

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN A ESCALA BANCO DE UN PROTOTIPO DE DEPURADOR AXIAL CICLÓNICO DESARROLLADO POR PDVSA-INTEVEP

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Delgado M., Graciela Y.
Para optar al Título
de Ingeniera Química

Caracas, 2010

TRABAJO ESPECIAL DE GRADO

EVALUACIÓN A ESCALA BANCO DE UN PROTOTIPO DE DEPURADOR AXIAL CICLÓNICO DESARROLLADO POR PDVSA-INTEVEP

TUTOR ACADÉMICO: Prof. Humberto Kum R.

TUTOR INDUSTRIAL: MSc. Jorge Trujillo

Presentado ante la Ilustre
Universidad Central de Venezuela
Por la Br. Delgado M., Graciela Y.

Para optar al Título
de Ingeniera Química

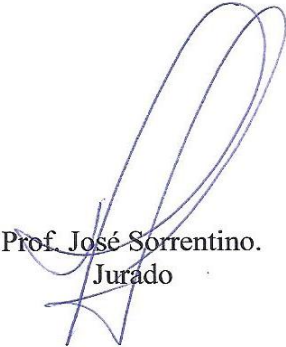
Caracas, 2010

Caracas, Noviembre de 2010.

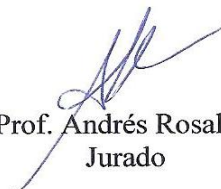
Los abajo firmantes, miembros del Jurado designado por el Consejo de Escuela de Ingeniería Química, para evaluar el Trabajo Especial de Grado presentado por la Bachiller Graciela Y. Delgado M., titulado:

“EVALUACIÓN A ESCALA BANCO DE UN PROTOTIPO DE DEPURADOR AXIAL CICLÓNICO DESARROLLADO POR PDVSA-INTEVEP”


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. José Sorrentino.
Jurado



Prof. Andrés Rosales.
Jurado



Prof. Humberto Kum.
Tutor Académico



ACTA

MENCIÓN HONORÍFICA

Los abajo firmantes, miembros del Jurado Examinador del Trabajo Especial de Grado titulado “**EVALUACIÓN A ESCALA BANCO DE UN PROTOTIPO DE DEPURADOR AXIAL CICLÓNICO DESARROLLADO POR PDVSA-INTEVEP**”, presentado por la Bachiller Graciela Delgado, queremos dejar constancia del excelente nivel del trabajo realizado, ya que el mismo, en cuanto a su ejecución, presentación y utilidad de los resultados, ameritó que se le asignara la calificación máxima de **VEINTE PUNTOS (20)**. Así mismo, hemos decidido por unanimidad, concederle **MENCIÓN HONORÍFICA** como un reconocimiento a la excelencia del trabajo realizado, el cual además de haber superado los objetivos originalmente planteados, constituye indudablemente un aporte de alta relevancia para la consolidación del desarrollo de la industria y comercialización del gas, como fuente de energía alterna y menos contaminante, al permitir abrir todo un amplio espectro de alternativas de investigación que mas temprano que tarde se traducirán en el desarrollo e implantación a escala industrial de sistemas axiales ciclónicos de separación gas-líquido, que potencialmente serían tan o más eficientes, y generarían menores caídas de presión, que los sistemas convencionales de separación.

En Caracas, a los 05 días del mes de noviembre del año 2010.

Prof. José A. Sorrentino
Jurado

Prof. Andrés Rosales
Jurado

Prof. Alí Lara
Jurado

Prof. Humberto Kum
Tutor Académico

*A mi mamá por su cariño y
Apoyo en todas las etapas de mi vida.*

AGRADECIMIENTOS

A *Dios* por estar conmigo en cada paso que doy.

A la *Universidad Central de Venezuela*, la casa que vence las sombras, por brindarme la oportunidad de formarme profesionalmente.

Al *Prof. Humberto Kum R.* por su orientación y asesoría durante mis estudios en la escuela de ingeniería de química, por su profesionalismo, por su cariño, y por su valiosa contribución durante este Trabajo Especial de Grado.

Al tutor industrial *MSc. Jorge Trujillo* por el apoyo brindado durante la realización de este Trabajo Especial de Grado.

A PDVSA-Intevep, en especial a la Gerencia de Exploración y Producción por brindarme la oportunidad de realizar este Trabajo Especial de Grado en sus instalaciones.

A los señores *Ramón Cabello* y *Guillermo Lombano*, por su colaboración durante la realización de las pruebas experimentales en las instalaciones de Norte 6 de PDVSA-Intevep, y al señor *Jorge López* por su cariño y disposición incondicional durante mi estadía en PDVSA-Intevep.

A *mi familia* por su apoyo constante, por el ánimo, y la alegría que me brinda en cada momento, dandome la fortaleza necesaria para seguir adelante.

A *mis amigos* que han sido mi soporte y mi compañía en todo momento.

En general *a todas y cada una de las personas* que han vivido conmigo el período de estudio con sus altos y bajos, les agradezco el haberme brindado todo el apoyo, colaboración, ánimo, y sobre todo cariño y amistad.

Graciela Delgado

Delgado M., Graciela Y.

**EVALUACIÓN A ESCALA BANCO DE UN PROTOTIPO DE
DEPURADOR AXIAL CICLÓNICO DESARROLLADO POR
PDVSA-INTEVEP.**

**Tutor Académico: Prof. Humberto Kum R. Tutor Industrial: MSc. Jorge
Trujillo. Tesis. Ciudad Universitaria, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de
Ingeniería Química. Año 2010, 124p.**

Palabras Claves: Depurador, álabes, estator, vortex finder, ciclón axial.

Resumen: La tecnología de separación axial ciclónica ha recibido especial interés en los últimos años para la depuración del gas libre y gas asociado en aplicaciones en tierra firme y costa afuera, por manejar equipos compactos, eficientes y económicos. El presente Trabajo Especial de Grado, comprende la evaluación a escala banco de un prototipo de depurador axial ciclónico desarrollado por PDVSA-Intevep que opera con flujo bifásico aire-agua, el objetivo principal consistió en determinar experimentalmente la configuración geométrica que permita alcanzar la mayor eficiencia de separación y la menor caída de presión, considerando los siguientes parámetros geométricos: ángulo de salida de los álabes de 45°, 60° y 75°, distancia de separación estator-*vortex finder* equivalentes a 3 y 17/8 del diámetro del separador, y apertura anular igual a 1/6 y 1/8 del diámetro del separador, con un diámetro de 2 plg.; los mismos fueron combinados entre sí constituyendo cinco configuraciones geométricas diferentes para el dispositivo, las cuales fueron evaluadas considerando relaciones gas-líquido en el rango de 3.300 y 200.000 SCF/Bbl y velocidades superficiales de gas entre 12,8 y 30,5 m/s, lo cual abarca las condiciones de campo típicas de la industria petrolera. La configuración geométrica que arrojó el mejor desempeño del prototipo corresponde con la configuración de álabes de 75°, la distancia estator-*vortex finder* igual a 17/8 del diámetro del separador y la apertura anular equivalente a 1/6 del diámetro del separador; para velocidades superficiales de gas entre 19,2-30,5 m/s y las relaciones gas-líquido consideradas, se alcanzaron eficiencias de separación promedios en el rango de 83 y 93% y caídas de presión entre 0,74 y 1,46 psi. Adicionalmente, se evaluó el efecto de la incorporación de una cámara de pre-separación aguas arriba del dispositivo, la cual remueve entre 46 y 56% del flujo estratificado generado por relaciones gas-líquido en el rango de 3.300-7.000 SCF/Bbl.

TABLA DE CONTENIDO

ÍNDICE DE FIGURAS..... xi

ÍNDICE DE TABLAS..... xxii

INTRODUCCIÓN 1

CAPÍTULO I: FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN 3

Planteamiento del Problema..... 3

Objetivos..... 5

 Objetivo General 5

 Objetivos Específicos..... 5

Antecedentes 6

CAPÍTULO II: MARCO TEÓRICO..... 10

Flujo Multifásico..... 10

Hold up de líquido 11

 Densidad de mezcla 11

 Viscosidad..... 11

 Viscosidad Dinámica de Líquido 12

 Viscosidad Dinámica de Gas 12

 Viscosidad Dinámica de Mezcla..... 13

 Velocidad Superficial de una Fase 13

 Velocidad Superficial de Mezcla 13

Patrones de Flujo..... 14

 Patrones de Flujo en Tuberías Horizontales y Ligeramente Inclinas 14

Mapas de Patrones de Flujo	16
Separadores Gas – Líquido	18
Depuradores	20
Mecanismos de Separación Gas-Líquido.....	21
a) Separación por <i>Momentum</i>	21
b) Separación por Coalescencia.....	21
c) Separación por Gravedad.	21
d) Separación por Fuerza Centrífuga.....	22
Ventajas de los Separadores Ciclónicos.....	24
Desventajas de los Separadores Ciclónicos	24
Eficiencia de Separación.....	24
Clasificación de los Separadores Ciclónicos	25
Separador Axial Ciclónico.....	27
CAPÍTULO III: MARCO METODOLÓGICO	32
Revisión del Estado del Arte.....	33
Descripción de la Instalación.....	33
Módulo de Compresión.....	35
Módulo de Bombeo.....	35
Módulo de Separación Gas – Líquido.....	37
Módulo de Monitoreo y Control de Variables de Proceso.....	41
Acondicionamiento de la Instalación.....	43
Diseño y Ejecución del Plan Experimental	44
Matriz Experimental	47
Adquisición de Datos.....	49
Procesamiento de los Datos Experimentales.....	50

Análisis e interpretación de resultados.....	51
CAPÍTULO IV: RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	52
Efecto del Ángulo de Salida de los Álabes Sobre el Desempeño del Prototipo de Depurador Axial Ciclónico.....	53
Efecto de la Distancia de Separación Estator– <i>Vortex Finder</i> Sobre el Desempeño del Prototipo de Depurador Axial Ciclónico.....	63
Efecto de la Apertura Anular de Recolección Sobre el Desempeño del Prototipo de Depurador Axial Ciclónico.....	72
Ventana de Operación del Prototipo de Depurador Axial Ciclónico.....	81
Evaluación del Desempeño de una Cámara de Pre-Separación.....	83
CAPÍTULO V: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	89
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS.....	92
APÉNDICES.....	95
Apéndice A: Patentes de Separadores Axiales Ciclónicos.....	96
Apéndice B: Diagramas de Flujo de Proceso (DFP) del Sistema de Separación Gas – Líquido.....	100
Apéndice C: Transmisores del Sistema de Separación Gas–Líquido.....	103
Apéndice D: Metodología de Calibración del Medidor de Flujo, Micro Motion.....	104
Apéndice E: Medidores de Flujo de Gas a Utilizar en Cada Prueba de la Matriz Experimental.....	105
Apéndice F: Curva de calibración de los transmisores utilizados en el circuito de separación gas-líquido.....	106
Apéndice G: Caída de Presión en el Estator con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°:.....	111
Apéndice H: Caída de Presión en el Estator con Distancias Estator – <i>Vortex Finder</i> de 17/8 y 3 Diámetros del Separador.....	115
Apéndice I: Caída de Presión en el Estator con Aperturas Anulares de 17/8 y 1/6 del Diámetro del Separador.....	119
Apéndice J: Desempeño de la Cámara de Pre-Separación para Altas Relaciones Gas – Líquido.....	123

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura N° 1: Demanda Mundial de Gas Natural.....	3
Figura N° 2: Patrones de Flujo en Tuberías Horizontales y Ligeramente Inclinadas.....	15
Figura N° 3: Mapa de Patrón de Flujo Propuesto por Mandhane et al. y por Taitel y Dukler.....	18
Figura N° 4: Esquema de una Estación de Flujo Convencional.....	19
Figura N° 5: Separación por Gravedad, Fuerzas Sobre Gota de Líquido en una Corriente Gaseosa.....	22
Figura N° 6: Ciclón Convencional (cilindro-cónico) con Entrada Tangencial.....	23
Figura N° 7: Vista Lateral y Superior de las Configuraciones de Entrada a un Ciclón. a) Circular, b) Rectangular, c) Involuta, y d) Axial con álabes.....	26
Figura N° 8: Clasificación de los Ciclones de Acuerdo a la Dirección del Flujo.....	27
Figura N° 9: Esquema de Separador Axial Ciclónico.....	28
Figura N° 10: Eficiencia de Separación Vs. Distancia de Separación Estator- <i>Vortex Finder</i>	30
Figura N° 11: Eficiencia de Recolección en Función de la Apertura Anular.....	31
Figura N° 12: Representación Gráfica de la Metodología a Utilizar.....	33
Figura N° 13: Esquema del Sistema de Separación Gas - Líquido.....	36
Figura N° 14: Módulo de Separación Gas-Líquido.....	37
Figura N° 15: Prototipo de Depurador Axial Ciclónico.....	39

Figura N° 16: Vista Lateral y en Perspectiva de los Estatores del Prototipo de Depurador Axial Ciclónico.....	40
Figura N° 17: Sistema de Monitoreo y Adquisición de Datos.....	42
Figura N° 18: Curva de Calibración de Transmisores.....	44
Figura N° 19: Matriz Experimental Ubicada en Mapa de Patrones de Flujo del Sistema.....	48
Figura N° 20: Eficiencia de Separación Vs. Caudal de Gas, Arrojada por el Prototipo con Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°.....	54
Figura N° 21: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojada por el Prototipo para un Flujo de 80 MPCSD, con Álabes de 75°, 60° y 45°.....	54
Figura N° 22: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojadas por el Prototipo para un Flujo de 120 MPCSD, con Álabes de 75°, 60° y 45°.....	55
Figura N° 23: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojadas por el Prototipo para un Flujo de 160 MPCSD, con Álabes de 75°, 60° y 45°.....	55
Figura N° 24: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojadas por el Prototipo para un Flujo de 190 MPCSD, con Álabes de 75°, 60° y 45°.....	56
Figura N° 25: Eficiencia de Separación Promedio Vs. Caudal de Gas, Arrojada por el Prototipo con Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°.....	57
Figura N° 26: Caída de Presión del Prototipo Vs. Caudal de Gas, Para Álabes de 75°, 60°, 45°.....	58
Figura N° 27: Caída de Presión A Través del Prototipo Vs. Relaciones Gas - Líquido, con Álabes de 75°, 60° y 45°, para un Flujo de 80 MPCSD.....	59

Figura N° 28: Caída de Presión A Través del Prototipo Vs. Relaciones Gas - Líquido, con Álabes de 75°, 60° y 45°, para un Flujo de 120 MPCSD.....	59
Figura N° 29: Caída de Presión A Través del Prototipo Vs. Relaciones Gas - Líquido, con Álabes de 75°, 60° y 45°, para un Flujo de 160 MPCSD.....	60
Figura N° 30: Caída de Presión A Través del Prototipo Vs. Relaciones Gas - Líquido, con Álabes de 75°, 60° y 45°, para un Flujo de 190 MPCSD.....	60
Figura N° 31: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator Vs. Caudal de Gas, para Configuraciones de Álabes de 75°, 60°, 45°.	62
Figura N° 32: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator Vs. Caudal de Gas, para Configuraciones de Álabes de 75°, 60°, 45°.	63
Figura N° 33: Eficiencia de Separación Vs. Caudal de Gas, Arrojada por el Prototipo con Distancias Estator – <i>Vortex Finder</i> de 17/8*D y 3*D.....	64
Figura N° 34: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojada por el Prototipo para un Flujo de 80 MPCSD, con Distancias Estator – <i>Vortex Finder</i> de 17/8*D y 3*D.....	65
Figura N° 35: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojada por el Prototipo para un Flujo de 120 MPCSD, con Distancias Estator – <i>Vortex Finder</i> de 17/8*D y 3*D.....	65
Figura N° 36: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojada por el Prototipo para un Flujo de 160 MPCSD, con Distancias Estator – <i>Vortex Finder</i> de 17/8*D y 3*D.....	66

Figura N° 37: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojada por el Prototipo para un Flujo de 190 MPCSD, con Distancias Estator – <i>Vortex Finder</i> de $17/8 \cdot D$ y $3 \cdot D$	66
Figura N° 38: Eficiencia de Separación Promedio Vs. Caudal de Gas, Arrojada por el Prototipo con Configuraciones de Álabes de 75° , 60° y 45°	67
Figura N° 39: Caída de Presión en el Prototipo Vs. Caudal de Gas, para Distancias de Separación Estator – <i>Vortex Finder</i> de $17/8$ y 3 veces el Diámetro del Separador.	68
Figura N° 40: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Distancias Estator – <i>Vortex Finder</i> de $17/8$ y 3 Diámetros, para un Flujo de 80 MPCSD.	69
Figura N° 41: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Distancias Estator – <i>Vortex Finder</i> de $17/8$ y 3 Diámetros, para un Flujo de 120 MPCSD.	69
Figura N° 42: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Distancias Estator – <i>Vortex Finder</i> de $17/8$ y 3 Diámetros, para un Flujo de 160 MPCSD.	70
Figura N° 43: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Distancias Estator – <i>Vortex Finder</i> de $17/8$ y 3 Diámetros, para un Flujo de 190 MPCSD.	70
Figura N° 44: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator Vs. Caudal de Gas, para Distancias de Separación Estator – <i>Vortex Finder</i> de $17/8$ y 3 veces el Diámetro del Separador.	71
Figura N° 45: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator Vs. Caudal de Gas, para Distancias de Separación Estator – <i>Vortex Finder</i> de $17/8$ y 3 veces el Diámetro del Separador.	72

