	4.4	13667	2525	23	17748	56325	68

Tabla A.4. Variables intermedias y finales determinadas mediante las ecuaciones desarrolladas para el cálculo de caída de presión en el separador Multiciclón (Continuación)

N° de Prueba	ρ_l (Kg/m ³)	ρ_g (Kg/m ³)	Q_l (m ³ /d)	Q_g (m ³ /d)	$v_{slvisor}$ (m/s)	$v_{sgvisor}$ (m/s)	v_{Mvisor} (m/s)	$v_{mTapón}$ (m/s)	v_{in} (m/s)	v_x (m/s)	ΔP_{in} (Pa)	$\Delta P_{Interno}$ (Pa)	ΔP_x (Pa)	$\Delta P_{Multiciclón}$ (Pa)	$\Delta P_{experimental}$ (Pa)	% <i>Desviación</i>
1444.5 m³ std/d																
5989_S2_B_045	996.5	2.5	28.7	1493.0	0.1	3.8	3.9	4.63	8.7	8.6	26871	2232	93	29222	4992	485
5989_S2_B_046	996.3	2.5	42.5	1501.6	0.1	3.8	3.9	4.70	8.8	8.7	27638	2320	96	30103	6320	376
5989_S2_B_047	996.6	2.5	56.9	1497.8	0.1	3.8	3.9	4.73	8.9	8.7	27998	2373	96	30547	7822	291
5989_S2_B_048	996.2	2.6	84.5	1495.1	0.2	3.8	4.0	4.80	9.0	8.6	28845	2423	95	31519	11672	170
5989_S2_B_049	996.4	2.6	105.9	1497.7	0.3	3.8	4.1	4.87	9.1	8.6	29696	2445	96	32464	14794	119
5989_S2_B_050	996.1	2.5	120.4	1500.9	0.3	3.8	4.1	4.92	9.2	8.6	30318	2459	92	33150	16831	97
5989_S2_B_051	996.7	2.5	141.4	1493.7	0.3	3.8	4.1	4.96	9.3	8.8	30817	2470	96	33752	20848	62
5989_S2_B_052	996.3	2.5	170.7	1493.6	0.4	3.8	4.2	5.04	9.5	8.6	31865	2482	92	34944	26216	33
5989_S2_B_053	995.9	2.5	212.9	1495.5	0.5	3.8	4.3	5.17	9.7	8.6	33489	2493	90	36802	35517	4
5989_S2_B_054	996.3	2.4	282.9	1494.8	0.7	3.8	4.5	5.37	10.1	8.2	36145	2506	82	39906	53651	26
5989_S2_B_055	996.5	2.6	331.7	1495.7	0.8	3.8	4.6	5.51	10.3	4.3	38113	2524	24	42191	68123	38
2003.6 m³ std/d																
5989_S2_B_056	995.0	2.5	30.9	2086.1	0.1	5.3	5.4	6.44	12.1	11.7	51949	2165	170	54313	6273	766
5989_S2_B_057	995.0	2.5	39.4	2082.6	0.1	5.3	5.4	6.46	12.1	11.7	52175	2235	170	54623	7713	608
5989_S2_B_058	996.3	2.4	59.2	2085.2	0.1	5.3	5.4	6.52	12.2	11.7	53308	2334	167	55895	10511	432
5989_S2_B_059	995.7	2.5	79.2	2079.6	0.2	5.3	5.5	6.56	12.3	11.4	53941	2383	161	56625	11911	375
5989_S2_B_060	997.3	2.5	116.7	2082.4	0.3	5.3	5.6	6.68	12.5	11.4	55966	2435	161	58829	19159	207
5989_S2_B_061	995.9	2.5	147.9	2078.9	0.4	5.3	5.6	6.76	12.7	11.4	57226	2453	160	60236	25196	139
5989_S2_B_062	997.9	2.5	170.7	2072.3	0.4	5.3	5.7	6.80	12.8	11.8	58123	2466	172	61266	29523	108
5989_S2_B_063	997.7	2.5	199.4	2092.8	0.5	5.3	5.8	6.95	13.0	11.8	60625	2476	173	63928	36891	73
5989_S2_B_064	997.2	2.5	224.1	2088.1	0.5	5.3	5.8	7.01	13.1	11.7	61590	2483	168	65036	43789	49

Tabla A.5. Valores de caída de presión obtenidos para el separador tipo CYCINT a través de la herramienta de diseño basada en el Modelo de Caldentey-Gómez

N° de Prueba	$\Delta P_{Caldentey}$ (Pa)	$\Delta P_{experimental}$ (Pa)	% Desviación
283.8 m3 std/d			
5989_S2_B_001	3446	3238	6
5989_S2_B_002	3472	3366	3
5989_S2_B_003	3515	3429	3
5989_S2_B_004	3609	3499	3
5989_S2_B_005	3894	4074	4
R5989_S2_B_005	3897	4181	7
5989_S2_B_006	5568	7863	29
5989_S2_B_007	7755	10336	25
5989_S2_B_008	12005	13596	12
354.8 m3 std/d			
5989_S2_B_010	3442	3153	9
5989_S2_B_011	3452	3187	8
5989_S2_B_012	3479	3091	13
5989_S2_B_013	3515	3359	5
5989_S2_B_014	3584	3629	1
5989_S2_B_015	3740	3927	5
5989_S2_B_016	4195	5264	20
5989_S2_B_017	6756	9593	30
5989_S2_B_018	10429	12568	17
5989_S2_B_019	12211	13826	12
445.6 m3 std/d			
5989_S2_B_021	3439	3395	1
5989_S2_B_022	3473	3466	0.2
5989_S2_B_023	3495	3508	0.4
5989_S2_B_024	3531	3575	1
5989_S2_B_025	3594	3770	5
5989_S2_B_026	3706	4097	10
5989_S2_B_027	3952	4979	21
5989_S2_B_028	4684	6764	31
5989_S2_B_029	8871	11734	24
5989_S2_B_030	12351	14200	13