Figura N° 46: Eficiencia de Separación Vs. Caudal de Gas, Arrojadadas por el Prototipo con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros.	73
Figura N° 47: Eficiencia de Separación Vs. Relación Gas-Líquido, Arrojadadas por el Prototipo para un Flujo de 80 MPCSD, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros.....	74
Figura N° 48: Eficiencia de Separación Vs. Relación Gas-Líquido, Arrojadadas por el Prototipo para un Flujo de 120 MPCSD, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros.....	74
Figura N° 49: Eficiencia de Separación Vs. Relación Gas-Líquido, Arrojadadas por el Prototipo para un Flujo de 160 MPCSD, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros.....	75
Figura N° 50: Eficiencia de Separación Vs. Relación Gas-Líquido, Arrojadadas por el Prototipo para un Flujo de 190 MPCSD, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros.....	75
Figura N° 51: Eficiencia de Separación Promedio Vs. Caudal de Gas, para Apertura Anulares de 1/8 y 1/6 del Diámetro del Separador.....	76
Figura N° 52: Caída de Presión en el Prototipo Vs. Caudal de Gas, para Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 del Diámetro del Separador.	77
Figura N° 53: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un Flujo de 80 MPCSD.....	78
Figura N° 54: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un Flujo de 120 MPCSD.....	78
Figura N° 55: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un Flujo de 160 MPCSD.....	79

Figura N° 56: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un Flujo de 80 MPCSD.	79
Figura N° 57: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator Vs. Caudal de Gas, para Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 del Diámetro del Separador.	80
Figura N° 58: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator Vs. Caudal de Gas, para Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 del Diámetro del Separador.	80
Figura N° 59: Prototipo de Depurador Axial Ciclónico Acoplado a una Cámara de Pre-Separación.	84
Figura N° 60: Prototipo Sin Estator Para la Simulación de la Cámara de Pre-Separación.	84
Figura N° 61: Eficiencia del Prototipo y de la Cámara de Pre-Separación Vs. Caudal de Gas, para una Relación Gas Líquido de 3.300 SCF/Bbl.	86
Figura N° 62: Eficiencia del Prototipo y de la Cámara de Pre-Separación Vs. Caudal de Gas, para una Relación Gas Líquido de 7.000 SCF/Bbl.	87
Figura N° 63: Eficiencia del Prototipo y de la Cámara de Pre-Separación Vs. Caudal de Gas, para una Relación Gas Líquido de 20.000 SCF/Bbl.	87
Figura N° 64: Caída de Presión de la Cámara de Pre-Separación.	88
Figura N° 65: Separador Azgaz®.	96
Figura N° 66: Separador de Larnhol y Schook.	97
Figura N° 67: Esquema del depurador en línea patentado por Statoil Company y CDS Engineering.	98

Figura N° 68: Separador de Koene et al.	99
Figura N° 69: Diagrama de Flujo de Proceso, Módulo de Compresión	100
Figura N° 70: Diagrama de Flujo de Proceso, Módulo de Bombeo.	101
Figura N° 71: Diagrama de Flujo de Proceso, Módulo de Separación.	102
Figura N° 72: Curva de Calibración del Transmisor de Nivel del Tanque TK-0301, LT-0301	106
Figura N° 73: Curva de Calibración del Transmisor de Nivel del Tanque TK-0302, LT-0302	106
Figura N° 74: Curva de Calibración del Transmisor de Nivel del Recipiente de Recolección de Líquido, LT-0303.....	106
Figura N° 75: Curva de Calibración del Transmisor de Diferencial de Presión del Depurador, DPT-0301	107
Figura N° 76: Curva de Calibración del Transmisor de Diferencial de Presión Inferior del Estator, DPT-0304.....	107
Figura N° 77: Curva de Calibración del Transmisor de Diferencial de Presión Superior del Estator, DPT-0305	107
Figura N° 78: Curva de Calibración del Transmisor de Flujo de Aire Alimentado al Sistema, FT-0101.....	108
Figura N° 79: Curva de Calibración del Transmisor de Flujo de Aire en la Salida del Depurador, Medidor de ½” FT-0302A.....	108
Figura N° 80: Curva de Calibración del Transmisor de Flujo de Aire en la Salida del Depurador, Medidor de 1” FT-0302B	108
Figura N° 81: Curva de Calibración del Transmisor de Temperatura del Aire Alimentado, TT-0101	109
Figura N° 82: Curva de Calibración del Transmisor de Temperatura del Gas de Salida del Separador, TT-0301	109

Figura N° 83: Curva de Calibración del Transmisor de Temperatura del Líquido Alimentado, TT-0303	109
Figura N° 84: Curva de Calibración del Transmisor Presión en la Entrada del Depurador, PT-0301	110
Figura N° 85: Curva de Calibración del Transmisor Presión en la Descarga del Compresor, PT-0101	110
Figura N° 86: Curva de Calibración del Transmisor Presión en la Descarga de la Bomba P-0303, PT-0303	110
Figura N° 87: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 80 MPCSD.	111
Figura N° 88: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 120 MPCSD.	111
Figura N° 89: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 160 MPCSD.	112
Figura N° 90: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 190 MPCSD.	112
Figura N° 91: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 80 MPCSD.	113
Figura N° 92: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 120 MPCSD.	113

Figura N° 93: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 160 MPCSD.	114
Figura N° 94: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 160 MPCSD.	114
Figura N° 95: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator- <i>Vortex Finder</i> de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 80 MPCSD.....	115
Figura N° 96: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator- <i>Vortex Finder</i> de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 120 MPCSD.....	115
Figura N° 97: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator- <i>Vortex Finder</i> de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 160 MPCSD.....	116
Figura N° 98: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator- <i>Vortex Finder</i> de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 190 MPCSD.....	116
Figura N° 99: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator- <i>Vortex Finder</i> de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 80 MPCSD.....	117
Figura N° 100: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator- <i>Vortex Finder</i> de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 120 MPCSD.....	117
Figura N° 101: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator- <i>Vortex Finder</i> de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 160 MPCSD.....	118

Figura N° 102: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator-Vortex Finder de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 190 MPCSD.....	118
Figura N° 103: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 80 MPCSD.	119
Figura N° 104: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 120 MPCSD.	119
Figura N° 105: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 160 MPCSD.	120
Figura N° 106: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 160 MPCSD.	120
Figura N° 107: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 80 MPCSD.	121
Figura N° 108: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 120 MPCSD.	121
Figura N° 109: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 160 MPCSD.	122
Figura N° 110: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 190 MPCSD.	122

Figura N° 111: Eficiencia del Prototipo y de la Cámara de Pre-Separación Vs.
Caudal de Gas, para para una Relación Gas Líquido de
50.000 SCF/Bbl. 123

Figura N° 112: Eficiencia del Prototipo y de la Cámara de Pre-Separación Vs.
Caudal de Gas, para una Relación Gas Líquido de
110.000 SCF/Bbl. 123

Figura N° 113: Eficiencia del Prototipo y de la Cámara de Pre-Separación Vs.
Caudal de Gas, para una Relación Gas Líquido de
200.000 SCF/Bbl. 124

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla N° 1: Parámetros Geométricos a Evaluar en el Prototipo de Depurador Axial Ciclónico.	45
Tabla N° 2: Configuraciones Geométricas del Prototipo de Depurador Axial Ciclónico	46
Tabla N° 3: Condiciones Generales de Operación del Proceso.	47
Tabla N° 4: Matriz de Prueba Experimental	49
Tabla N° 5: Eficiencia de Separación y Caída de Presión Promedios, en función del Caudal de Gas, Arrojadadas por el Prototipo con la Configuración Geométrica Más Adecuada.	82
Tabla N° 6: Eficiencia de Separación y Caída de Presión Promedios, en función de las Relaciones Gas –Líquido, Arrojadadas por el Prototipo con la Configuración Geométrica Más Adecuada, para el Rango de Flujo de 120 – 190 MPCSD.	82
Tabla N° 7: Ventana de Operación del Prototipo de Depurador Axial Ciclónico.	83
Tabla N° 8: Eficiencia de Separación Promedio de la Cámara de Pre-Separación y del Prototipo, en función de las RGL, para el rango de flujo de 80 a 190 MPCSD.	85

LISTA DE SÍMBOLOS

A	: Flujo Anular
A_T	: Área de la sección transversal de la tubería [m ²]
A_t	: Área transversal en la entrada de un separador axial ciclónico [m ²]
BPD	: Barriles por día.
D	: Diámetro de tubería [m]
DB	: Burbuja dispersa
D_{iv}	: Diámetro externo del estator [m]
D_{mid}	: Diámetro geométrico de los álabes [m].
D_{ov}	: Diámetro externo de los álabes [m]
EB	: Burbuja elongada
H_g	: <i>Hold up</i> de gas [adimensional]
H_L	: <i>Hold up</i> de líquido [adimensional]
I	: Flujo intermitente
\dot{m}_{in}	: Flujo másico de líquido alimentado al sistema [kg/h]
\dot{m}_{out}	: Flujo másico de líquido en la salida del sistema [kg/h]
\dot{m}_R	: Flujo másico de líquido recolectado [kg/h]
MPCSD	: Mil Pie Cúbico Estándar Día
N_v	: Número de álabes [adimensional]
Q_G	: Flujo volumétrico de gas [m ³ /s]

Q_L	: Flujo volumétrico de líquido [m^3/s]
Re_M	: Reynolds de mezcla [adimensional]
SL	: Flujo tapón
SS	: Estratificado liso
SW	: Estratificado ondulado
T	: Espesor de los álabes [m]
V_L	: Volumen de una sección de tubería ocupada por la fase líquida [m^3]
V_M	: Velocidad superficial de mezcla [m/s]
V_{SG}	: Velocidad superficial de gas [m/s]
V_{SL}	: Velocidad superficial de líquido [m/s]
V_T	: Volumen total de una sección de tubería [m^3]

Letras Griegas

ρ_M	: Densidad de mezcla bifásica gas-líquido [kg/m^3]
ρ_L	: Densidad de líquido [kg/m^3]
ρ_G	: Densidad de gas [kg/m^3]
μ_L	: Viscosidad dinámica de líquido [Pa.s]
μ_G	: Viscosidad dinámica de gas [Pa.s]
μ_M	: Viscosidad dinámica de mezcla [Pa.s]
η	: Eficiencia de separación [%]

INTRODUCCIÓN

El gobierno venezolano espera elevar la producción de gas natural de 6.300 millones de pies cúbicos por día en 2007, a 11.500 millones en 2012, para ello el Plan Estratégico de Petróleos de Venezuela, S.A. (PDVSA) 2006-2012, promueve la aceleración de diferentes proyectos de exploración y producción de gas en tierra firme y costa afuera, (PDVSA, 2005).

Para alcanzar esta meta de incrementar la producción de gas, es necesario mejorar y modernizar la infraestructura de superficie de la industria, para lo que se requiere disponer de equipos de separación eficientes. Adicionalmente, es conveniente que sean compactos considerando que los más importantes y recientes hallazgos de yacimientos gasíferos se ubican en costa afuera, donde el espacio es limitado. En este sentido, la tecnología de separación axial ciclónica ofrece una alternativa a tal situación, debido a que involucra equipos compactos, eficientes y económicos.

Por esta razón, PDVSA-Intevep, ha diseñado y se ha planteado evaluar a escala de banco un prototipo de depurador axial ciclónico para flujo bifásico que maneje altas relaciones gas-líquido y permita obtener eficiencias de separación relativamente altas y bajas caídas de presión. La finalidad de la presente investigación es determinar la configuración geométrica más apropiada, considerando que las principales variables que afectan el desempeño del depurador son: el ángulo de salida de los álabes, la apertura anular formada entre el *vortex finder* y el diámetro del separador, y la distancia de separación estator – *vortex finder*.

El presente Trabajo Especial de Grado está estructurado en cinco capítulos, en el Capítulo I se exponen los fundamentos de la investigación, abordando el planteamiento del problema, los objetivos y antecedentes de la misma. El Capítulo II comprende el marco teórico que constituye la base conceptual sobre la cual se basa la presente investigación; éste abarca conceptos básicos de flujo multifásico, patrones de

flujo, mapa de patrones de flujo y aspectos fundamentales de separadores gas-líquido, con especial énfasis en separadores ciclónicos. El Capítulo III presenta la metodología a considerar para alcanzar los objetivos propuestos; ésta comprende, una etapa de revisión del estado del arte, de tal manera de recopilar y revisar toda aquella información especializada que sirva de fundamento teórico y conceptual para el análisis e interpretación de resultados; seguidamente se llevará a cabo una etapa de conocimiento de la instalación, donde se identificarán los principales equipos e instrumentos que la conforman, posteriormente se acondicionará dicha instalación, en esta etapa, entre otras actividades se calibrarán todos los instrumentos involucrados en el sistema de separación gas-líquido y se asegurará la hermeticidad del mismo; seguidamente se diseñará y ejecutará un plan experimental que permita alcanzar los objetivos planteados, y para finalizar se ejecutará una etapa de procesamiento de datos y análisis e interpretación de resultados. El Capítulo IV refleja los resultados obtenidos durante este Trabajo Especial de Grado y la discusión de los mismos. Finalmente, en el Capítulo V se presentan las conclusiones y recomendaciones derivadas de la presente investigación.

CAPÍTULO I

FUNDAMENTOS DE LA INVESTIGACIÓN

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El gas natural ha pasado a ocupar un importante espacio en el escenario energético mundial, con un crecimiento continuo de la demanda. La Figura N° 1 muestra el aumento sistemático de la demanda mundial- de gas desde 1990, y las proyecciones hasta el año 2030; como es evidente desde el año 2010 hasta el año 2030 se espera un incremento de 38 trillones de pies cúbicos aproximadamente, lo que representa un aumento de 33% de la demanda actual de gas a nivel mundial.

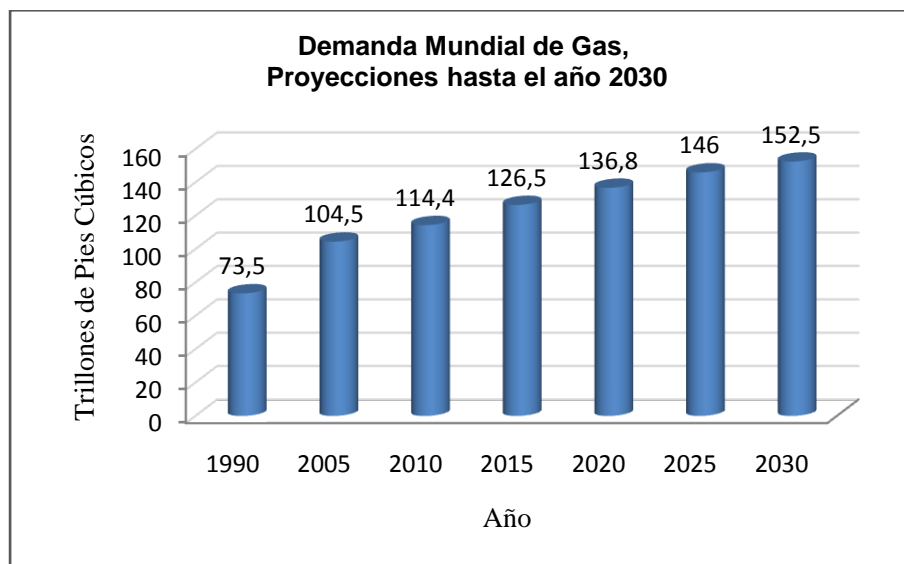


Figura N° 1: Demanda Mundial de Gas Natural.

Fuente: Energy Information Administration, EIA.

Un estudio reciente (Foxnew, 2010) indica que Venezuela está considerada como una de las naciones más importantes como potencial suplidor de energía gasífera, por sus cuantiosas reservas de gas, su ventajosa posición geográfica e importancia geopolítica, constituyendo uno de los grandes polos de atracción gasífera del mundo,

en conjunto con Trinidad y Bolivia en Sur América, Rusia, Medio Oriente, Norte de África y Norteamérica.

Actualmente Venezuela cuenta con grandes reservas probadas de gas natural, además posee recursos por confirmar, lo que representa el primer lugar de América Latina y el noveno a escala mundial. Se espera que en los próximos años, ocupe el cuarto lugar a nivel mundial dado los grandes hallazgos en la costa caribeña venezolana.

Es por ello, que el plan estratégico de Petróleos de Venezuela, S.A. 2006-2012, promueve la aceleración de los diferentes proyectos de exploración y producción de gas en tierra firme y costa afuera, tomando en cuenta, además de las necesidades del mercado interno, la creación del cono energético, que incluye el suministro de gas a los países de Latinoamérica, el Caribe y la Cuenca Atlántica, (PDVSA, 2005).

De las reservas probadas de gas en Venezuela, un gran porcentaje corresponde a gas asociado, mientras que las reservas más importantes de gas libre se encuentran Costa Afuera.

El flujo desde los pozos de petróleo con gas asociado, llega a un múltiple de producción que facilita el envío de la producción total hacia un separador primario (Stewart y Arnold, 1998). Aguas abajo de este separador y en la corriente de salida del gas se instalan depuradores de gas, los cuales son equipos de separación secundarios utilizados para remover los restos de líquidos del petróleo arrastrados en la corriente gaseosa que no fueron atrapados en el separador primario. Los depuradores se caracterizan por manejar altas relaciones gas-líquido (Stewart y Arnold, 1998), por lo cual también son utilizados para separar el gas no asociado de sus componentes líquidos. Es de suma importancia realizar la depuración del gas a fin de evitar daños en equipos ubicados aguas abajo.

La necesidad de ajustarse a los retos que implica el incremento de la producción de gas, contemplado en el Plan Siembra Petrolera 2006-2012, ha llevado a desarrollar tecnologías de depuración eficientes, con equipos compactos que manejen cargas volumétricas mayores que los equipos empleados en la actualidad y puedan ser

utilizados tanto para separar el gas asociado, como para separar el gas libre de sus componentes líquidos.

Los separadores ciclónicos axiales ofrecen una solución tecnológica debido a que son económicos, no poseen ninguna pieza móvil, son eficientes y requieren poco espacio para su instalación, lo que representa una respuesta para las plataformas costa afuera, donde el espacio es limitado. (Ruíz et al., 2009).

Es por ello que Intevep, empresa filial de PDVSA, cuya orientación estratégica es generar soluciones tecnológicas integrales, con especial énfasis en las actividades de Exploración, Producción, Refinación y Petroquímica, se ha planteado desarrollar un prototipo de depurador axial ciclónico que permita manejar una alta capacidad de flujo y a su vez, permita obtener eficiencias de separación relativamente altas y baja caída de presión. Dentro del proceso de desarrollo ya se han cubierto las etapas de visualización y conceptualización de la tecnología, así como el diseño y construcción de un prototipo de depurador a escala banco. En el desarrollo de este Trabajo Especial de Grado se evaluará a escala de banco diversas configuraciones geométricas del prototipo de depurador axial ciclónico con la finalidad de determinar aquella que arroje mejor eficiencia de separación y menor caída de presión, a los fines de que se evalúe la escalabilidad de dicho prototipo a nivel industrial.

OBJETIVOS

Objetivo General

Determinar experimentalmente la configuración geométrica que genere la mejor eficiencia de separación y la menor caída de presión de un prototipo a escala banco de depurador axial ciclónico que opera con flujo bifásico, aire – agua.

Objetivos Específicos

1. Determinar la configuración de álabes que genere la mejor eficiencia de separación y la menor caída de presión en un prototipo a escala banco de

depurador axial ciclónico, para tres valores de ángulos de salida de su estator (45°, 60° y 75°).

2. Determinar la distancia de separación adecuada estator – *vortex finder*, que genere la mejor eficiencia de separación y preferiblemente la menor caída de presión.
3. Determinar la amplitud de la apertura anular de recolección que igualmente genere la mejor eficiencia de separación.
4. Definir la ventana de operación del depurador axial ciclónico para los diferentes parámetros evaluados a fin de establecer los valores de diseño que permitan obtener la menor caída de presión y la máxima eficiencia de separación.

ANTECEDENTES

El inicio del estudio y diseño de los separadores ciclónicos convencionales data de hace más de dos siglos, como lo indica la fecha de registro de la primera patente (1891); sin embargo, la separación ciclónica no tuvo aplicaciones industriales importantes hasta 1945 después de la Segunda Guerra Mundial, iniciando su utilización en la industria de procesamiento de minerales. Posteriormente, se han incrementado sus aplicaciones y avances en la industria química, petrolera, petroquímica, textil, metalurgia y muchas otras, (Svarovsky, 1984).

Debido a las grandes ventajas y aplicaciones de la separación ciclónica, son múltiples los tipos de ciclones estudiados hasta la fecha. Sin embargo, los avances relacionados con dispositivos en línea de depuración axial ciclónica son escasos y considerablemente nuevos. A continuación se mencionan algunas investigaciones relacionadas en este ámbito, las cuales se fundamentan en el diseño y evaluación de este tipo de dispositivos.

En 1957, Daniels descubrió el potencial de los álabes guías estacionarios para la separación de partículas sólidas de una corriente gaseosa, en su estudio revela que un incremento en el ángulo formado entre los álabes y la dirección axial produce una

mayor velocidad rotacional y en consecuencia mayor fuerza centrífuga facilitando la separación de las fases.

Posteriormente, Akiyama y Marui (1989) estudiaron el efecto de la distancia de separación estator – *vortex finder* sobre el desempeño de un separador ciclónico en línea que remueve partículas sólidas de una corriente gaseosa; los autores concluyeron que la eficiencia de recolección disminuye al incrementar dicha distancia, como consecuencia de la pérdida de velocidad rotacional en la dirección axial.

Nueve años más tarde, Klujszo et al. (1998), presentaron el diseño y evaluación de un separador axial ciclónico en línea que permite eliminar partículas de polvo de una corriente de gas. Los parámetros de diseño, así como las condiciones de funcionamiento fueron alterados para determinar su influencia sobre el rendimiento del separador en términos de recolección de partículas sólidas. En su estudio señalan que las principales variables geométricas que afectan operacionalmente un separador axial ciclónico son: las dimensiones del estator, la distancia de separación estator - *vortex finder*, la amplitud anular de recolección y la geometría de los álabes. Sugieren magnitudes para todas estas variables, para sistemas gas-sólido.

A partir del año 2002, se inició la aplicación de la tecnología axial ciclónica a sistemas gas-líquido, en este sentido, Hobbs (2002) utilizó un modelo de dinámica de fluidos computacional (CFD, por sus siglas en inglés) para predecir la influencia de los siguientes parámetros geométricos: diseño de los álabes, distancia de separación estator – *vortex finder*, y apertura anular formada entre el dispositivo y el *vortex finder*, sobre la eficiencia de separación y caída de presión de un separador axial ciclónico de flujo bifásico gas-líquido. Hobbs concluyó que los álabes que forman mayor ángulo respecto al eje axial del dispositivo resultan más eficientes, sin embargo, estos arrojan mayor caída de presión; por otro lado, afirma que mientras mayor es la distancia de separación entre el estator y el *vortex finder*, mejor es la eficiencia de separación, igualmente ocurre con la apertura anular del dispositivo.

Además de las variables geométricas consideradas por los investigadores antes mencionados, se pueden emplear algunos elementos adicionales, tales como un mezclador estático o un redireccionador de flujo, los cuales permiten aumentar la eficiencia de separación y disminuir la caída de presión de un ciclón axial.

Un estudio realizado por Schook y Asperen (2005) revela, que al incorporar un elemento mezclador en la entrada de un depurador axial ciclónico, se evita el flujo estratificado, lo cual aumenta la eficiencia de separación hasta un 99,9%; adicionalmente, al considerar el uso de un redireccionador de flujo en la salida del gas seco, obtienen bajas caídas de presión.

En el año 2005 fueron patentados dos separadores ciclónicos en línea por Koene et al., y Larnholm y Schook, cuyo principio de funcionamiento se basa en álabes guías estacionarios que imparten el movimiento rotacional a la mezcla bifásica gas-líquido. Larnholm y Schook, consideraron álabes estacionarios en la salida de flujo, con la finalidad de redireccionar el fluido y disminuir así, la caída de presión. Posteriormente, en el año 2007, Merpro Technology presentó un separador compacto bajo el mismo principio de funcionamiento, con eficiencia de separación de 99%.

PDVSA-Intevep a lo largo de los años 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.

A partir del año 2007 PDVSA-Intevep inició sus estudios en depuradores ciclónicos en línea, en ese sentido Ulloa y Trujillo (2007), identificaron las tendencias y avances tecnológicos sobre los tipos de depuradores axiales ciclónicos para la separación gas-líquido, estableciendo parámetros de diseño y condiciones de operación utilizadas en desgasificadores y depuradores en línea existentes a nivel mundial. Posteriormente, Demey y Trujillo (2008) realizaron el diseño conceptual de un prototipo de depurador axial ciclónico para flujo bifásico gas-líquido, para ello identificaron las principales tecnologías e investigaciones a nivel mundial, encontrando que la mejor configuración geométrica la ofrece Klujsoz y cols. Demey y Trujillo señalan que las

principales variables geométricas que afectan el desempeño de este depurador son: la geometría de los álabes, la relación diámetro-distancia de separación del estator al *vortex finder*, la apertura anular, y la geometría del estator. Finalmente, Ruíz y cols. (2009), se basaron en los trabajos previos para afinar el diseño del prototipo de depurador axial ciclónico, considerando las recomendaciones realizadas por Ulloa y Trujillo, Demey y Trujillo, Klujszo y cols., Chin y cols., entre otros. El diseño se realizó comprobando los rangos de aplicabilidad en el laboratorio de Levantamiento Artificial de PDVSA-Intevep, donde se encuentra instalado el prototipo de depurador axial ciclónico para proceder a la evaluación de su desempeño. Las variables geométricas a considerar para evaluar el prototipo de depurador axial ciclónico son: el ángulo de salida de los álabes, la distancia estator – *vortex finder* y la apertura anular formada entre el *vortex finder* y el diámetro del separador. Ruíz et al., diseñaron tres configuraciones de álabes guías estacionarios con ángulos de salida de 45°, 60° y 75°. Para evaluar el efecto de la apertura anular en la recolección de líquido, diseñaron dos *vortex finder* con diámetros externos de 38,1 y 33,85 mm respectivamente, ya que la disminución o aumento del diámetro en la salida de gas (*vortex finder*), define las dimensiones de la apertura anular de recolección. El desplazamiento de las diferentes configuraciones de alabes a través del cuerpo principal del depurador permitirá evaluar el efecto de la distancia de separación estator – *vortex finder* y su influencia en la eficiencia de recolección.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

En este capítulo se exponen las bases teóricas de la investigación realizada, abordando conceptos, definiciones, nociones y principios básicos, como lo son: flujo multifásico, patrones de flujo en tubería horizontal, mapa de patrones de flujo y aspectos fundamentales de separadores gas - líquido, con especial interés en separadores ciclónicos; los cuales permitirán sustentar e interpretar los resultados obtenidos.

FLUJO MULTIFÁSICO

De acuerdo a Brennen (2005), el término flujo multifásico es utilizado para designar cualquier mezcla de varios fluidos, conformada por más de una fase. Crowe (2006), define el flujo multifásico como la presencia de dos o más fases en una misma línea de flujo, pudiéndose presentar diversas combinaciones entre sólido, líquido y gas.

El flujo bifásico gas-líquido constituye el caso más simple de flujo multifásico y es encontrado frecuentemente en la industria petrolera, en la industria química, en plantas termoeléctricas y nuclear. En los últimos años se han realizado múltiples estudios sobre el flujo bifásico gas-líquido, dado la importancia que tiene a nivel industrial.

Las ecuaciones que permiten expresar o correlacionar las propiedades de transporte y las propiedades químicas de corrientes bifásicas gas-líquido son de mayor complejidad que las de flujo monofásico, ello puede atribuirse a la presencia de interfases móviles y deformables (Shoham, 2000).

A continuación se presentan algunas definiciones relativas al flujo bifásico gas-líquido.

Hold up de líquido

Se define como la relación de volumen ocupado por la fase líquida y el volumen total de una sección de tubería. De acuerdo con esta definición, resulta evidente que el *hold up* de líquido es una fracción que varía desde cero para flujo monofásico de gas, a uno para flujo de líquido únicamente. El remanente del segmento de tubería con flujo bifásico gas-líquido ocupado por el gas, es referido como *hold up* de gas, y evidentemente representa la fracción del volumen que ocupa la fase gaseosa, (Shoham 2000).

$$H_L = \frac{V_L}{V_T} \quad (2.1)$$

$$H_G = 1 - H_L \quad (2.2)$$

Donde:

H_L : *Hold up* de líquido [adimensional].

V_L : Volumen de la sección de tubería ocupada por la fase líquida [m^3].

V_T : Volumen total de una sección de tubería [m^3].

H_G : *Hold up* de gas [adimensional].

Densidad de mezcla

La densidad de una mezcla bifásica gas-líquido, es definida por Shoham (2000) en términos del *Hold up* de líquido, como sigue a continuación:

$$\rho_M = \rho_L \cdot H_L + \rho_G \cdot (1 - H_L) \quad (2.3)$$

Donde:

ρ_M : Densidad de la mezcla bifásica gas-líquido [kg/m^3].

ρ_G, ρ_L : Densidad de gas y líquido respectivamente [kg/m^3].

Viscosidad

La viscosidad es la resistencia que ejercen los fluidos al ser deformado cuando se aplica un mínimo de esfuerzo cortante. Esta propiedad depende de la temperatura, en los líquidos a mayor temperatura la viscosidad disminuye mientras que en los gases sucede todo lo contrario. Existen diferentes formas de expresar la viscosidad de un

fluido, pero las más frecuentes son la viscosidad absoluta o dinámica y la viscosidad cinemática. Esta última relaciona la viscosidad dinámica con la densidad del fluido.

Viscosidad Dinámica de Líquido

Danesh (1998) señala que la viscosidad dinámica de un líquido puede ser estimada utilizando la correlación propuesta por Beggs y Robinson:

$$\mu_L = (10^A - 1) \cdot 10^{-3} \quad (2.4)$$

El parámetro “A” está determinado por la siguiente expresión:

$$\log(A) = 3,0324 - 0,02023 \cdot \text{°API} - 1,163 \cdot \log(T + 459,67) \quad (2.4a)$$

Donde:

μ_L : Viscosidad dinámica de gas [Pa.s].

T: Temperatura [°R].

°API: Gravedad API del fluido, para el agua: 10°API.

Viscosidad Dinámica de Gas

Leet et al. (1996), presentan la siguiente expresión empírica para determinar la viscosidad dinámica de un gas:

$$\mu_G = K \cdot \exp(X \cdot \rho_G^Y) \cdot 10^{-3} \quad (2.5)$$

En la cual:

$$K = \frac{(9,4 + 0,02 \cdot M) \cdot T^{1,5}}{209 + 19 \cdot M + T} \quad (2.1.5a)$$

$$X = 3,5 + \frac{986}{T} + 0,01 \cdot M \quad (2.5b)$$

$$Y = 2,4 + 0,2 \cdot X \quad (2.5c)$$

Donde:

μ_G : Viscosidad dinámica de gas [Pa.s].

M: Peso molecular [g/mol].

Viscosidad Dinámica de Mezcla

La viscosidad dinámica del flujo bifásico gas-líquido, puede ser determinada por medio de ecuaciones empíricas que relacionan el *hold up* de líquido con la viscosidad de cada una de las fases, en este sentido Shoham (2000) define la viscosidad de una mezcla bifásica gas-líquido mediante la siguiente ecuación:

$$\mu_M = (1 - H_L) \cdot \mu_G + (H_L \cdot \mu_L) \quad (2.6)$$

Donde:

μ_M : Viscosidad dinámica de la mezcla [Pa.s].

Velocidad Superficial de una Fase

Según Shoham (2000) la velocidad superficial de una fase está definida como la velocidad que esta fase exhibiría si fluyera sólo ella a través de toda la sección transversal de una tubería. Esta velocidad superficial representa la tasa de flujo volumétrico por unidad de área transversal de la tubería. Así, las velocidades superficiales de la fase líquida y de gas son:

$$V_{SL} = \frac{Q_L}{A_T} \quad (2.7)$$

$$V_{SG} = \frac{Q_G}{A_T} \quad (2.8)$$

Donde:

Q_L, Q_G : Caudales volumétricos de líquido y gas, respectivamente [m^3/s].

V_{SL}, V_{SG} : Velocidad superficial de líquido y de gas, respectivamente [m/s].

A_T : Área de la sección transversal de la tubería [m^2].

Velocidad Superficial de Mezcla

La velocidad superficial de la mezcla es el total de flujo volumétrico de ambas fases por unidad de área transversal, y está dada por:

$$V_M = \frac{Q_L + Q_G}{A_T} = V_{SL} + V_{SG} \quad (2.9)$$

Donde:

V_M : Velocidad superficial de mezcla [m/s].

PATRONES DE FLUJO

El flujo multifásico está caracterizado por la existencia de interfases y discontinuidades asociadas a las propiedades del sistema, lo cual genera una variedad de patrones de flujo. Corradini (1997), denomina patrón de flujo a las diversas configuraciones geométricas que adopta el flujo bifásico en una tubería.

La determinación del patrón de flujo existente en un sistema bifásico no es obvia y generalmente depende de la interpretación del observador, usualmente estos son reconocidos por inspección visual.

De acuerdo a Shoham (2000) la existencia de patrones de flujo en un sistema bifásico depende de las siguientes variables:

- a) Parámetros operacionales, como tasa o relación de flujo de líquido y de gas.
- b) Variables geométricas, como el diámetro e inclinación de la tubería.
- c) Las propiedades físicas de las dos fases como: densidad, viscosidad y tensión superficial.

Los patrones de flujo varían para flujo horizontal, flujo inclinado y flujo vertical. En este Trabajo Especial de Grado sólo se abordan los patrones de flujo en tuberías horizontales y ligeramente inclinadas.

Patrones de Flujo en Tuberías Horizontales y Ligeramente Inclinadas

La descripción de patrones de flujo propuesta por Barnea et al. (1980) es una de las más utilizadas, éstas coinciden con las definiciones dadas por Shoham, en las cuales se clasifica el flujo como estratificado, intermitente, anular y burbuja dispersa. La Figura N° 2 muestra los patrones de flujo bifásico que pueden generarse en tuberías horizontales y ligeramente inclinadas.

- a) Flujo Estratificado

Este patrón de flujo se presenta a velocidades de gas y de líquido relativamente bajas. Las fases son separadas por efecto de la gravedad, la fase líquida fluye por el fondo

de la tubería y la fase gaseosa por el tope. El flujo estratificado se divide en **Estratificado Liso (SS)**, donde la interfase gas-líquido es lisa con mínimas perturbaciones, y **Estratificado Ondulado (SW)**, que ocurre a velocidades de gas relativamente altas y forma ondas estables en la interfase, (Shoham, 2000).