Tabla A.5. Valores de caída de presión obtenidos para el separador tipo CYCINT a través de la herramienta de diseño basada en el Modelo de Caldentey-Gómez
(Continuación)

Nº de Prueba	$\Delta P_{Caldentey}$ (Pa)	$\Delta P_{experimental}$ (Pa)	% Desviación
737.9 m³ std/d			
5989_S2_B_033	3532	3378	5
5989_S2_B_034	3451	3764	8
5989_S2_B_035	3604	3544	2
5989_S2_B_036	3674	4252	14
5989_S2_B_037	3801	4372	13
5989_S2_B_038	3946	4968	21
5989_S2_B_039	4323	5584	23
5989_S2_B_040	5027	6846	27
5989_S2_B_041	7127	8637	17
5989_S2_B_042	12464	10874	15
5989_S2_B_043	12464	15357	19
1444.5 m³ std/d			
5989_S2_B_045	3448	3668	6
5989_S2_B_046	3520	4203	16
5989_S2_B_047	3620	4964	27
5989_S2_B_048	3935	6327	38
5989_S2_B_049	4237	7599	44
5989_S2_B_050	4510	8374	46
5989_S2_B_051	4919	9142	46
5989_S2_B_052	5568	10211	45
5989_S2_B_053	6850	11827	42
5989_S2_B_054	9677	14279	32
5989_S2_B_055	12182	16010	24

Tabla A.5. Valores de caída de presión obtenidos para el separador tipo CYCINT a través de la herramienta de diseño basada en el Modelo de Caldentey-Gómez
(Continuación)

Nº de Prueba	$\Delta P_{Caldentey}$ (Pa)	$\Delta P_{experimental}$ (Pa)	% Desviación
2003.6 m³ std/d			
5989_S2_B_056	3455	3934	12
5989_S2_B_057	3507	4468	22
5989_S2_B_058	3651	5612	35
5989_S2_B_059	3851	6563	41
R5989_S2_B_059	3841	6487	41
5989_S2_B_060	4413	8577	49
5989_S2_B_061	5027	9682	48
5989_S2_B_062	5593	10516	47
5989_S2_B_063	6594	11722	44
5989_S2_B_064	7942	12912	38
5989_S2_B_065	10622	15059	29
5989_S2_B_066	12573	16729	25
3607.1 m³ std/d			
5989_S2_B_067	3445	4581	25
5989_S2_B_068	3601	5593	36
5989_S2_B_069	3767	6470	42
5989_S2_B_070	4268	9335	54
5989_S2_B_071	4973	10723	54
5989_S2_B_072	7047	6996	1
5989_S2_B_072R	7024	5642	24
4810.4 m³ std/d			
5989_S2_B_076	3480	7238	52
5989_S2_B_077	3760	8949	58
5989_S2_B_078	4053	10088	60
5989_S2_B_079	4972	10964	55

[ANEXO IX] Cálculos tipo

- **Cálculo de arrastre de gas (%GCU) en la prueba N° 5959_B_S2_008**

$$\%GCU = \frac{m_{gin} - m_{go}}{m_{gin}} \cdot 100 = \frac{\rho_{g-std} Q_{gin} - Q_{go}}{\rho_{g-std} Q_{gin}} \cdot 100 \quad (\text{Ec.VI.1})$$

$$\%GCU = \frac{300 \cdot 8 \frac{m^3 std}{d} - 295 \cdot 7 \frac{m^3 std}{d}}{300 \cdot 8 \frac{m^3 std}{d}} \cdot 100 = 1.67$$

- **Cálculo de la fracción de gas (%GVF_C) a partir del volumen retenido en el tubo lateral en la prueba N°5989_S2_B_HP_017**

$$\lambda_C = \frac{V_{Ret}}{V_{Ret-100\%l}} \quad (\text{Ec.VI.2})$$

$$\%GVF_C = (1 - \lambda) \cdot 100 = \frac{V_{Ret-100\%l} - V_{Ret}}{V_{Ret-100\%l}} \cdot 100 \quad (\text{Ec.VI.3})$$

$$\%GVF_C = \frac{1016ml - 1004ml}{1016ml} \cdot 100 = 1.2$$

% de Desviación de las mediciones realizadas

$$V_{muerto} = 122.7ml$$

$$V_{Tubo} = 772.2ml$$

$$\%Desviación = \frac{122.7ml}{122.7ml + 772.2ml} \cdot 100 = 13.7$$

- **Cálculo de fracción de gas en la salida de líquido (%GVF_A) determinada a partir del modelo de cálculo de Chien en el sistema dinámico o de bypass, en la Prueba N° 5989_S2_B_HP_017**

$$\Delta P_A = \rho_g \cdot g \cdot GVF_A L_C + \rho_l \cdot g \cdot (1 - GVF_A) \cdot L_C \quad (\text{Ec.VI.4})$$

Debido a que los dispositivos de medición estaban invertidos el cálculo de la fracción de gas se determinará según la siguiente ecuación

$$GVF_A = 1 - \left[\left(\frac{\Delta P_A}{L_C \cdot g} - \rho_l \right) \frac{1}{(\rho_g - \rho_l)} \right] \quad (\text{Ec.VI.5})$$

$$\%GVF_A = \left[1 - \left[\left(\frac{16.07 Pa}{0.381 m \cdot 9.8 \frac{m}{s^2}} - 997 \frac{kg}{m^3} \right) \frac{1}{\left(2.47 \frac{kg}{m^3} - 997 \frac{kg}{m^3} \right)} \right] \right] \cdot 100 = 0.118$$