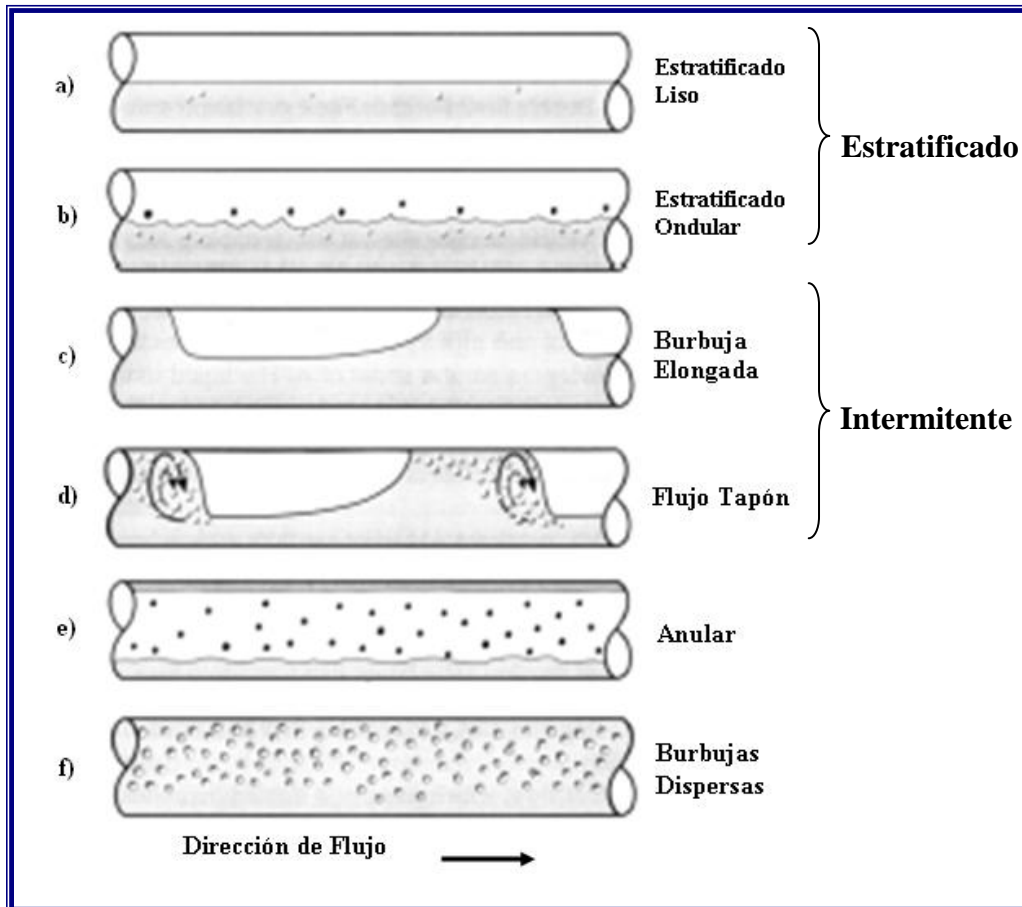


Figura N° 2: Patrones de Flujo en Tuberías Horizontales y Ligeramente Inclinadas

(Adaptado de Shoham, 2000).

b) Flujo Intermitente

El patrón de flujo Intermitente es caracterizado por el flujo alterno de gas y líquido. Tapones de líquido llenan la sección transversal de la tubería y son separados por burbujas de gas, este régimen se subdivide en **Flujo Tapón (SL)** y en **Burbuja Elongada (EB)**.

El patrón de flujo de Burbuja Elongada (EB) es considerado un caso límite de flujo tapón (SL), ocurre cuando el líquido está libre de pequeñas burbujas de gas, y solo existen burbujas alargadas de gran tamaño en el tope de la tubería, tal como se puede observar en la Figura N° 2c; este patrón ocurre a velocidades de gas relativamente bajas.

c) Flujo Anular

El patrón de flujo anular (A) ocurre a velocidades muy altas de gas. El gas fluye por el centro de la tubería pudiendo arrastrar gotas de líquido, mientras que el líquido fluye como una película delgada alrededor de la pared de la tubería. Debido a la fuerza gravitacional, la película en el fondo es generalmente más gruesa que en el tope de la tubería.

d) Flujo Burbuja Dispersa

El patrón de flujo burbuja dispersa (BD) se presenta a muy altas velocidades de líquido. La fase líquida es la fase continua en la que el gas se encuentra disperso en forma de pequeñas burbujas. Debido a la alta velocidad del líquido, las dos fases se mueven a la misma velocidad (no hay deslizamiento).

Cabe resaltar que la longitud de tubería necesaria para que se desarrolle un patrón de flujo en tuberías horizontales y ligeramente inclinadas es igual a 65 diámetros aproximadamente.

MAPAS DE PATRONES DE FLUJO

Como se mencionó anteriormente, el patrón de flujo presente en una tubería es determinado principalmente por inspección visual; sin embargo, algunas aproximaciones empíricas plasmadas en mapas de patrones de flujo, permiten predecir el régimen de flujo de un sistema en estudio. En este sentido, los mapas de patrones de flujo son representaciones gráficas que utilizan dos coordenadas independientes, típicamente velocidad superficial de líquido y velocidad superficial de gas, para predecir los patrones de flujos e indicar los límites de transición de un

patrón de flujo a otro. Estos mapas resultan de gran utilidad al momento de evaluar un separador, ya que las condiciones operacionales tales como, los caudales de gas y de líquido a utilizar, se pueden fijar considerando los patrones de flujo y las transiciones, que resulten más favorable para el dispositivo.

Los mapas de patrones de flujo están basados en modelos mecanicistas, los cuales consideran parámetros operacionales como las tasas de flujo másico de cada una de las fases presentes, parámetros geométricos como diámetro y ángulo de inclinación de la tubería, y las propiedades físicas de los fluidos, para predecir los límites de transición de un patrón de flujo a otro (Shoham, 2000).

Múltiples investigadores han intentado encontrar coordenadas generalizadas que permitan cubrir diferentes sistemas o conjuntos de fluidos y tuberías, sin embargo, este tipo de generalizaciones son poco fiables porque las inestabilidades del sistema que originan las transiciones de un patrón de flujo a otro, se rigen por las propiedades de los fluidos. Por ejemplo, para un determinado sistema de estudio la transición puede suceder en un número de Reynolds en particular, pero al ocurrir una variación en las propiedades físicas de los fluidos, la frontera puede ser caracterizada por un número de Reynolds diferente. Por lo tanto, incluso para los sistemas más simples, no es fiable un mapa de patrón de flujo generalizado (Brennen, 2005).

El primer mapa de patrones de flujo fue propuesto por Baker en 1954, éste fue usado en la industria petrolera como una referencia válida para predecir los patrones de flujo; resultó ser eficiente para tuberías de 1 plg. de diámetro, pero para diámetros mayores no arrojó aproximaciones válidas. Posteriormente, un mapa basado en coordenadas de velocidad superficial de gas y de líquido, fue propuesto por Mandhane et al., en 1974. Los mapas de patrones de flujo más utilizados en la actualidad son los propuestos por Taitel y Dukler, y por Barnea y Taitel, por arrojar mejores aproximaciones (Shoham, 2000). En la Figura N° 3 se muestra el mapa de patrón de flujo propuesto por Mandhane et al. y por Taitel y Dukler, ambos están hechos para sistema bifásico aire-agua y tubería horizontal.

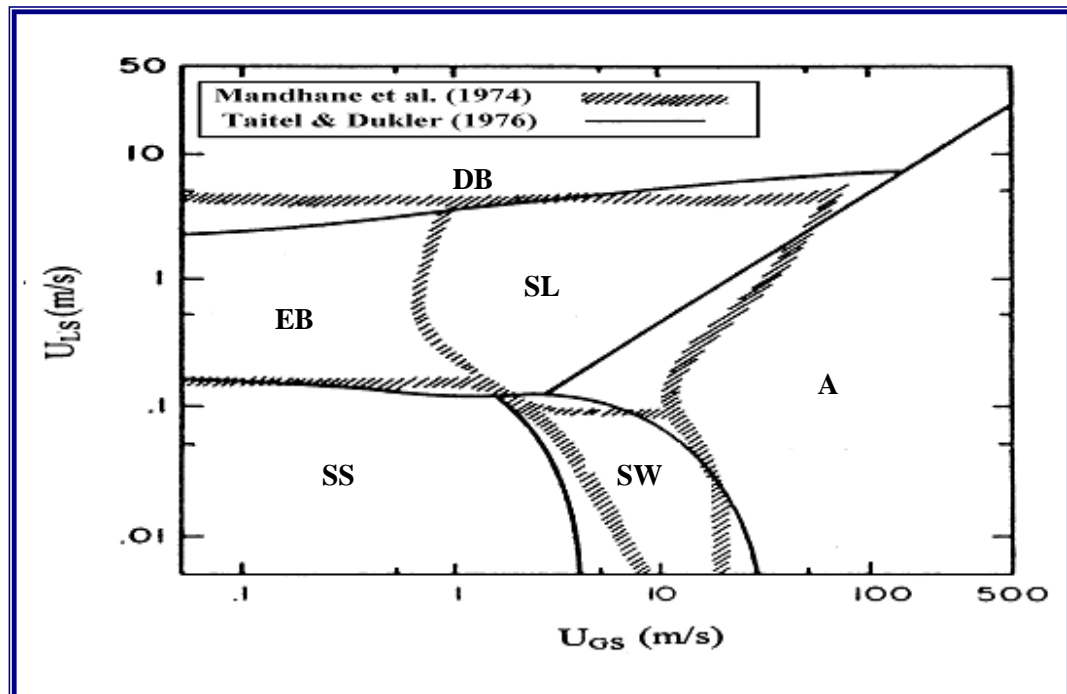


Figura N° 3: Mapa de Patrón de Flujo Propuesto por Mandhane et al. y por Taitel & Dukler..

Fuente: Taitel y Dukler (1976).

SEPARADORES GAS – LÍQUIDO

El término separador es aplicado a una gran variedad de equipos utilizados para separar mezclas de dos o más fases. Estas mezclas pueden estar formadas por: una fase vapor y una líquida, una fase vapor y una sólida, dos fases líquidas inmiscibles (aceite/agua), una fase vapor y dos líquidas o alguna otra combinación de las anteriores, (PDVSA, MDP-03-S-01). En este sentido, los separadores utilizados en la industria petrolera pueden ser “bifásicos”, empleados para separar el gas de la corriente total de líquidos y “trifásicos” si también separan la corriente líquida en sus componentes de petróleo crudo y agua.

El fluido de los yacimientos es una mezcla compleja de múltiples compuestos en su mayor parte hidrocarburos, los cuales difieren en densidad, punto de ebullición, volatilidad, etc.; dichas diferencias dan origen a una mezcla constituida principalmente por crudo y gas, con cierta cantidad de agua (Stewart y Arnold, 1998).

Durante el proceso de extracción de crudo, tal y como se muestra en la Figura N° 4, el flujo de cada pozo es destinado a una estación de flujo, la cual está constituida por un grupo de instalaciones que facilitan el recibo, la separación, medición, tratamiento, almacenamiento y despacho del crudo y del gas.

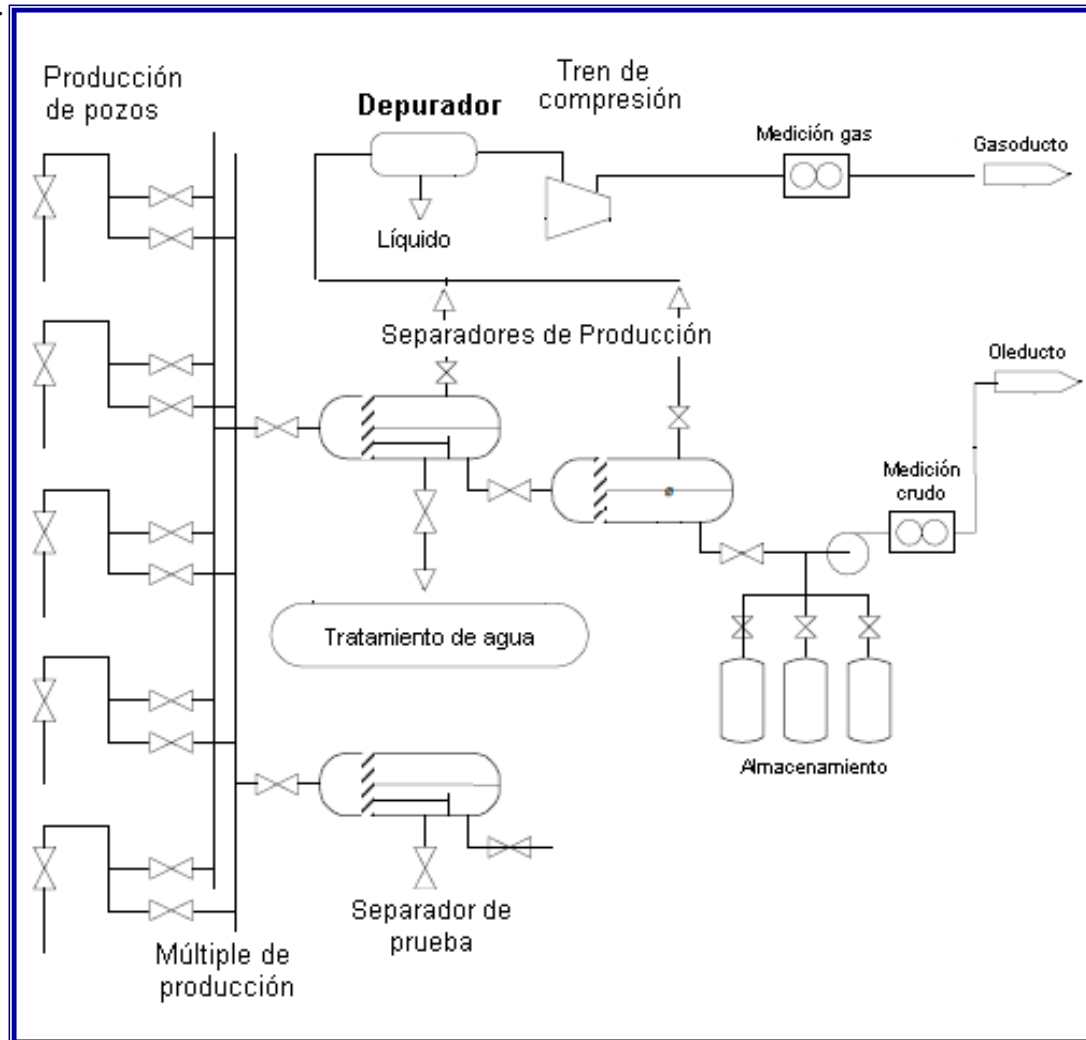


Figura N° 4: Esquema de una Estación de Flujo Convencional

Fuente: Adaptado de Oil and Gas Production (2006).

En una estación de flujo convencional, las tuberías de cada uno de los pozos, llegan a un sistema de recibo denominado múltiple de producción, el cual facilita el manejo de la producción total de los pozos que ha de pasar por los separadores de producción.

Generalmente, el primer separador de producción es de tipo trifásico, por el fondo de este separador se obtiene una corriente de agua que va a una sección de tratamiento de agua y otra corriente constituida principalmente por crudo, la cual es enviada a un segundo separador, de tipo bifásico que remueve el gas arrastrado por la corriente de crudo; finalmente el crudo es llevado a los patios de tanques para su adecuación, medición y distribución. Por el tope de los separadores de producción se obtiene una corriente de gas con bajo contenido de líquido, la cual es enviada a un tren de compresión para su posterior comercialización; antes de llegar al tren de compresión es necesario eliminar el líquido arrastrado por la corriente gaseosa, ya que una gota de líquido es suficiente para dañar los equipos aguas abajo de los separadores, tales como los compresores, es por ello que se hace necesario instalar equipos de separación secundarios que eliminen el contenido de líquido arrastrado por la corriente gaseosa. Arnold y Steward (1998), para este tipo de separadores cuya relación gas-líquido es muy alta, utilizan el término “trampa” o “depuradores de gas”. Adicionalmente, una estación de flujo convencional, dispone de separadores de prueba, los cuales se utilizan para evaluar la producción de un pozo determinado.

Depuradores

Los depuradores de gas son separadores bifásicos empleados para remover el líquido contenido en una corriente gaseosa. Se utilizan comunmente aguas arriba de equipos mecánicos como compresores que pueden ser dañados por la presencia de líquido, o también pueden utilizarse aguas abajo de equipos que puedan causar la condensación de líquidos contenidos en una corriente de gas, como refrigeradores. Es importante señalar que los sistemas de compresión condicionan todo el sistema aguas arriba, por lo cual la caída de presión recomendable para un depurador es de 5 psi (Stewart y Arnold, 1998).

De acuerdo a Danesh (1998), un depurador típicamente maneja relaciones gas-líquido comprendidas entre 3.300 y 200.000 SCFD/BPD. Por otro lado, las velocidades típicas de gas en la entrada de un depurador (o aguas abajo de los separadores de producción) están en el margen de 18 a 27 m/s, (PDVSA, MDP-03-S-01).

Mecanismos de Separación Gas-Líquido

Los mecanismos fundamentales para realizar la separación física de una mezcla bifásica gas – líquido son: el *momentum* o cantidad de movimiento, la coalescencia, la fuerza de gravedad y la fuerza centrífuga. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación de las fases, (PDVSA, MDP-03-S-01).