- **Prueba 100% gas**

$$GVF_A = 1 - \left[\left(\frac{\Delta P_A}{L \cdot g} - \rho_l \right) \frac{1}{(\rho_g - \rho_l)} \right] = 1 - \left[\left(\frac{32201 Pa}{0.381 m \cdot 9.8 \frac{m}{s^2}} - 1000 \frac{kg}{m^3} \right) \frac{1}{\left(2.47 \frac{kg}{m^3} - 1000 \frac{kg}{m^3} \right)} \right] = 0.865$$

$$\%GVF_A = \alpha_{A1} \cdot 100 = 86.5$$

- **Prueba 100% líquido**

$$\alpha_A = 1 - \left[\left(\frac{\Delta P_A}{L \cdot g} - \rho_l \right) \frac{1}{(\rho_g - \rho_l)} \right] = 1 - \left[\left(\frac{41.5 Pa}{0.381 m \cdot 9.8 \frac{m}{s^2}} - 1000 \frac{kg}{m^3} \right) \frac{1}{2.47 \frac{kg}{m^3} - 1000 \frac{kg}{m^3}} \right] = 0.0087$$

$$\%GVF_A = 0.0087 \cdot 100 = 0.874$$

- **Cálculo de la velocidad tangencial para la prueba N° 5989_B_S2_001**

$$v_{\theta} = v_{visor} * \frac{A_{visor}}{A_{in}} * \cos(\varphi) \quad (\text{Ec.VI.6})$$

$$Rad = 9^{\circ} \frac{\pi}{180^{\circ}} = 0.157$$

$$v_{\theta} = 0.8 \frac{m}{s} * \left(\frac{0.0046 \text{ m}^2}{0.0032 \text{ m}^2} \right) * \cos(0.157) = 1.1 \frac{m}{s}$$

- **Cálculo de la aceleración Centrífuga en la entrada del separador tipo CYCINT para la prueba N° 5989_B_S2_001**

$$a_c = \frac{(v_{\theta})^2}{R} \times \cos \varphi \quad (\text{Ec.VI.7})$$

$$a_c = \frac{\left(1.1 \frac{m}{s}\right)^2}{0.075 \text{ m}} \cos(0.157) = 16.1 \frac{m}{s^2}$$

- **Cálculo de Número de Froude en la entrada del separador tipo CYCINT para la prueba N° 5989_B_S2_001**

$$F_r = \frac{a_c}{g} \quad (\text{Ec.VI.8})$$

$$F_r = \frac{a_c}{g} = \frac{16.1 \frac{m}{s^2}}{9.8 \frac{m}{s^2}} = 1.6$$

- **Cálculo de la velocidad tangencial en la entrada de uno de los dispositivos cilíndricos del separador Multiciclón, para la prueba N° 5989_B_S1_001**

$$v_\theta = \frac{v_{tubo}}{6} \cdot \frac{A_{tubo}}{A_m} \cos(\varphi) \quad (\text{Ec.VI.9})$$

$$v_\theta = \frac{1}{6} 1.9 \frac{m}{s} \cdot \left(\frac{0.002 \text{ m}^2}{0.00015 \text{ m}^2} \right) \cos(0) = 4.2 \frac{m}{s}$$

- **Cálculo de la aceleración centrífuga en la entrada de uno de los dispositivos cilíndricos del separador Multiciclón, para la prueba N° 5989_B_S1_001**

$$a_c = \frac{(v_\theta)^2}{R} \times \cos \varphi = \frac{\left(4.2 \frac{m}{s} \right)^2}{0.0204 \text{ m}} \cos(0) = 848.3 \frac{m}{s^2}$$

- **Cálculo de Número de Froude en la entrada de uno de los dispositivos cilíndricos del separador Multiciclón, para la prueba N° 5989_B_S1_001**

$$F_r = \frac{a_c}{g} = \frac{848.3 \frac{m}{s^2}}{9.8 \frac{m}{s^2}} = 86.6$$

- **Determinación de la caída de presión en el separador Tipo CYCINT según el Método de Muschelknautz (MM) para la prueba N° 5989_B_S2_001**

Cálculo del coeficiente de constricción

El coeficiente de constricción en la entrada α , para un de tipo ranura o geometría en la entrada lateral convencional (rectangular), se calcula de acuerdo a la siguiente fórmula empírica:

α = Coeficiente de constricción

$$\alpha = \frac{1}{\xi} \left[1 - \sqrt{1 + 4 \left[\left(\frac{\xi}{2} \right)^2 - \left(\frac{\xi}{2} \right) \right]} \cdot \sqrt{1 - \frac{(1 - \xi^2) \cdot (2\xi - \xi^2)}{1 - C_0}} \right] \quad (\text{Ec.VI.10})$$

Donde:

$$\xi = \frac{b}{R} \quad (\text{adimensional})$$

C_0 = Relación entre la masa de sólidos y el gas que ingresan al separador

b = Ancho de la entrada lateral del ciclón (m)

D = Diámetro del ciclón (m)

R = Radio del cuerpo del ciclón $D/2$ (m)

Debido a que la entrada lateral del separador tipo CYCINT no es de forma convencional (rectangular), el cálculo del término $\xi = \frac{b}{R}$ se realizó de acuerdo con la siguiente ecuación:

$$\xi = \frac{D_{eq}}{R} \quad (\text{Ec.VI.11})$$

Densidad del gas en condiciones estándar (25° C y 1 atm)

$$\rho_{gsta} = \frac{(P_{man} + P_{atm})PM_{aire}}{ZRT} \quad (\text{Ec. VI.12})$$

$$\rho_{gsta} = \frac{(P_{man} + P_{atm})PM_{aire}}{ZRT} = \frac{(15.27 \text{ psig} + 14.7 \text{ psi}) \cdot 29 \frac{\text{gr}}{\text{mol}}}{0.9994 \cdot 0.082 \frac{\text{atm} \cdot \text{l}}{\text{mol} \cdot \text{K}} (18.54^\circ \text{C} + 273)} \frac{1 \text{ atm}}{14.7 \text{ psia}} = 2.47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$C_0 = \frac{M_{lin}}{M_{mez-in}} = \frac{Q_{lin}\rho_l}{(Q_{gin}\rho_g + Q_{lin}\rho_l)} \quad (\text{Ec. VI.13})$$

$$C_0 = \frac{27.8 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} 0.998 \frac{\text{Kg}}{\text{l}} 1000 \frac{\text{l}}{\text{m}^3}}{\left(300.9 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} 2.47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + 27.8 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} 0.998 \frac{\text{Kg}}{\text{l}} 1000 \frac{\text{l}}{\text{m}^3} \right)} = 0.97$$

Donde:

D_{eq} = Diámetro equivalente correspondiente a la entrada del separador

C_0 = Relación másica entre la fase más pesada (líquida) y la mezcla alimentada

De igual forma, motivado a que la entrada del separador está representada por un sector circular, ésta área permitió determinar el diámetro equivalente D_{eq} correspondiente al área lateral de entrada, el cual se utilizó para realizar el cálculo de ξ y posteriormente en el cálculo del coeficiente de constricción.

$$A_{in} = \pi \frac{d_{eq}^2}{4} = 0.0034 \text{ m}^2$$

$$D_{eq} = \sqrt{\frac{4A_{in}}{\pi}} \quad (\text{Ec.VI.14})$$

$$D_{eq} = \sqrt{\frac{4A_{in}}{\pi}} = 0.0658 m$$

$$\xi = \frac{d_{eq}}{R} = \frac{0.0658 m}{0.075 m} = 0.877$$

$$\alpha = \frac{1}{0.877} \left[1 - \sqrt{1 + 4 \left[\left(\frac{0.877}{2} \right)^2 - \left(\frac{0.877}{2} \right) \right]} \cdot \sqrt{1 - \frac{(1 - 0.877^2) \cdot (2 \cdot 0.877 - 0.877^2)}{1 - 0.974}} \right] = 0.831$$

Para calcular b se construyó un triángulo isósceles de base a , y lados de longitud c , el cual corresponde al valor del radio del visor o tubo de entrada al separador según, la Figura 9. El área correspondiente a este sector circular (A_{SC}) comprendido por el triángulo y el área truncada se determinó según las siguientes ecuaciones:

$$A_{SC} = \frac{ac}{2} \quad (\text{Ec.VI.15})$$

$$A_T = \frac{af}{2} \quad (\text{Ec.VI.16})$$

$$A_{SC} - A_T = A_c - A_{in} \quad (\text{Ec.VI.17})$$

$$A_{SC} - A_T = A_c - A_{in} = 0.0046 - 0.0034 = 0.00116 m$$

Posteriormente, a través de un sistema de ecuaciones se determinó el valor de a que se mantuvo constante, para así determinar el valor aproximado de b

$$\frac{a \cdot 0,0381m}{2} - af = 0.00116m \quad (\text{Ec.VI.18})$$

$$c^2 = \frac{a^2}{4} + f^2 = (0.0381m)^2 \quad (\text{Ec.VI.19})$$

2 ecuaciones con 2 incógnitas,
resolviendo el sistema de ecuaciones
se tiene que:
 $a=0.076m$
 $f=0.0037m$

Según el valor de a obtenido, se despejó b , todo esto a partir de la expresión que define el área de entrada al separador.

$$A_{in} = 0.0034m^2 = 0.076m \cdot b \Rightarrow b = \frac{0.0034m^2}{0.076m} = 0.045m$$

Cálculo de las velocidades

Conociendo α , la velocidad media del gas en la entrada v_{in} , R_{in} y R se procedió a calcular la velocidad tangencial de pared justo después de la entrada lateral $v_{\theta W}$ aplicando las ecuaciones señaladas a continuación:

$$R_{in} = R - \frac{b}{2} \quad (\text{Ec.VI.20})$$

$$R_{in} = R - \frac{b}{2} = 0.075m - \frac{0.045m}{2} = 0.0526m$$

$$v_{in} = \frac{Q}{A_{in}} = \frac{Q}{ab} = \frac{Q}{\frac{d_{eq}^2}{4} \pi} \quad (\text{Ec.VI.21})$$

$$v_{in} = \frac{27.8 \frac{m^3}{d} + 300.9 \frac{m^3}{d}}{\frac{(0.0658m)^2}{4} \pi} \frac{1d}{24h} \frac{1h}{3600s} = 1.12 \frac{m}{s}$$

$$v_{\theta W} = \frac{v_{in} R_{in}}{\alpha R} \quad (\text{Ec. VI.22})$$

$$v_{\theta W} = \frac{v_{in} R_{in}}{\alpha R} = \frac{1.1 \frac{m}{s} \cdot 0.0526m}{0.831 \cdot 0.075m} = 0.944 \frac{m}{s}$$

Donde:

v_{in} = Velocidad media del gas en la entrada (m/s)

Q = Caudal volumétrico en la entrada del separador (m³/s)

De igual forma se calculó la media geométrica del radio (R_m), utilizando el radio del “vortex finder” o dispositivo para la salida de gas (R_x)

$$R_m = \sqrt{R_x R} \quad (\text{Ec. VI.23})$$

$$R_m = \sqrt{0.025m \cdot 0.075m} = 0.043m$$

Donde:

v_{ZW} = Velocidad axial de pared (m/s)

$$v_{ZW} = \frac{0,999Q}{\pi(R^2 - R_m^2)} \quad (\text{Ec. VI.24})$$

$$v_{ZW} = \frac{0.999 \left(27.8 \frac{m}{d} + 300.9 \frac{m}{d} \right)}{\pi \left[(0.075m)^2 - (0.043m)^2 \right]} \frac{1d}{24h} \frac{1h}{3600s} = 0.289 \frac{m}{s}$$