A continuación se explica brevemente cada uno de los mecanismos de separación y se hace especial énfasis en la separación por fuerza centrífuga.

a) Separación por *Momentum*

En este mecanismo de separación se utilizan deflectores los cuales cambian bruscamente la dirección del flujo bifásico gas-líquido ocasionando una variación en el momento o cantidad de movimiento de la mezcla bifásica, lo cual produce la separación de las fases. Los deflectores tienen una gran variedad de formas; pueden ser de placa, ángulo, cono, codo de 90°, o semiesfera. El diseño y forma del deflector depende principalmente del soporte requerido para resistir la carga de impacto a la cual es sometido.

b) Separación por Coalescencia

Este mecanismo ocurre cuando las gotas de líquido son muy pequeñas y no es posible la separación por gravedad. En este caso, las gotas se unen por medio del fenómeno de coalescencia, para formar gotas de mayor tamaño y poder de esta forma separarse por gravedad.

c) Separación por Gravedad.

Este principio de separación aplica cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota, lo cual produce que el líquido se separe de la fase gaseosa. La Figura N° 5 ilustra las fuerzas que actúan sobre una gota de líquido contenida en una corriente de gas.

Los separadores que actúan por fuerza de gravedad son los más simples y antiguos que se conocen. El equipo consta de una zona de asentamiento en la cual se reduce la velocidad del gas para permitir que el líquido se asiente por acción de la gravedad. Perry et al.(1992), señalan que en la práctica, su utilidad industrial está limitada a la separación de gotas superiores a 50 μm .

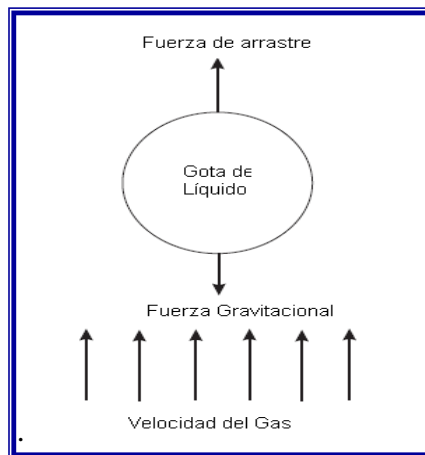


Figura N° 5: Separación por Gravedad, Fuerzas Sobre Gota de Líquido en una Corriente Gaseosa.

Fuente: GPSA (2004)

d) Separación por Fuerza Centrífuga.

La separación basada en la aplicación de la fuerza centrífuga se puede utilizar para mejorar cientos de veces la recolección de partículas de líquido, en comparación con la gravedad. Los separadores que actúan por fuerza centrífuga son conocidos como ciclones y forman parte de los equipos más empleados dentro de las operaciones de separación de partículas sólidas o líquidas de una corriente gaseosa, además pueden ser utilizados para separar dos líquidos inmiscibles o sólidos de líquidos. Estos dispositivos ofrecen un espacio eficiente, pero son muy sensibles a las tasas de flujo y generan una alta caída de presión. De acuerdo a Brito et al. (2005), la caída de presión en un ciclón es directamente proporcional al flujo de gas, y es permisible en el intervalo de 1 a 5 psi.

Los ciclones pueden ser más eficientes para la recolección de líquidos que de sólidos, ya que los líquidos coalescen al capturarlos y son más fáciles de drenar de la unidad.

Un ciclón es un dispositivo sin partes móviles basado en la fuerza centrífuga, en la Figura N° 6 se muestra un ciclón convencional, el cual está compuesto básicamente por un cilindro vertical con fondo cónico.

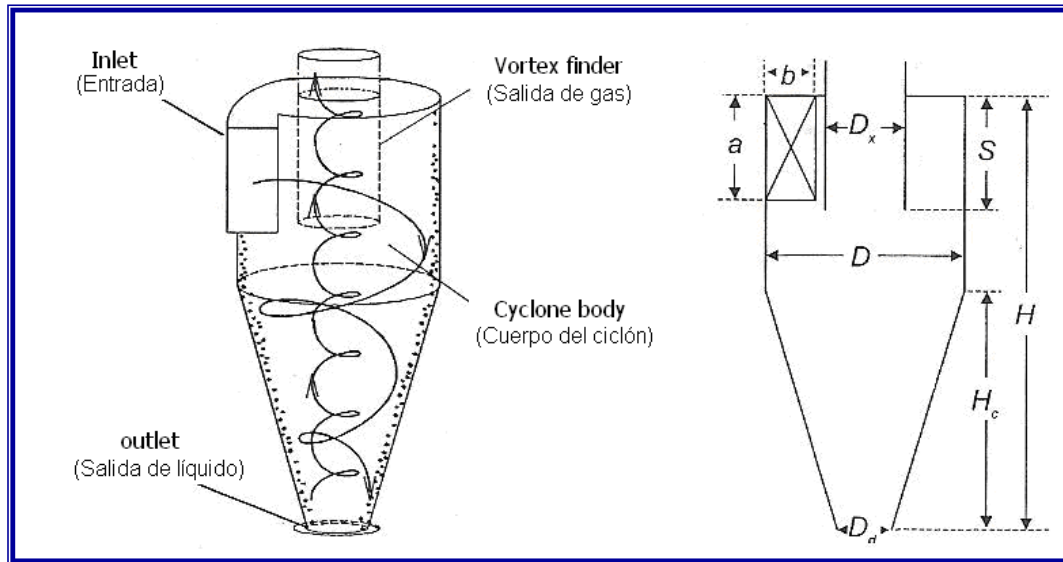


Figura N° 6: Ciclón Convencional (cilindro-cónico) con Entrada Tangencial

Fuente: Hoffman y Stein (2002)

Hoffman y Stein (2002), señalan que la geometría de un ciclón convencional está determinada por las siguientes dimensiones:

- Diámetro de la sección cilíndrica, D .
- Altura total del ciclón, H .
- Diámetro del vortex finder, D_x .
- Longitud del vortex finder, S .
- Altura y ancho de la entrada, a y b , respectivamente.
- Altura de la sección cónica, H_c .
- Diámetro de la salida de polvo, D_d .

El movimiento rotacional en el ciclón convencional lo origina el diseño de la entrada tangencial, el gas realiza un espiral hacia abajo y luego asciende por la zona más interna del dispositivo, abandonando el separador a través de una salida central,

denominada *vortex finder*, mientras que las partículas de líquido son impulsadas hacia la pared y caen por gravedad hacia la base del ciclón, (Hoffman y Stein, 2002).

Svarovsky (1984) y Hoffman et al. (2002), señalan algunas ventajas y desventajas de los separadores ciclónicos.

Ventajas de los Separadores Ciclónicos

- Son extremadamente versátiles, pueden ser utilizados en industrias químicas, petroquímicas, plantas incineradoras, industria de hierro y acero, etc.
- Son equipos de gran sencillez estructural y no tienen piezas móviles, por lo cual requieren bajo capital de inversión y mantenimiento.
- Pueden ser utilizados bajo condiciones de proceso extremas (alta temperatura y presión).
- Son equipos compactos en la mayoría de las aplicaciones.
- Pueden ser construidos de cualquier material (acero, aluminio, plástico, cerámica, etc.), siempre y cuando sea adecuado para el servicio previsto.
- Permiten separar sólidos y líquidos en combinación, con un diseño adecuado.

Desventajas de los Separadores Ciclónicos

- Hay limitaciones sobre la eficiencia de separación, atribuidas al tamaño de partículas.
- Pueden generar mayor caída de presión que otros tipos de separadores.
- Están sujetos a erosión o suciedad cuando el fluido a separar es un sólido abrasivo o pegajoso.
- Pueden operar por debajo de las expectativas si no se diseñan y operan correctamente.

Eficiencia de Separación

La eficiencia de separación de un ciclón que opera con flujo bifásico gas-líquido está determinada por el flujo másico de líquido que ingresa al dispositivo, el flujo másico capturado o recolectado, y el flujo de líquido arrastrado por la corriente de gas. En

este sentido, la eficiencia de separación es calculada simplemente como la relación del flujo másico de líquido recolectado y el flujo másico de líquido alimentado al separador.

$$\eta = \frac{\dot{m}_R}{\dot{m}_{in}} = 1 - \frac{\dot{m}_{out}}{\dot{m}_{in}} = \frac{\dot{m}_R}{\dot{m}_R + \dot{m}_{out}} \quad (2.12)$$

Donde:

η : Eficiencia de separación [adimensional]

\dot{m}_R : Flujo másico de líquido recolectado [kg/h]

\dot{m}_{in} : Flujo másico de líquido en la entrada del ciclón [kg/h]

\dot{m}_{out} : Flujo másico de líquido en la salida del ciclón [kg/h]

Clasificación de los Separadores Ciclónicos

De acuerdo a Hoffmann y Stein (2002) los ciclones trabajan como resultado de las fuerzas centrífugas que actúan sobre las partículas suspendidas en la corriente de gas. Los autores clasifican los separadores ciclónicos, de acuerdo con las siguientes características:

1.- La geometría del cuerpo del separador.

Existen dos posibles configuraciones para el cuerpo de un ciclón, cilindro-cónico, el cual consiste de un cilindro vertical con fondo cónico, o cilíndrico.

2.- La configuración de entrada del flujo bifásico.

Con respecto a este aspecto, existen cuatro tipos de configuraciones para la entrada de flujo a un ciclón, las mismas son mostradas en Figura N° 7.

La primera y más simple, es la configuración con una entrada circular, la cual se encuentra típicamente en los ciclones más sencillos y económicos, en los que el grado de separación que se requiere es poco exigente o elevado. Un segundo tipo de configuración es la de entrada rectangular, la cual es muy frecuente en los ciclones de las industrias químicas y petroleras; este tipo de ciclones requiere la construcción de un ducto rectangular para la entrada de la mezcla bifásica, lo que acarrea grandes

esfuerzos mecánicos; sin embargo, la eficiencia de separación es superior a ciclones de entrada circular. La tercera configuración es tipo involuta, la cual consiste en una sección espiral que disminuye gradualmente su radio, originando velocidad centrífuga al fluido aguas arriba del cuerpo del ciclón. La cuarta configuración considerada por Hoffman y Stein, es la entrada axial con álabes, como se muestra en la Figura N° 7d, en este caso el fluido entra al ciclón de manera paralela al eje del mismo, al atravesar los álabes guías estacionarios adquiere velocidad centrífuga lo que ocasiona la separación de las fases; este tipo de entrada es frecuente en los ciclones de cuerpo cilíndrico.

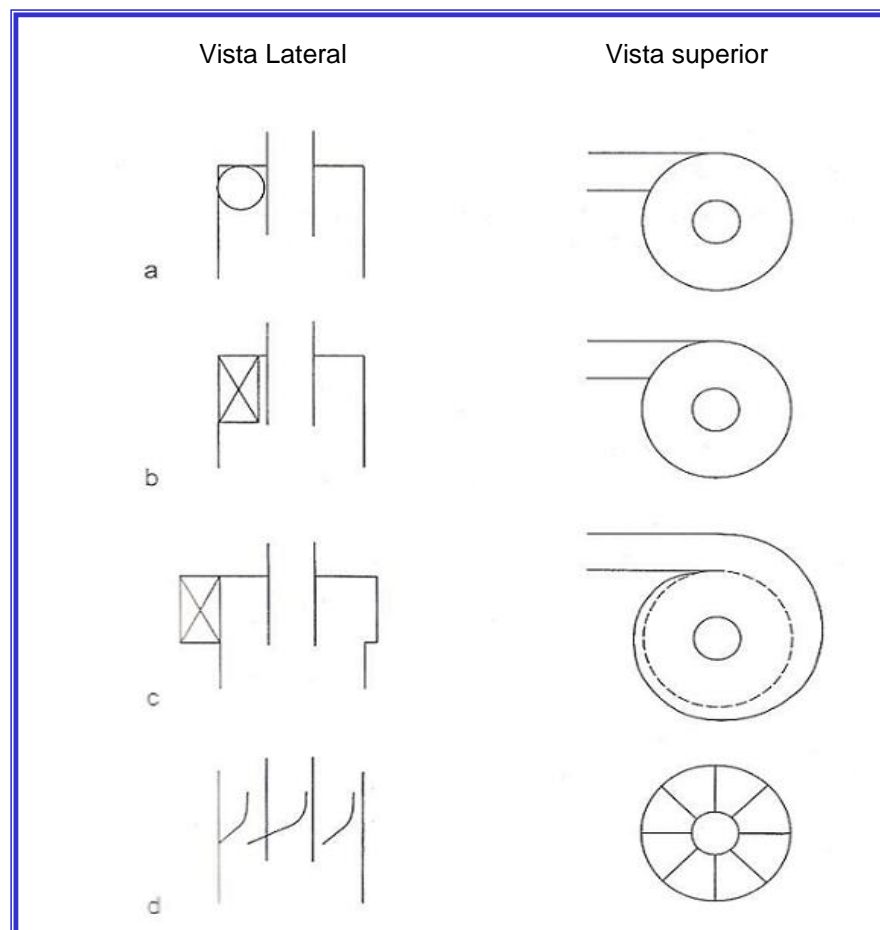


Figura N° 7: Vista Lateral y Superior de las Configuraciones de Entrada a un Ciclón. a) Circular, b) Rectangular, c) Involuta, y d) Axial con álabes.

Fuente: Hoffman y Stein, (2002)

3.- La dirección del flujo de entrada y de salida del ciclón.

Los separadores ciclónicos se pueden categorizar de acuerdo a la dirección de los flujos de entrada y de salida, en: flujo concurrente y flujo reverso, tal como se muestra en la Figura N° 8; en el ciclón de flujo reverso el *vortex finder* está opuesto a la salida de las partículas removidas, por lo que el gas realiza un movimiento espiral hacia abajo y luego asciende y abandona el dispositivo en dirección opuesta a la salida de líquido mientras que en el ciclón de flujo concurrente el gas “seco” abandona el dispositivo en la misma dirección del flujo de las partículas removidas.

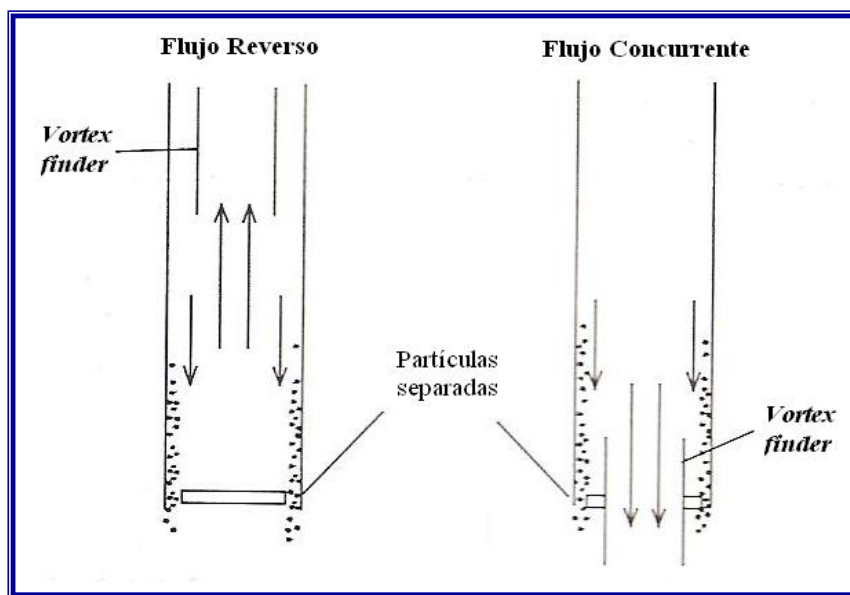


Figura N° 8: Clasificación de los Ciclones de Acuerdo a la Dirección del Flujo

Fuente: Adaptado de Hoffman y Stein, (2002).

Separador Axial Ciclónico

Un separador axial ciclónico es un dispositivo en línea, en su mayoría de cuerpo cilíndrico y flujo concurrente, con la entrada y salida de gas paralela al eje del ciclón (axial). Cuando el espacio es limitado, resulta más conveniente utilizar este tipo de separadores en lugar de ciclones convencionales ya que son equipos más compactos y además, pueden manejar flujos más elevados. Se denominan equipos en línea porque son ubicados entre líneas de gas, en este sentido, la línea de proceso aguas abajo del

separador axial ciclónico está constituida principalmente por gas, análogamente, la línea de proceso aguas arriba del dispositivo consiste de gas.

Los principales parámetros geométricos que influyen operacionalmente en un separador axial ciclónico son: las dimensiones del estator, la geometría de los álabes, la distancia de separación estator – *vortex finder* y la apertura anular de recolección formada entre el *vortex finder* y el diámetro del dispositivo, la Figura N° 9 muestra un esquema del dispositivo.

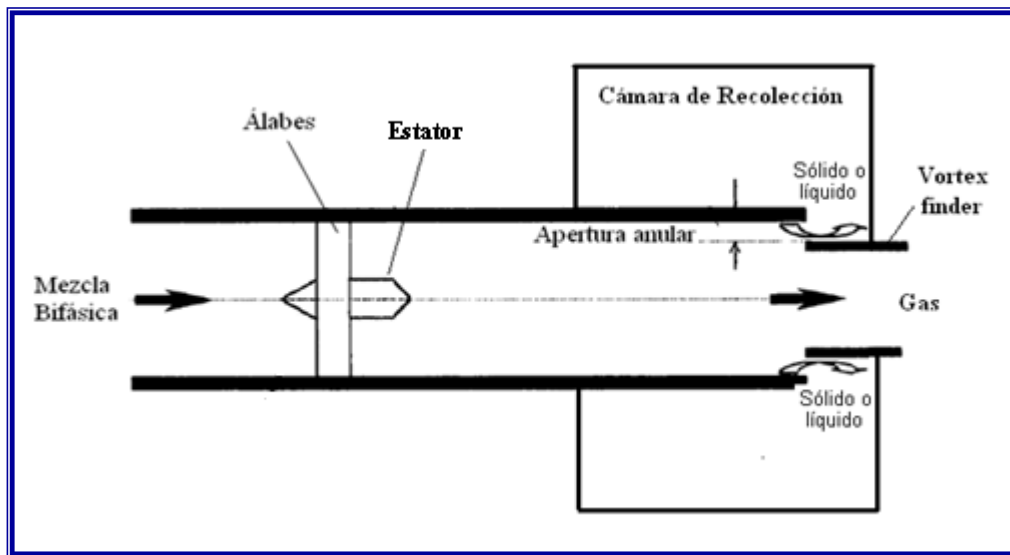


Figura N° 9: Esquema de Separador Axial Ciclónico

Fuente: Adaptado de Klusjzo et al., 1998.