Número de Reynolds en el cuerpo del ciclón

El factor de fricción es función del número de Reynolds en el cuerpo del separador y la rugosidad relativa de las paredes. Muschelknautz y Trefz definen el número de Reynolds en un ciclón como:

$$Re_R = \frac{R_{in} R_m v_{ZW} \rho_g}{H \mu_g} \quad (\text{Ec.VI.25})$$

$$Re_R = \frac{0.0526m \cdot 0.043m \cdot 0.289 \frac{m}{s} \cdot 2.47 \frac{kg}{m^3}}{0.684m \cdot 1.8 \times 10^{-5} \frac{kg}{ms}} = 132.8$$

$$A_R = \pi \left[R^2 - R_x^2 + 2R(H) + (R + R_d) \sqrt{H_{con}^2 + (R - R_d)^2} \right] \quad (\text{Ec.VI.26})$$

$$A_R = \pi \left[0.075^2 - 0.025^2 + 2 \cdot 0.075(0.684m) + (0.075m + 0.04m) \sqrt{(0.241m)^2 + (0.075m - 0.04m)^2} \right]$$

$$A_R = 0.405m^2$$

$$v_{\theta CS} = v_{\theta W} \cdot \left(\frac{R}{R_x} \right) \cdot \left[1 + \frac{f \cdot A_R \cdot v_{\theta W} \sqrt{\frac{R}{R_x}}}{2Q} \right] \quad (\text{Ec.VI.27})$$

$$v_{\theta CS} = 0.944 \frac{m}{s} \cdot \left(\frac{0.075m}{0.025m} \right) \cdot \left[\frac{0.026 \cdot 0.405m^2 \cdot 0.944 \frac{m}{s} \sqrt{\frac{0.075m}{0.025m}}}{1 + \frac{2 \cdot 0.0038 \frac{m}{s}}{s}} \right] = 0.8 \frac{m}{s}$$

$$v_{\theta m} = \sqrt{v_{\theta W} \cdot v_{\theta CS}} \quad (\text{Ec.VI.28})$$

$$v_{\theta m} = \sqrt{0.944 \frac{m}{s} \cdot 0.8 \frac{m}{s}} = 0.872 \frac{m}{s}$$

Donde:

ρ_g = Densidad del gas (kg/m^3)

μ_g = Viscosidad del gas (Pa.s)

$v_{\theta m}$ = Velocidad media geométrica de rotación (m/s)

$v_{\theta CS}$ = Velocidad interna de giro fase menos densa (m/s)

A_R = Área total interna del ciclón que contribuye al dragado del líquido (m^2)

H = Altura del separador (m)

R_x = Radio del tubo de salida de gas del separador (m)

El valor Re_R se utilizó para determinar el factor de fricción de la fase gaseosa f_{air} , en conjunto con el grafico mostrado en la Figura II.2.

De acuerdo con el valor de Reynolds obtenido, gráficamente se observó que $f_{air}=0.019$.

Por lo tanto, se utilizó la siguiente expresión para determinar el factor de fricción de la mezcla (f):

$$f = f_{air} \cdot (1 + 0,4C_0^{1,4}) \quad (\text{Ec.VI.29})$$

$$f = 0.019 \cdot (1 + 0.4 \cdot 0.974^{1.4}) = 0.026$$

Sin embargo, es importante acotar que para valores $Re_{cyc} > 400$, el valor de f_{air} , tiende a ser constante, dependiendo solo de la rugosidad relativa de la pared k_w/D . En este caso para $Re_{cyc} > 400$, se utilizó el valor de $f_{air} = 0.01$.

$$Re_x = \frac{D_x \cdot v_x \cdot \rho_g}{\mu_g} \quad (\text{Ec.VI.30})$$

$$Re_x = \frac{0.05m \cdot 1,78 \frac{m}{s} \cdot 2.47 \frac{Kg}{m^3}}{1.8 \times 10^{-5}} = 12351$$

$$Re_{cyc} = \frac{Re_x}{4 \frac{H}{D_x} \left(\frac{D}{D_x} - 1 \right)} \quad (\text{Ec.VI.31})$$

$$Re_{cyc} = \frac{12351}{4 \frac{0.684m}{0.025m} \left(\frac{0.150m}{0.05m} - 1 \right)} = 115.1$$

Cálculo de la Caída de presión total

El cálculo de la caída de presión se realiza a través de la sumatoria entre la caída de presión en el cuerpo del ciclón (ΔP_{body}) ocasionadas por las pérdidas ocasionadas a partir del roce con la paredes, en la salida de gas y vórtice interno (ΔP_x), y las pérdidas ocasionadas debido a la aceleración que adquiera la mezcla en el dispositivo de alimentación del ciclón (ΔP_{acc}). Las ecuaciones involucradas para realizar el cálculo de la caída de presión son las siguientes:

$$\Delta P_{MM} = \Delta P_{body} + \Delta P_x + \Delta P_{acc} \quad (\text{Ec.VI.32})$$

$$\rho_{mez} = \rho_l \cdot C_0 + \rho_g \cdot (1 - C_0) \quad (\text{Ec. VI.33})$$

$$\rho_{mez} = 998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 0.974 + 2.47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} (1 - 0.974) = 972.1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\Delta P_{body} = \frac{f A_R \rho_{mez} (v_{\theta W} v_{\theta CS})^{1.5}}{2 \cdot 0.99 Q_{mez}} \quad (\text{Ec. VI.34})$$

$$\Delta P_{body} = \frac{0.026 \cdot 0.405 \text{m}^2 \cdot 972.1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \left(0.944 \frac{\text{m}}{\text{s}} \cdot 0.8 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^{1.5}}{2 \cdot 0.99 \cdot 0.0038 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 902.3 \text{Pa}$$

$$\Delta P_x = \left[2 + \left(\frac{v_{\theta CS}}{v_x} \right)^2 + 3 \left(\frac{v_{\theta CS}}{v_x} \right)^{\frac{4}{3}} \right] \frac{1}{2} \cdot \rho_g \cdot v_x^2 \quad (\text{Ec. VI.35})$$

$$\Delta P_x = \left[2 + \left(\frac{0.8 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{1.785 \frac{\text{m}}{\text{s}}} \right)^2 + 3 \left(\frac{0.8 \frac{\text{m}}{\text{s}}}{1.785 \frac{\text{m}}{\text{s}}} \right)^{\frac{4}{3}} \right] \frac{1}{2} \cdot 2.47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot \left(1.785 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2 = 12.1 \text{Pa}$$

$$v_{visor} = \frac{Q_{mez}}{A_{visor}} \quad (\text{Ec. VI.36})$$

$$v_{visor} = \frac{0.0038 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{0.0046 \text{m}^2} = 0.834 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\Delta P_{acc} = \frac{\rho_{mez} (v_{in}^2 - v_{visor}^2)}{2} \quad (\text{Ec. VI.37})$$

$$\Delta P_{acc} = \left(972.1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \frac{\left(1.12 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2 - \left(0.834 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2} = 270.2 \text{Pa}$$

$$\Delta P_{MM} = \Delta P_{body} + \Delta P_x + \Delta P_{acc} \quad (\text{Ec.VI.38})$$

$$\Delta P_{MM} = \Delta P_{body} + \Delta P_x + \Delta P_{acc} = 902.3Pa + 12.8Pa + 270.2Pa = 1185Pa$$

$$\%Desviación = \left| \frac{\Delta P_{MM} - \Delta P_{experimental}}{\Delta P_{experimental}} \right| \cdot 100 \quad (\text{Ec.VI.39})$$

$$\%Desviación = \left| \frac{1194Pa - 3238Pa}{3238Pa} \right| \cdot 100 = 63$$

- **Determinación de la caída de presión en el separador Tipo CYCINT según Chen y Shi para la prueba N° 5989_B_S2_001**

El presente método analiza la definición y composición de la caída de presión en la entrada tangencial y flujo reverso de gas. Este modelo puede considerarse exacto para la predicción de caída de presión en ciclones operando con fases gas-sólido a temperatura normal y alta.

Caída de presión total en el ciclón

La caída de presión a través de este método consiste de pérdidas locales y de fricción. Las pérdidas locales incluyen una expansión en la entrada del ciclón (ΔP_{in}) y la contracción en el tubo de salida (ΔP_x). La pérdidas por fricción incluyen el efecto del los remolinos o “swirling” con las paredes del ciclón (ΔP_w)

$$\Delta P_{CHEN} = \Delta P_{in} + \Delta P_x + \Delta P_w \quad (\text{Ec.VI.40})$$

Cálculo de la caída de presión debido a la expansión en la entrada del ciclón

El flujo de gas se expandirá radial y axialmente después de ingresar al ciclón, por lo tanto se producen pérdidas debido a esta expansión. Como resultado de las pérdidas por expansión en la entrada lateral del ciclón se obtiene lo siguiente:

$$\Delta P_{in} = \left(1 - k \frac{b}{R}\right)^2 \cdot \frac{(\rho_g + C_{in}) \cdot v_{in}^2}{2} \quad (\text{Ec.VI.41})$$

Donde k es un coeficiente de corrección, empleado para considerar la contribución de la expansión axial. K generalmente representa un valor menor a la unidad, y un valor utilizado con frecuencia es 0.3.

$$C_{in} = \frac{\dot{M}_{lin}}{Q_{in}} \quad (\text{Ec.VI.42})$$

$$C_{in} = \frac{1096.1 \frac{\text{kg}}{\text{h}}}{0.0038 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \cdot \frac{3600\text{s}}{1\text{h}}} = 80.02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$\Delta P_{in} = \left(1 - 0.3 \frac{0.045\text{m}}{0.075\text{m}}\right)^2 \cdot \frac{\left(2.47 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + 80.02 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}\right) \left(1.12 \frac{\text{m}}{\text{s}}\right)^2}{2} = 34.8\text{Pa}$$

Pérdidas por contracción en la entrada del tubo de salida del ciclón

$$\Delta P_x = 4.5 \cdot \frac{(1 - 3 \cdot \tilde{d}^2)}{K^2} \cdot \frac{\rho_g \cdot v_{in}^2}{2} \quad (\text{Ec.VI.43})$$

$$\tilde{d} = \frac{D_x}{D} \quad (\text{Ec.VI.44})$$

$$\tilde{d} = \frac{D_x}{D} = \frac{0.05m}{0.150m} = 0.336$$

$$K = \frac{\pi \cdot D^2}{4 \cdot a \cdot b} \quad (\text{Ec.VI.45})$$

$$K = \frac{\pi(0.150m)^2}{4(0.076m \cdot 0.045m)} = 5.2$$

$$\Delta P_x = 4.5 \cdot \frac{(1 - 3 \cdot (0.336m)^2)}{5.2^2} \cdot \frac{2.47 \frac{kg}{m^3} \cdot \left(1.1 \frac{m}{s}\right)^2}{2} = 0.17 Pa$$

Donde

D_x =diámetro del tubo de salida de gas (m)

D = diámetro de la parte cilíndrica del separador (m)

K = representa una relación entre el área transversal del separador y el área transversal de la boquilla de entrada (adimensional)