El principio de funcionamiento del separador axial ciclónico se basa en el movimiento rotacional del flujo bifásico gas-líquido originado por los álabes guías estacionarios, los cuales son elementos fijos que no requieren girar para impartir la rotación de la mezcla; el cambio de dirección en el flujo originado por el ángulo formado entre los álabes y el eje axial del dispositivo produce el movimiento rotacional de la mezcla bifásica. Cabe mencionar que esta tecnología de separación es aplicable tanto a flujos bifásicos gas-líquido como a mezclas gas-sólido.

La eficiencia del separador axial ciclónico es favorecida por patrón de flujo anular, ya que el movimiento rotacional de la mezcla es producido por la totalidad de los álabes,

mientras que con patrón de flujo estratificado solo la parte inferior de la configuración de álabes proporciona la rotación a la mezcla.

En este tipo de separadores la mezcla bifásica ingresa al dispositivo en dirección axial e impacta con el cono frontal del estator, el cual dirige el flujo hacia los álabes guías estacionarios que originan la fuerza centrífuga necesaria para la deposición de las partículas sólidas o líquidas en la periferia del separador. Una tubería de menor diámetro que el separador, denominada *vortex finder*, se encuentra en el otro extremo del dispositivo formando una apertura anular con el diámetro del dispositivo, la cual permite que las partículas líquidas o sólidas que se encuentran en rotación por la periferia del equipo queden atrapadas en una cámara de recolección; finalmente, la corriente de gas abandona el dispositivo a través del *vortex finder*.

El estator del dispositivo soporta los álabes guías estacionarios, además, posee en uno de sus extremos un cono frontal y en el otro extremo un cono dorsal. La principal función del cono frontal es dirigir el flujo desde el centro de la tubería hasta los álabes estacionarios. La presencia del cono dorsal es mucho más importante, ya que debido al movimiento rotacional del flujo producido por los álabes estacionarios aguas abajo del estator, el flujo tiende a cambiar de sentido o dirección en las cercanías del eje central de la tubería, regresando hacia los álabes, lo cual puede obstaculizar el movimiento rotacional del flujo entrante y con ello disminuir la separación de las fases, el cono dorsal evita dicha reversibilidad del flujo en la cercanía de los álabes.

El diámetro del estator influye directamente en la caída de presión del dispositivo, ya que conforme este aumenta, el área transversal disponible para el flujo disminuye, lo cual ocasiona, debido al principio de continuidad, un aumento en la velocidad de flujo y por consiguiente, un incremento en la caída de presión, (Klujszo et al., 1998).

Por otro lado, la geometría de los álabes es otro parámetro geométrico que impacta directamente sobre la eficiencia de separación y la caída de presión de un separador axial ciclónico. Un aumento en el ángulo formado entre los álabes y la dirección axial, produce mayor velocidad tangencial y en consecuencia la fuerza centrífuga

aumenta, lo cual mejora la separación de las fases. Sin embargo, existe un límite en el incremento de este ángulo, ya que a medida que el ángulo de salida se incrementa, también aumenta la caída de presión del dispositivo debido a que la sección transversal disponible para el fluido disminuye, por lo tanto, grandes ángulos formados entre los álabes y el eje axial, producen altas caídas de presión.

El siguiente parámetro geométrico a considerar para estudiar el desempeño de un separador axial ciclónico es la distancia de separación estator – *vortex finder*; algunos investigadores difieren en lo que respecta al efecto de dicho parámetro sobre la eficiencia de separación; en este sentido, Postman y Hoffman (1998), alegan que la eficiencia de separación disminuye al aumentar la longitud de separación entre los álabes y el *vortex finder* de 3 a 6 diámetros, ya que el movimiento rotacional decae exponencialmente a medida que el fluido se desplaza en la dirección axial. En contraste con lo antes expuesto, Hobbs (2002) afirma, tal como se presenta en la Figura N° 10, que la eficiencia de separación aumenta al incrementar la longitud entre el estator y el *vortex finder* de 4 a 9 pies. Es posible que el comportamiento de la eficiencia en función de la distancia estator – *vortex finder* sea el de una concavidad, con un rango de distancias recomendables en torno a un pico.

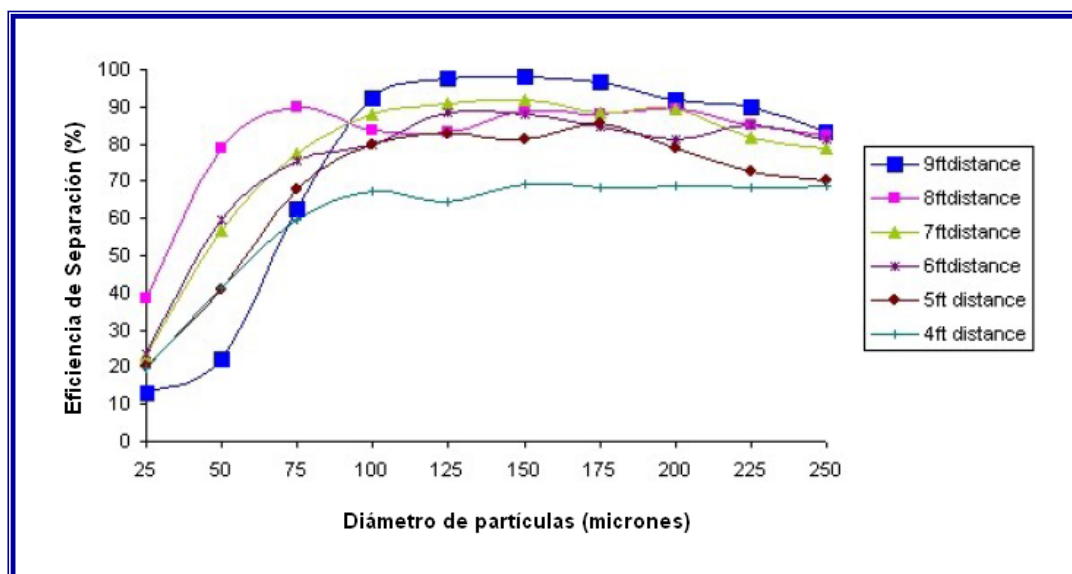


Figura N° 10: Eficiencia de Separación Vs. Distancia de Separación Estator- *Vortex Finder*.

Fuente: Hobbs (2002).

El último parámetro a considerar en el desempeño de estos separadores, es la apertura anular formada entre el *vortex finder* y el diámetro del dispositivo. Hobbs (2002) afirma que al disminuir el diámetro del *vortex finder*, la apertura anular para la recolección de partículas se hace más grande, lo cual facilita el paso de las partículas en rotación hacia la cámara de recolección, mejorando la eficiencia de separación. Sin embargo, una mayor apertura anular ocasiona incrementos en la caída de presión, ya que el área de sección transversal disponible para la salida del flujo de gas disminuye, en la Figura N° 11 se ilustra la eficiencia de separación para diferentes aperturas anulares. Por otro lado, Klujzso et al. (1998), determinaron que mientras se mantiene el tamaño de apertura anular entre 1/8 y 1/6 del diámetro del separador, la recolección de masa varía entre 80 y 84%, por debajo de este rango, la eficiencia de separación decae entre 71 a 74%.

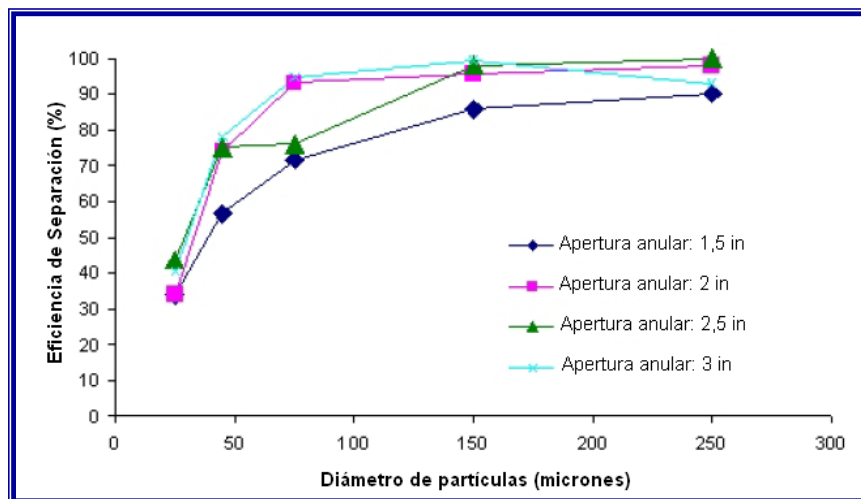


Figura N° 11: Eficiencia de Recolección en Función de la Apertura Anular
Hobbs (2002)

Esta tecnología de separación ha sido patentada en los últimos años por varios investigadores, entre los que cabe mencionar dos de las compañías petroleras más importantes del mundo: Statoil Company y CDS Engineering, quienes desarrollaron la tecnología de depuración y la instalaron en 2002 en una de sus plataformas en Mar del Norte, en el Apéndice A se muestra con más detalle este y otros de los separadores axiales ciclónicos patentados a nivel mundial.

CAPÍTULO III

MARCO METODOLÓGICO

En este capítulo se describe en detalle el trabajo de investigación realizado para cubrir los objetivos planteados en la presente Tesis de Grado.

Este Trabajo se ha conceptualizado como una investigación de nivel demostrativo, ya que pretende establecer con precisión una relación causa – efecto; su propósito es comprobar que los cambios en las variables dependientes (eficiencia de separación y caída de presión) fueron causados por las variables independientes (ángulo de salida de los álabes, distancia estator-*vortex finder*, y apertura anular de recolección formada entre el *vortex finder* y el diámetro del dispositivo).

El diseño de la investigación es la estrategia general que adopta el investigador para responder al problema planteado. En este caso, se realizará una investigación experimental, por cuanto el objetivo se centra en evaluar diferentes condiciones geométricas del depurador axial ciclónico para determinar los efectos que se producen en la caída de presión y eficiencia de separación. Los datos de interés serán recopilados en forma directa, es decir mediante pruebas experimentales, en este sentido se trata de una investigación a partir de datos originales o primarios.

La técnica e instrumento de recolección de datos a utilizar será la observación directa, la cual se complementará con el uso de instrumentos para almacenar la información, tales como un computador y una cámara de video.

El desarrollo de este Trabajo Especial de Grado se llevó a cabo siguiendo la metodología plasmada en la Figura N° 12, en la cual se plantea cada una de las etapas “macro” del trabajo realizado, las mismas serán explicadas en detalle a continuación.



Figura N° 12: Representación Gráfica de la Metodología a Utilizar

REVISIÓN DEL ESTADO DEL ARTE

Esta etapa comprende la búsqueda, recopilación y revisión de la información referente a conceptos básicos y avances más recientes en separación gas-líquido, depuración ciclónica, patrones de flujo bifásico y toda aquella información especializada que sirva de guía y de fundamento teórico para el desarrollo de este Trabajo Especial de Grado.

Para el cumplimiento de esta etapa se cuenta con el apoyo del Centro de Información Técnica (CIT) de PDVSA-Intevep, donde se ubicarán diversas referencias bibliográficas y revistas científicas, así como tesis e informes técnicos generados por la empresa sobre el tema objeto de esta investigación.

Cabe mencionar que a través del portal de Red de Información Petrolera y Petroquímica (RIPPET) se puede acceder a una base de datos que contiene el registro de la información disponible en el CIT. Adicionalmente, este portal permite el acceso a normas PDVSA, COVENIN, normas internacionales, y diversas bases de datos como Science Direct, Society of Petroleum Engineers SPE-Papers, entre otras.

DESCRIPCIÓN DE LA INSTALACIÓN

Para llevar a cabo la evaluación del prototipo de depurador axial ciclónico, fue necesario familiarizarse con el sistema de separación gas-líquido, disponible en el

Laboratorio de Levantamiento Artificial de Norte 6 de PDVSA-Intevep y donde se llevó a cabo el programa o plan experimental requerido. Esto con el fin de identificar los diferentes equipos e instrumentos, así como las diversas secciones que constituyen la instalación, de tal manera de adquirir las destrezas y habilidades necesarias para la correcta operación del sistema.

El sistema de separación gas-líquido está constituido por cuatro (4) módulos, a saber:

1.- Módulo de compresión, conformado principalmente por los siguientes equipos:

- Dos (2) compresores de aire de procesos: K-101 y K-102, marca Atlas Copco, modelo GA-75 y ZR4-06 respectivamente, el primero posee una presión máxima de trabajo de 9,10 bar y el segundo 8,6 bar.
- Un (1) compresor de aire de instrumentos K-201, marca Atlas Copco, modelo GA-609 cuya presión máxima de trabajo es 8,8 bar.
- Dos (2) medidores de flujo másico de aire de proceso FT-0101/FT-0102, marca Rosemount.

2.- Módulo de bombeo, constituido por:

- Dos (2) tanques de almacenamiento/recepción de líquido TK-0301/TK-0302.
- Tres (3) bombas de engranajes internos, marca Viking, P-0301, P-0302, P-0303.
- Un (1) medidor de flujo másico de líquido FT-0301A/0301B/0301C/0301D, de tipo Coriolis, marca Micro Motion.

3.- Módulo de separación gas-líquido, compuesto por los siguientes equipos principales:

- Un (1) depurador axial ciclónico.
- Una (1) trampa de líquido.
- Un (1) recipiente de recolección de líquido.

4.- Módulo de monitoreo y control de las variables de proceso.

En la Figura N° 13 se muestra un esquema del sistema de separación gas-líquido, para mayor detalle se pueden observar los Diagramas de Flujo de Proceso de los módulos de compresión, bombeo, y de separación gas-líquido en el Apéndice B:.

Módulo de Compresión

Para garantizar el flujo continuo y estable de aire, el compresor de aire de proceso tiene acoplados dos pulmones que amortiguan las variaciones de presión o de requerimientos de caudal, evitando así cambios bruscos en las condiciones de operación del equipo. Aguas abajo de los pulmones, está instalado un filtro que permite retener las partículas contenidas en el aire de alimentación, posteriormente un secador de aire elimina la humedad del mismo. A la salida del compresor, una válvula de regulación se encarga de mantener constante la presión de suministro del aire proveniente del compresor.

El flujo de aire es controlado mediante el porcentaje de apertura de una válvula de control de flujo y un controlador Bailey y, es medido mediante placa orificio integral o medidor de flujo vortex, dependiendo de los rangos de flujo a utilizar. Tanto en la placa de orificio como en el medidor de flujo tipo vortex, se dispone de información de temperatura y presión.

Módulo de Bombeo

Se dispone de dos tanques TK-0201 y TK-0202, para almacenamiento de líquido. El agua para proceso es impulsada con bombas de engranaje desde uno de los dos (2) tanques de almacenamiento de la planta hasta el módulo de separación gas-líquido. Cada tanque cuenta con un sistema de baffles internos para evitar la formación de vórtices durante la operación de descarga de los mismos. El líquido pasa a través de un medidor de flujo tipo Coriolis, marca Micro Motion, que permite medir el flujo másico circulante, el cual está equipado con sensores de medición de densidad y de temperatura.

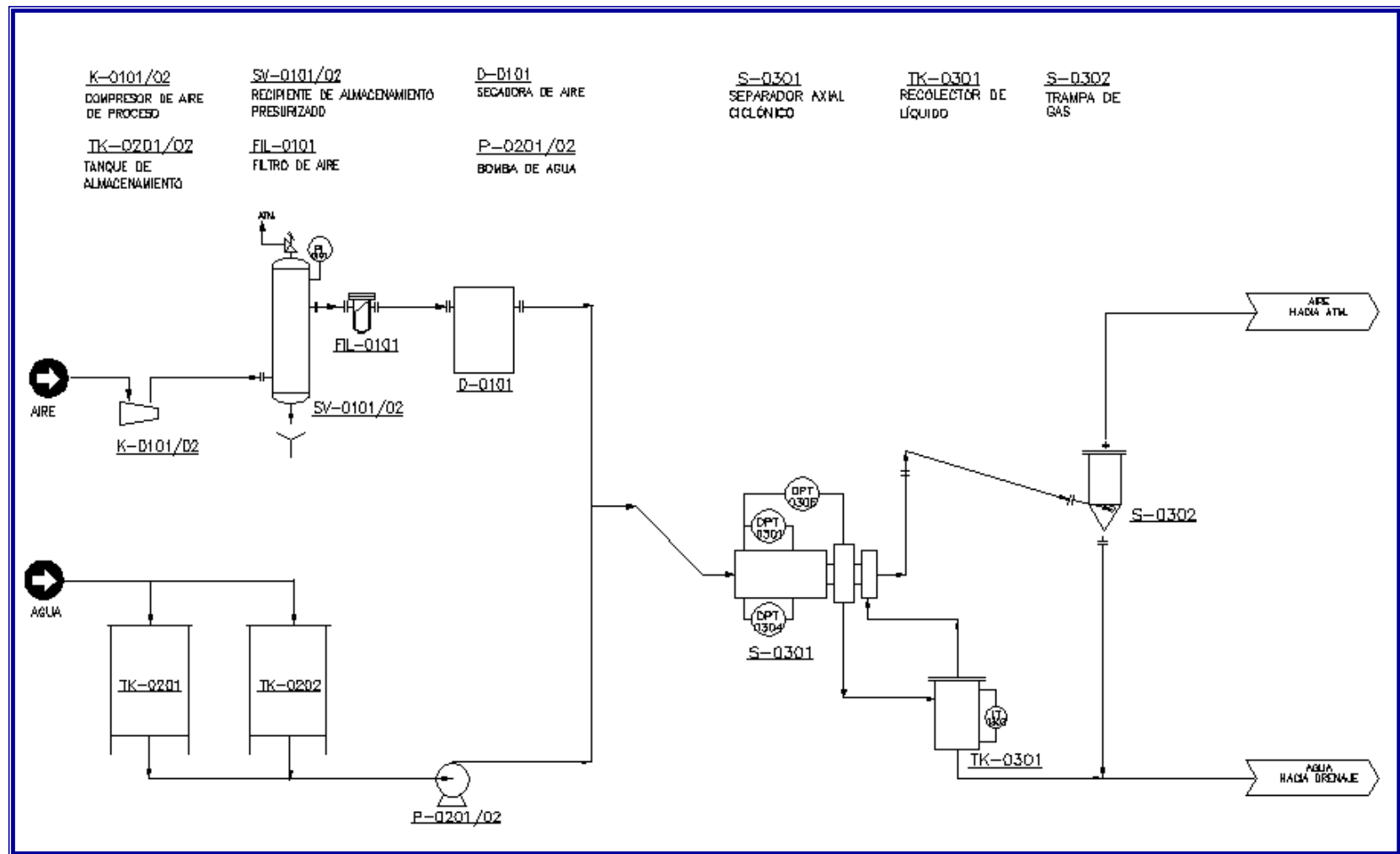


Figura N° 13: Esquema del Sistema de Separación Gas - Líquido.

Módulo de Separación Gas – Líquido

La Figura N° 14 muestra en detalle el módulo de separación gas-líquido.

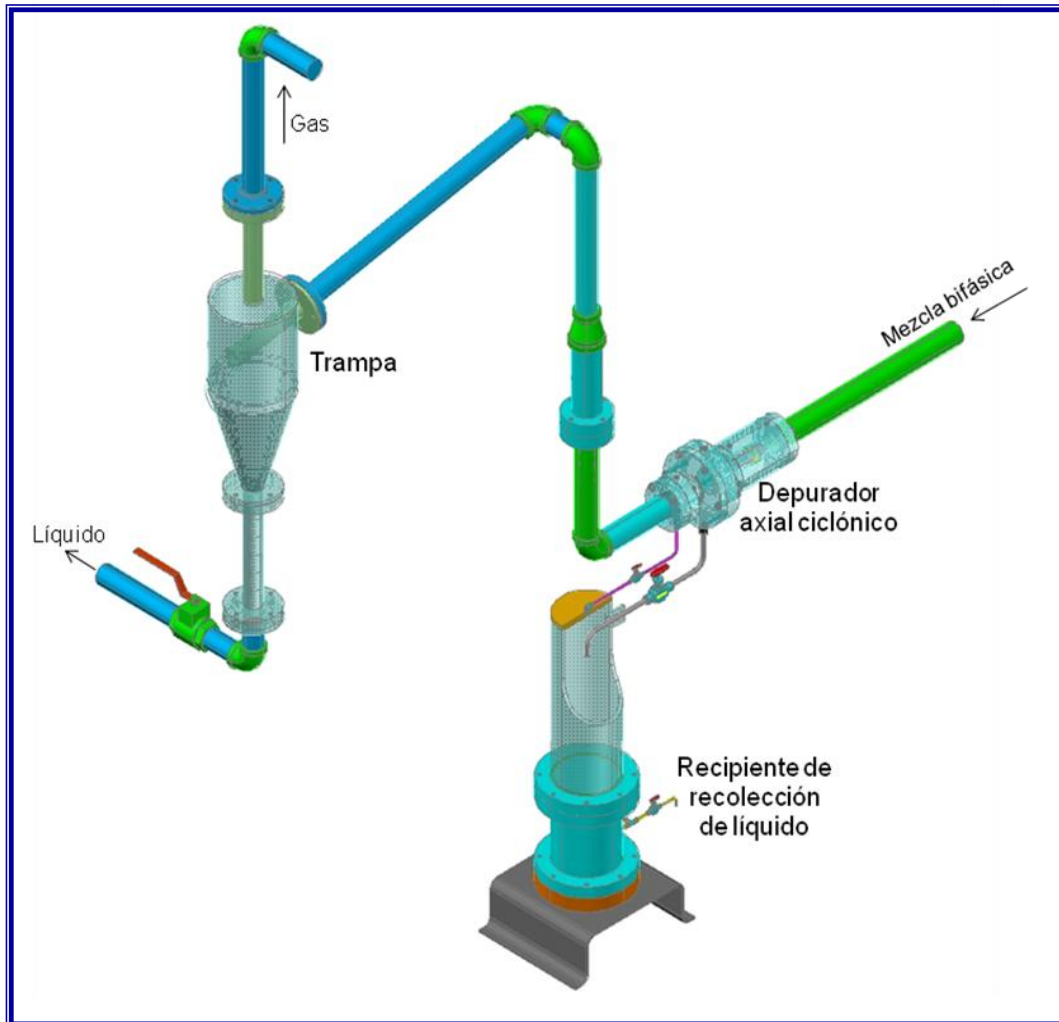


Figura N° 14: Módulo de Separación Gas-Líquido

Este módulo comienza a partir del punto donde los fluidos, líquido y gas, se unen (punto de mezclado). El módulo de separación gas-líquido, está conformado por dos secciones donde se efectúa la separación primaria y secundaria de la mezcla bifásica que entra en el sistema. La sección de separación primaria está constituida por el prototipo de depurador axial ciclónico y adicionalmente se dispone de un recipiente donde se recolecta el líquido separado. La sección de separación secundaria está representada por una trampa de gas tipo ciclónica que remueve el líquido arrastrado

por el gas efluente del separador primario. A continuación se describen los principales equipos que constituyen el módulo de separación gas-líquido.

a) Depurador Axial Ciclónico

La Figura N° 15 ilustra el prototipo de depurador axial ciclónico. En la misma se puede apreciar que la mezcla bifásica gas-líquido ingresa al separador con velocidad axial e impacta con el cono frontal del estator, el cual distribuye el fluido a los álabes estacionarios encargados de originar el movimiento rotacional a la mezcla gas-líquido. El líquido por ser más denso que el aire, fluye por la periferia del dispositivo hasta llegar a la apertura anular formada entre el *vortex finder* y el diámetro del depurador, quedando atrapado en una cámara de recolección de líquido que se encuentra acoplada al prototipo, la cual posee en el fondo una boquilla que permite drenar el fluido a un recipiente de recolección. Dicho recipiente además de la entrada de líquido, dispone de una recirculación de gas hacia el *vortex finder*, lo cual evita que el mismo se presurice. El gas fluye por la zona más interna de la tubería hasta abandonar el separador a través del *vortex finder*.

Los álabes guías estacionarios, como su nombre lo indica, son elementos fijos, los cuales no requieren girar para impartir el movimiento rotacional de la mezcla bifásica gas-líquido, ya que este movimiento es producido por el cambio de dirección del fluido originado por el ángulo formado entre los álabes y el eje axial del dispositivo.

En la Figura N° 16 se muestran los estatores disponible para evaluar el prototipo cuyos ángulos de salida son 75°, 60° y 45°, respectivamente; se puede observar que los álabes estacionarios están soportados sobre un cilindro denominado estator, cuyos extremos son de forma cónica. La función del cono frontal del estator es dirigir el flujo hacia los álabes estacionarios, mientras que el cono dorsal evita la reversibilidad hacia los álabes del flujo en rotación.

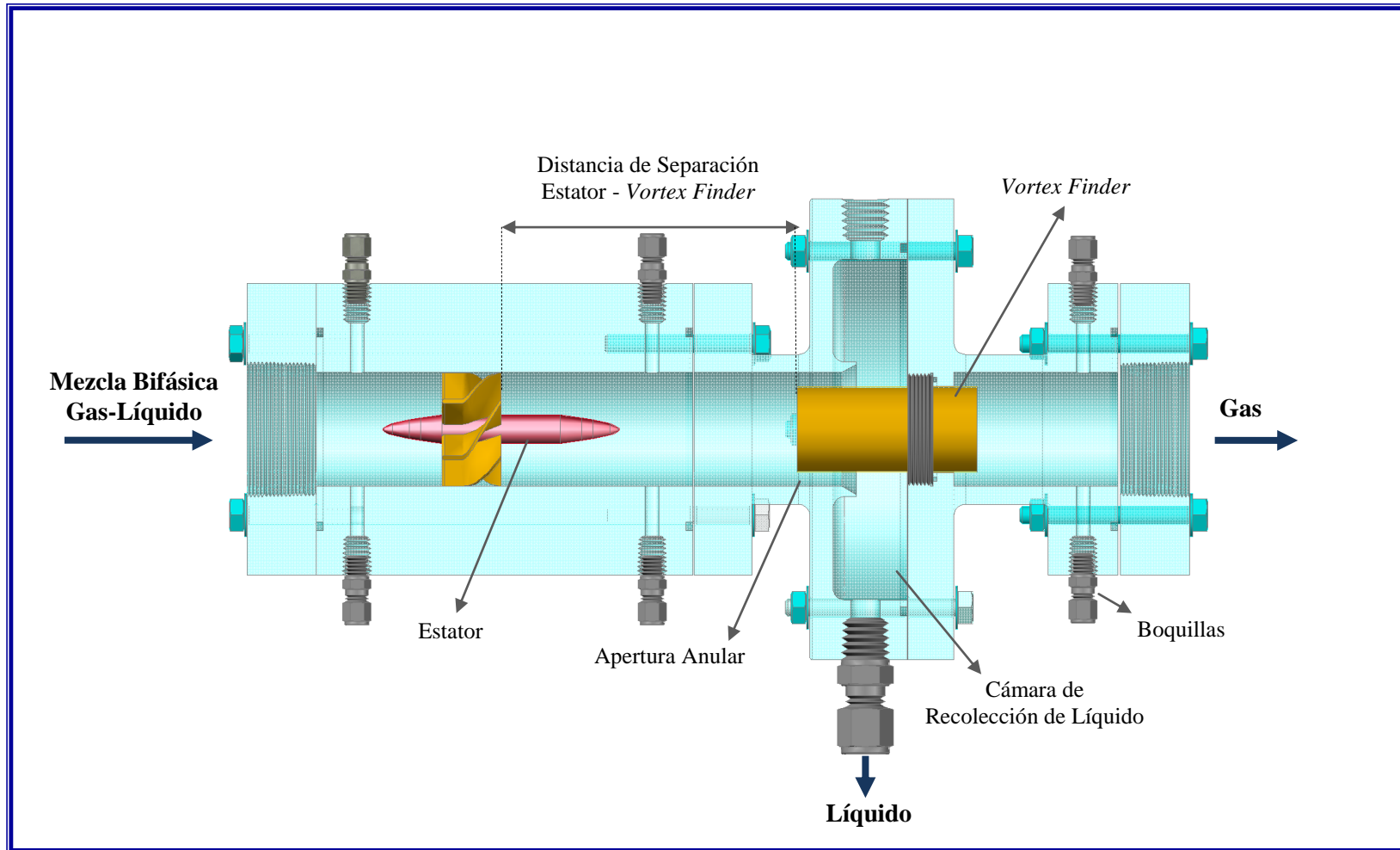


Figura N° 15: Prototipo de Depurador Axial Ciclónico.

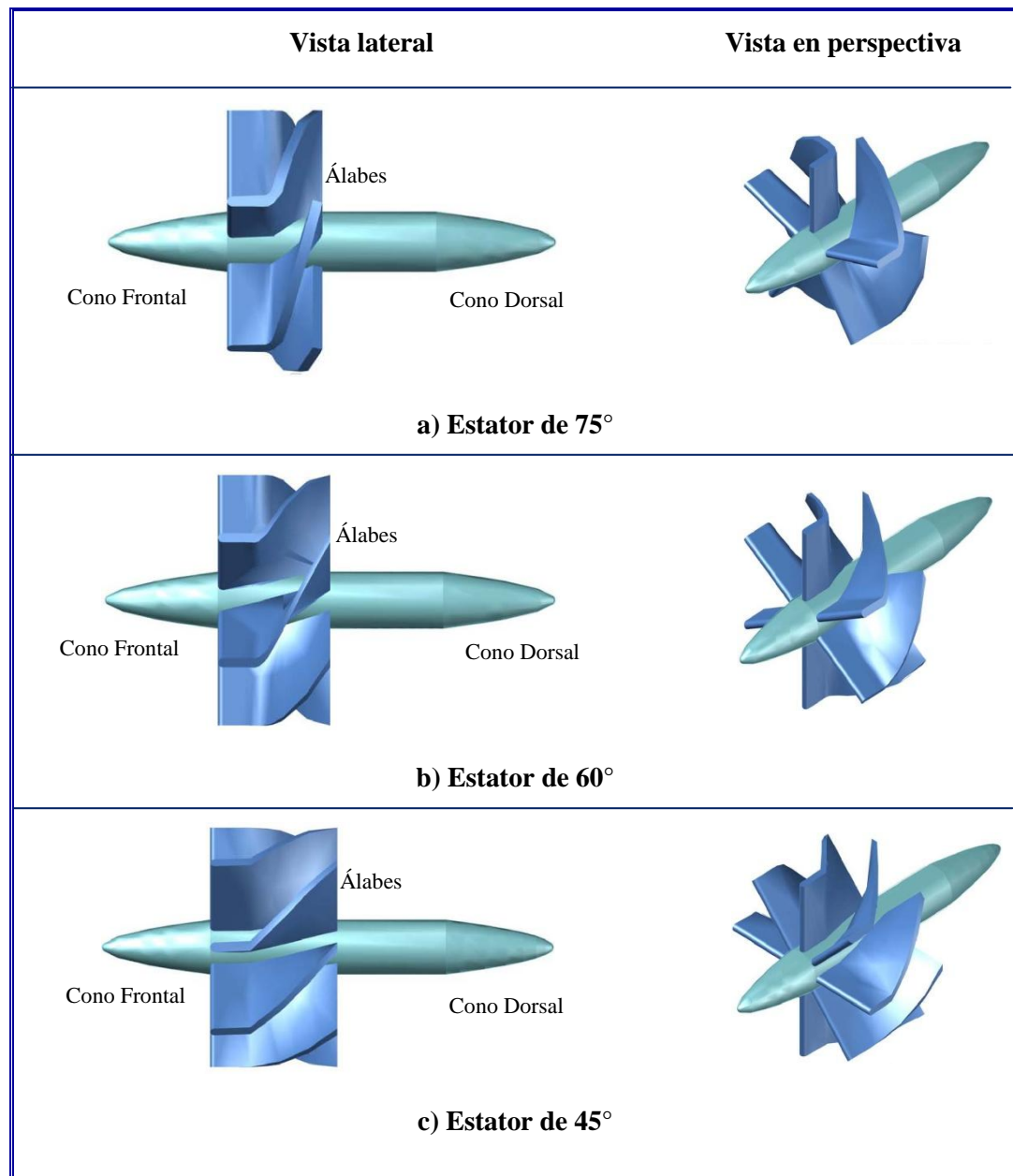


Figura N° 16: Vista Lateral y en Perspectiva de los Estatores del Prototipo de Depurador Axial
Ciclónico

Cabe mencionar que el estator puede ser desplazado a lo largo del dispositivo, lo cual permite estudiar el efecto de la distancia de separación estator – *vortex finder* sobre el desempeño del prototipo. Adicionalmente, este parámetro geométrico puede ser removido del depurador permitiendo cambiar la configuración de álabes, y así determinar su efecto en la eficiencia de separación y caída de presión del mismo.

Por otro lado, la amplitud de la apertura anular de recolección es otro parámetro geométrico que impacta en el desempeño del prototipo, dicho parámetro está determinado por el diámetro del *vortex finder*, es por ello que se dispone de dos (2) *vortex finder* de diferentes diámetros.

b) Trampa de Líquido

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

Módulo de Monitoreo y Control de Variables de Proceso

El módulo de monitoreo y control de las variables de proceso, está constituido por un computador PC y un panel de control con controladores Bailey y selectores de: válvulas de control, medidores de flujo y variadores de frecuencia de las bombas.

El monitoreo y registro de las variables medidas a lo largo del circuito, se realizó a través de un Sistema de Control y Adquisición de Datos (SCADA), el cual utiliza el software LabVIEW 5.1; éste además de permitir la adquisición de los datos, permite realizar el encendido de las bombas de manera remota.

Las señales de entrada y salida de la planta se almacenan en el computador PC de 64 MB RAM y procesador Pentium II, a una velocidad de seis lecturas por segundo en forma continua. La información se registrará en el disco con un formato “Excel” para facilitar su uso al momento de analizar los datos. Este archivo Excel presenta una tabla con el registro de todas las variables medidas en el momento de la prueba (tiempo, presión, flujos, nivel de tanques, etc.). En cada prueba se guardó un archivo Excel identificado con el número de la prueba correspondiente a la matriz experimental y los parámetros geométricos utilizados.