Pérdidas por fricción en el cuerpo del ciclón

Según Chen y Shi, el efecto de la viscosidad del fluido y la fricción con las paredes del ciclón, el flujo tangencial es una combinación de vórtice cuasi-libre y vórtice cuasi-forzado; debido a esto ellos establecieron la siguiente relación para determinar las pérdidas por fricción en el cuerpo del ciclón:

$$\Delta P_w = 1.11 \cdot f \cdot K \cdot \tilde{F} \cdot (\tilde{v}'_{ow})^3 \cdot \tilde{d}^{-1.5n} \cdot \frac{\rho_l \cdot v_{in}^2}{2} \quad (\text{Ec.VI.46})$$

$$n = 1 - \exp \left[-0.26 \text{Re}_l^{0.12} \left(1 + \left| \frac{S-a}{b} \right| \right)^{-0.5} \right] \quad (\text{Ec.VI.47})$$

$$n = 1 - \exp \left[-0.26 \cdot 95928^{0.12} \left(1 + \left| \frac{0.05m - 0.076m}{0.045m} \right| \right)^{-0.5} \right] = 0.560$$

$$\tilde{F} = \frac{4 \cdot F}{\pi \cdot D^2} = (1 - \tilde{d}^2) + 4\tilde{d}\tilde{S} + 4\tilde{H}_{cili} + (1 + \tilde{d}_d) \sqrt{4\tilde{H}_{con}^2 + (1 - \tilde{d}_d)^2} + 4\tilde{D}_b \tilde{H}_b \quad (\text{Ec.VI.48})$$

$$\tilde{H}_{cil} = \frac{H_{cil}}{D} \quad (\text{Ec.VI.49})$$

$$\tilde{H}_{cil} = \frac{0.443m}{0.150m} = 2.96$$

$$\tilde{H}_{con} = \frac{H_{con}}{D} \quad (\text{Ec.VI.50})$$

$$\tilde{H}_{con} = \frac{0.241m}{0.150m} = 1.61$$

$$\tilde{F} = (1 - 0.336^2) + 4 \cdot 0.336 \cdot 0.33 + 4 \cdot (2.95) + (1 + 0.53) \sqrt{4 \cdot (1.6)^2 + (1 - 0.53)^2} + 4 \cdot 0.53 \cdot 0.8 = 19.8$$

$$f = 0.005 \cdot \left(1 + 3 \sqrt{\frac{C_{in}}{\rho_g}} \right) \quad (\text{Ec.VI.51})$$

$$f = 0.005 \cdot \left(1 + 3 \sqrt{\frac{80.04 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{2.43 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}} \right) = 0.091$$

$$\tilde{v}_{\theta W} = \frac{v_{\theta W}}{v_{in}} = \frac{1.11 K^{-0.21} \tilde{d}^{0.16} \text{Re}_l^{0.06}}{1 + f \cdot \tilde{F} \sqrt{K \tilde{d}}} \quad (\text{Ec.VI.52})$$

$$\tilde{v}_{\theta W} = \frac{1.11 \cdot 5.2^{-0.21} \cdot 0.336^{0.16} \cdot 95928^{0.06}}{1 + 0.091 \cdot 19.8 \cdot \sqrt{5.2 \cdot 0.336}} = 0.39 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$\Delta P_W = 1.11 \cdot 0.091 \cdot 5.2 \cdot 19.8 \cdot \left(0.39 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^3 \cdot 0.336^{-1.5 \cdot 0.476} \cdot \frac{998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot \left(1.12 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2} = 946 \text{Pa}$$

$$\Delta P_{CHEN} = \Delta P_{in} + \Delta P_x + \Delta P_W = 34.8 \text{Pa} + 0.17 \text{Pa} + 946 \text{Pa} = 981 \text{Pa}$$

$$\% \text{Desviación} = \left| \frac{\Delta P_{CHEN} - \Delta P_{\text{experimental}}}{\Delta P_{\text{experimental}}} \right| \cdot 100 \quad (\text{Ec.VI.53})$$

$$\% \text{Desviación} = \left| \frac{981 \text{Pa} - 3238 \text{Pa}}{3238 \text{Pa}} \right| \cdot 100 = 70$$

▪ **Determinación de la caída de presión en el separador Multiciclón para la prueba N° 5989_B_S1_001**

Debido a que en la bibliografía especializada no se encontró un modelo que permitiera predecir la caída de presión en separadores con ciclones múltiples, se planteó un conjunto de ecuaciones que permitieran representar la pérdida de carga en cada zona del separador por separado y posteriormente realizar una sumatoria para obtener la caída de presión total en el separador.

$$\Delta P_{Multiciclón} = \Delta P_{Interno} + \Delta P_{in} + \Delta P_{visor} + \Delta P_x \quad (\text{Ec.VI.54})$$

Caída de presión en el visor de entrada

Para realizar este cálculo se determinó el número de Reynolds en la zona del visor para posteriormente calcular el factor de fricción según el régimen obtenido (laminar o turbulento).

$$v_{l_{visor}} = \frac{Q_{l_{visor}}}{A_{visor}} \quad (\text{Ec.VI.55})$$

$$v_{l_{visor}} = \frac{0.000304 \frac{m^3}{s}}{0.0045 m^2} = 0.066 \frac{m}{s}$$

$$Re_{visor} = \frac{\rho_l \cdot v_{l_{visor}} \cdot D_{visor}}{\mu_l} \quad (\text{Ec.VI.56})$$

$$Re_{visor} = \frac{998 \frac{kg}{m^3} \cdot 0.066 \frac{m}{s} \cdot 0.0762m}{1 \times 10^{-3} \frac{kg}{ms}} = 5053$$

Adicionalmente, para calcular el factor de fricción se utilizó la correlación de Hall, utilizada por Caldentey y Gómez en sus modelos. Con la diferencia que en esta oportunidad el Reynolds que se utilizará en la ecuación será el Re_{visor} .

$$f_l = 0,0055 \left\{ 1 + \left[2 \times 10^4 \left(\frac{k_w}{D_{visor}} + \frac{10^6}{Re_{visor}} \right) \right]^{1/3} \right\} \quad (\text{Ec.VI.57})$$

$$f_l = 0,0055 \left\{ 1 + \left[2 \times 10^4 \left(\frac{10^6}{5053} \right) \right]^{1/3} \right\} = 0.875$$

En este caso se consideró la rugosidad $k_w=0$ debido a que el material de construcción del separador es Plexiglás.

El término ΔP_{visor} , que corresponde a la energía perdida por el sistema debido a la fricción del fluido en movimiento, se expresó a través de la Ecuación de Darcy:

$$\Delta P_{visor} = f \cdot \frac{L_{visor}}{D_{visor}} \cdot \frac{v_{l,visor}^2}{2 \cdot g} (\rho_l g) \quad (\text{Ec.VI.58})$$

$$\Delta P_{visor} = 0.875 \cdot \frac{0.95m}{0.0762m} \frac{\left(0.066 \frac{m}{s}\right)^2}{2 \cdot 9.8 \frac{m}{s^2}} \left(998 \frac{kg}{m^3} \cdot 9.8 \frac{m}{s^2}\right) = 24.2 Pa$$

Donde:

ΔP_{visor} = Energía perdida debido a la fricción en la zona del visor (Pa)

$(L/D)_{visor}$ = Razón Longitud/Diámetro del visor (m)

f = Factor de fricción (adimensional)

Caída de presión en la contracción de la zona de alimentación del separador

Una vez calculado las pérdidas en el visor se procedió a determinar las pérdidas debido al cambio de sección transversal entre el visor y el área de entrada del separador. Esta pérdida esta relacionada con la aceleración que adquiere la mezcla justo en la zona de alimentación debido a la contracción brusca que se produce en la entrada del separador.

$$\Delta P_{in} = \frac{1}{2} \rho_l (v_{in}^2 - v_{mTapón}^2) \quad (\text{Ec.VI.59})$$

Debido a que el patrón de flujo predominante en la zona de entrada del separador es el flujo tapón, se cálculo la velocidad del tapón en la entrada de acuerdo con las correlaciones de Scott y Kouba, relacionadas con la caracterización de flujo tapón. En lo que respecta a la velocidad del tapón existen dos velocidades interfaciales, el frente del tapón y el frente de la burbuja. La velocidad traslacional del frente de burbuja v_{TB} se estima mediante la siguiente ecuación (Nicholson, 1978):

$$v_{TB} = 1.2v_p + v_D \quad (\text{Ec.VI.60})$$

El término $1.2v_p$ representa la máxima velocidad de líquido en el tapón. Considerando que no hay deslizamiento de gas en el cuerpo del tapón, el término de v_p (velocidad promedio de líquido en el tapón) se iguala a la velocidad de la mezcla (v_{Mvisor}).

$$v_{mTapón} = 1.2v_p = 1.2v_{mez} \quad (\text{Ec.VI.61})$$

$$v_{mez} = v_{SlVisor} + v_{SgVisor} \quad (\text{Ec.VI.62})$$

Donde:

$$v_{SIVisor} = \frac{Q_{lin}}{A_{visor}} \quad (\text{Ec. VI.63})$$

$$v_{SIVisor} = 0.77 \frac{m}{s}$$

$$v_{SgVisor} = \frac{Q_{gin}}{A_{visor}} \quad (\text{Ec. VI.64})$$

$$v_{SgVisor} = 0.066 \frac{m}{s}$$

$$v_{mez} = 0.066 \frac{m}{s} + 0.77 \frac{m}{s} = 0.84 \frac{m}{s}$$

$$v_{mTapón} = 1.2v_p = 1.2v_{mez} = 1.2 \cdot 0.84 \frac{m}{s} = 1 \frac{m}{s}$$

Una vez calculada la velocidad máxima de líquido en el tapón se procede a realizar el cálculo de la caída de presión relacionada con la contracción en la entrada, de acuerdo con la siguiente expresión:

$$\Delta P_{in} = \frac{1}{2} \rho_l (v_{in}^2 - v_{mTapón}^2) \quad (\text{Ec. VI.65})$$

$$v_{in} = \frac{Q_{in}}{A_{in}} \quad (\text{Ec. VI.66})$$

$$A_{in} = \frac{\pi}{4} \left(2p \lg \frac{2.54cm}{1p \lg} \frac{1m}{100cm} \right)^2 = 0.002m^2$$

$$v_{in} = \frac{0.004 \frac{m^3}{s}}{0.002m^2} = 1.88 \frac{m}{s}$$

$$\Delta P_{in} = 0.5 \cdot 998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \left[\left(1.88 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2 - \left(1 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2 \right] = 1267 \text{Pa}$$

Donde:

$v_{SIVisor}$ = Velocidad superficial del líquido en la región del visor (m/s)

$v_{SgVisor}$ = Velocidad superficial del líquido en la región del visor (m/s)

Caída de presión en los ciclones internos del separador

$$\Delta P_{Interno} = \rho_l g L_{Interno} \quad (\text{Ec.VI.67})$$

$$\Delta P_{Interno} = 998 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} 9.8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} 0.26 \text{m} = 2470 \text{Pa}$$

Donde:

$L_{Interno}$ = Longitud del interno (m)

Caída de presión en la salida de gas del separador

Para realizar este cálculo se considerará la caída de presión considerando la que siguiente expresión:

$$\Delta P_x = \frac{\rho_g v_x^2}{2} \quad (\text{Ec.VI.68})$$

$$\Delta P_x = \frac{2.44 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \left(1.78 \frac{\text{m}}{\text{s}} \right)^2}{2} = 3.9 \text{Pa}$$

$$\Delta P_{Multiciclón} = 24.2 \text{Pa} + 1267 \text{Pa} + 2470 \text{Pa} + 3.9 \text{Pa} = 3765 \text{Pa}$$

$$\%Desviación = \left| \frac{\Delta P_{Multiciclón} - \Delta P_{experimental}}{\Delta P_{experimental}} \right| \cdot 100 \quad (\text{Ec. VI.69})$$