Durante la operación del sistema de separación, la pantalla principal del computador, que se muestra en la Figura N° 17, presenta el esquema de instrumentación del mismo mostrando continuamente los valores de las variables más relevantes del

proceso, como temperatura y presión del sistema, nivel del recipiente de recolección de líquido, flujo de gas y de líquido alimentado al sistema, nivel de los tanques de almacenamiento de agua, presión de descarga del compresor de aire de proceso, presión de succión y de descarga de la bomba en operación, entre otras. Además, proporciona al usuario la opción de observar cada una de las variables con sus respectivas gráficas de tendencias en el tiempo.

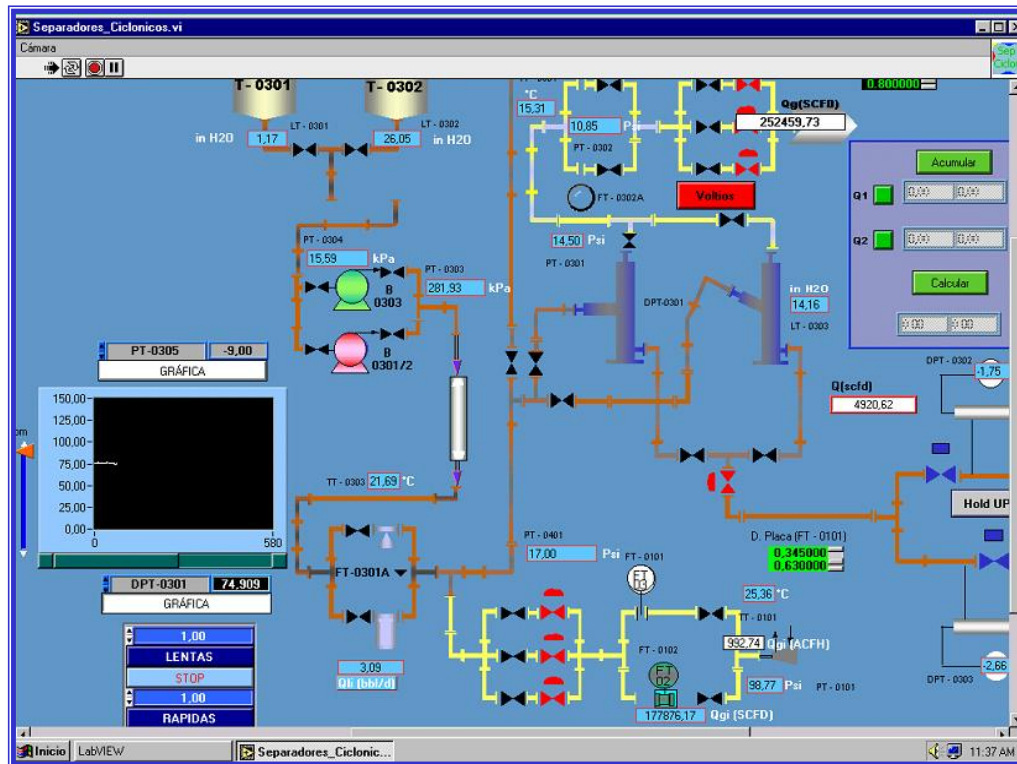


Figura N° 17: Sistema de Monitoreo y Adquisición de Datos.

Los datos almacenados en el computador en formato Excel, son transferidos a una unidad de almacenamiento (ZIP Drivers) y posteriormente descargados en otro computador donde se realizó el procesamiento y análisis de la información.

El panel de control dispone de una serie de controladores Bailey; de los cuales sólo se utilizaron dos de ellos para la evaluación del depurador, uno para el control del flujo de líquido alimentado al sistema y otro para el control del flujo de gas alimentado. Adicionalmente, se dispone de selectores que permiten alinear las válvulas de control

relacionadas con el proceso, así como también activar las bombas y los medidores de flujo a utilizar.

ACONDICIONAMIENTO DE LA INSTALACIÓN

Antes de iniciar las pruebas experimentales para evaluar el prototipo de depurador axial ciclónico, fue necesario acondicionar la instalación, lo cual consistió en calibrar todos los transmisores involucrados en el sistema de separación gas-líquido, de manera de asegurar la máxima confiabilidad de las mediciones realizadas.

El circuito de separación gas-líquido dispone de transmisores digitales inteligentes, marca Rosemount, los cuales son utilizados para captar las variables de proceso, tales como presión, temperatura, nivel y flujos máscicos, y transmitirla a distancia a un instrumento receptor. Los transmisores inteligentes, gracias a un microprocesador incorporado, además de transmitir la señal de proceso, permiten configurar el transmisor, leer valores en el momento de las pruebas y cambiar el rango del instrumento.

La calibración de los transmisores se realiza utilizando un Highway Addressable Remote Transducer, conocido como HART-375, dispositivo que permite la comunicación con trasmisores inteligentes. El comunicador HART al ser conectado a este tipo de transmisores, puede leer el rango del instrumento y simular cambios en la variable de proceso, los cuales son verificados en la variable detectada en la salida.

La calibración de los instrumentos se basa en conectar el comunicador HART al transmisor que se desea calibrar, leer el rango del instrumento y posteriormente, simular una corriente de 4-20 mA con el dispositivo HART. Al simular 4 mA, la variable de salida debe corresponder al valor mínimo del rango, análogamente, una corriente de 20 mA corresponde al valor máximo del rango del instrumento mientras que 12 mA representa el 50% del rango. En caso de que esto no ocurra, el transmisor debe ser ajustado o reparado.

La señal de entrada al transmisor generada por el simulador HART, es realizada en pasos equivalentes al 0, 25, 50, 75 y 100% del rango del instrumento, posteriormente

se disminuye la señal en pasos equivalentes al 75, 50, 25 y 0% del rango. La variable de salida emitida por el transmisor para cada valor simulado, es capturada utilizando el SCADA por un tiempo de 1 minuto y almacenada en una hoja con formato Excel.

La señal simulada en el transmisor con el dispositivo HART constituye un patrón, y es comparada con el valor promedio registrado en el archivo Excel, estos valores deben ser muy próximos entre sí. Por lo tanto, al representar gráficamente el valor de referencia o patrón, con la señal de salida, se debe obtener una línea recta que pasa por el origen (0,0). Así para cada transmisor calibrado se debe obtener una gráfica similar a la mostrada en Figura N° 18.

En el Apéndice C se muestran los transmisores del sistema de separación gas-líquido que serán calibrados.

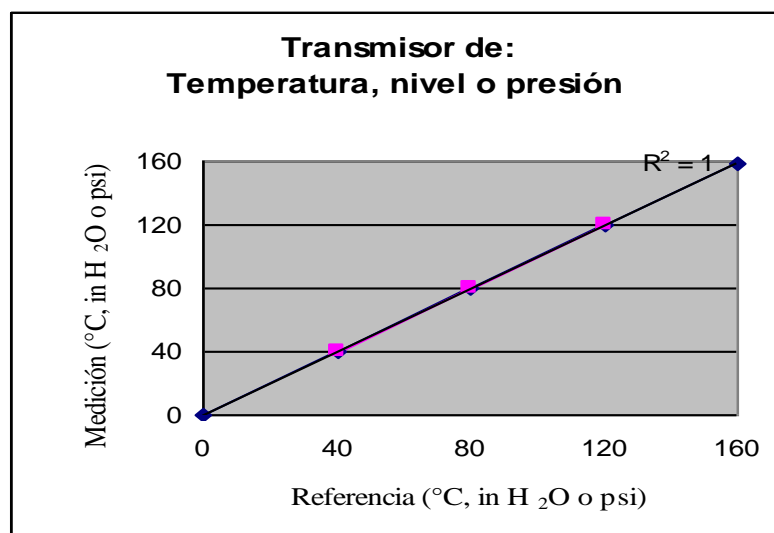


Figura N° 18: Curva de Calibración de Transmisores.

El transmisor de flujo de líquido, del medidor tipo coriolis, marca Micro Motion, presenta una metodología diferente para su calibración, ver Apéndice D.

DISEÑO Y EJECUCIÓN DEL PLAN EXPERIMENTAL

Una vez conocida y acondicionada la instalación, se diseñó un plan de pruebas experimentales, a objeto de evaluar el efecto de los parámetros geométricos y

operacionales que conforman el prototipo de depurador axial ciclónico, sobre la caída de presión y eficiencia de separación de líquido. En la Tabla N° 1 se presentan los parámetros geométricos evaluados en el prototipo de depurador axial ciclónico.

Tabla N° 1: Parámetros Geométricos a Evaluar en el Prototipo de Depurador Axial Ciclónico.

Parámetros Geométricos	Magnitud
Número de álabes / Ángulo de salida	8 / 45°
	6 / 60°
	5 / 75°
Distancia de separación estator - <i>vortex finder</i>	3·D
	17/8 ·D
Apertura Anular de Recolección	1/6 ·D
	1/8 ·D

Cabe mencionar que dichos parámetros fueron determinados en investigaciones previas realizadas por PDVSA-Intevep. Los mismos se combinaron entre sí constituyendo cinco (5) configuraciones geométricas diferentes para el dispositivo, las cuales permitieron establecer el ángulo de salida de los álabes, la distancia de separación estator–*vortex finder* y la apertura anular de recolección más adecuada para el prototipo, las mismas son mostradas en la Tabla N° 2.

En primer lugar se determinó el ángulo de salida de los álabes que generó el mejor desempeño del prototipo. Para ello se evaluó el dispositivo con las configuraciones geométricas N°1, N°2 y N°3 de la tabla antes mencionada; la primera de ellas corresponde a los álabes con ángulo de salida de 45°, una distancia de separación estator-*vortex finder* equivalente a 17/8 del diámetro del separador y una apertura anular igual a 1/6 del diámetro del separador. Seguidamente, manteniendo constantes estos dos últimos parámetros, se cambió la configuración de álabes por la de 60°, y finalmente por los de 75°, las cuales corresponden con las configuraciones N°2 y N°3 del dispositivo. Los resultados obtenidos fueron comparados entre sí; la configuración

de álabes que generó el mejor desempeño en función de la eficiencia de separación y caída de presión, fue utilizada para evaluar los otros parámetros geométricos que constituyen el prototipo.

Tabla N° 2: Configuraciones Geométricas del Prototipo de Depurador Axial Ciclónico

Parámetros de estudio		Configuraciones geométricas N°				
		1	2	3	4	5
Configuración De Álabes	45°	X			Más eficiente	Más eficiente
	60°		X			
	75°			X		
Distancia De Separación Estator - Vortex Finder	17/8·D	X	X	X	X	Más eficiente
	3·D					
Apertura Anular	1/8·D					X
	1/6·D	X	X	X	X	

En segundo lugar, se determinó la distancia de separación estator–*vortex finder* más adecuada para el dispositivo, para ello se compararon los resultados obtenidos con la configuración geométrica correspondiente al conjunto de álabes más eficientes y una distancia de separación estator–*vortex finder* igual a 17/8 del diámetro del separador, con la configuración geométrica N°4, en la cual se varió este último parámetro a una longitud equivalente a 3 veces el diámetro del dispositivo.

En este sentido, y para finalizar la evaluación del dispositivo, se compararon los resultados obtenidos por la configuración geométrica del prototipo correspondiente al ángulo de los álabes y la distancia de separación estator–*vortex finder* que generaron el mayor desempeño, cuya apertura anular es 1/6 del diámetro del separador con la última configuración geométrica mostrada en la Tabla N° 2, en la cual se varió la apertura anular a 1/8 del diámetro del depurador. Esto permitió determinar la

configuración geométrica más apropiada para el prototipo de depurador axial ciclónico en función de la eficiencia de separación y caída de presión.

Las configuraciones geométricas del prototipo de depurador axial ciclónico antes mencionadas, fueron evaluadas con una matriz de pruebas experimentales, diseñada en función de los siguientes parámetros operacionales: Caudal de gas y relaciones gas-líquido (GLR).

En la Tabla N° 3 se muestran las condiciones generales de operación del proceso de separación gas-líquido y las propiedades de los fluidos utilizados (agua y aire).

Tabla N° 3: Condiciones Generales de Operación del Proceso.

Presión	14,70 psig
Temperatura	77°F
Densidad del agua	62,43 lb/ft ³
Viscosidad del agua	1 cp
Viscosidad del aire	0,0184 cp
Diámetro de la tubería	2 pulgadas

Matriz Experimental

Con base en los trabajos previos y en lo que se ha derivado de la revisión bibliográfica relativa a la separación gas-líquido mediante el uso de depuradores axiales, se ha considerado diseñar una matriz experimental que permita evaluar el prototipo de depurador axial ciclónico, tomando en cuenta la velocidad superficial de gas típica en la industria petrolera y las relaciones gas-líquido que maneja un depurador en campo.

La velocidad superficial de gas en la entrada de un depurador está el rango de 18 a 27 m/s. Considerando que el diámetro de la tubería perteneciente al circuito donde se evaluó el prototipo es de 2 plg., se puede obtener el rango de caudales de gas a

utilizar durante la evaluación del prototipo, el cual esta comprendido entre 120.000 y 160.000 SCFD, aproximadamente.

Por otro lado, un depurador maneja relaciones gas-líquido comprendidas entre 3.300 y 200.000 SCF/Bbl, lo cual permite delimitar la matriz experimental.

Los caudales de gas y las relaciones gas-líquido antes descritos fueron ubicados en un mapa de patrones de flujo de Taitel y Dukler obtenido mediante el simulador PIPESIM. En este sentido, para una tubería de 2 plg. de diámetro, con velocidades superficiales de gas y relaciones gas-líquido típicas de la industria petrolera, se espera tener patrón de flujo en transición estratificado-anular, tal como se puede observar en la Figura N° 19.

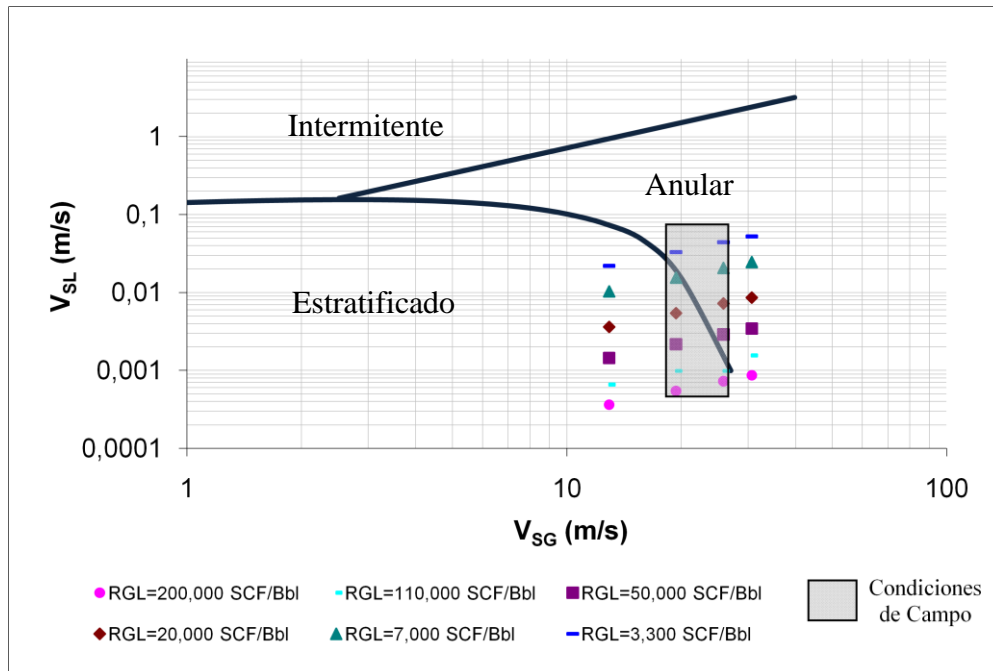


Figura N° 19: Matriz Experimental Ubicada en Mapa de Patrones de Flujo del Sistema.

Dado que en campo, la condensación del gas puede originar flujo estratificado, se consideró un caudal de gas inferior al estipulado e igual a 80.000 SCFD, con la finalidad de estudiar la respuesta del prototipo ante dicho régimen de flujo. Sin embargo, en un depurador axial ciclónico resulta más favorable el patrón de flujo anular ya que el movimiento rotacional es originado por todos los álabes, mientras

que con el patrón de flujo estratificado solo una sección de la configuración de álabes proporciona la rotación de la mezcla, es por ello que se seleccionó un caudal de gas de 190.000 SCFD el cual origina patrón de flujo anular.

Con el objeto de establecer la ventana de operación del dispositivo, el prototipo de depurador axial ciclónico fue evaluado con seis (6) relaciones gas-líquido diferentes comprendidas entre 3.300 y 200.000 SCF/Bbl, las cuales fueron ubicadas en el mapa de patrón de flujo de la Figura N° 19. La matriz de pruebas experimentales diseñada en función de lo antes expuesto, es presentada en la Tabla N° 4, la misma indica el número de pruebas a realizar, los caudales de gas y las relaciones gas-líquido.

Tabla N° 4: Matriz de Prueba Experimental

Prueba	Qg (MPCSD)	GLR (PCSD/BPD)	Prueba	Qg (MPCSD)	GLR (PCSD/BPD)
1	80	200.000	13	160	200.000
2	80	110.000	14	160	110.000
3	80	50.000	15	160	50.000
4	80	20.000	16	160	20.000
5	80	7.000	17	160	7.000
6	80	3.300	18	160	3.300
7	120	200.000	19	190	200.000
8	120	110.000	20	190	110.000
9	120	50.000	21	190	50.000
10	120	20.000	22	190	20.000
11	120	7.000	23	190	7.000
12	120	3.300	24	190	3.300

Como se mencionó con anterioridad, se evaluaron cinco (5) configuraciones geométricas diferentes del prototipo de depurador axial ciclónico, por lo que resulta evidente que dicha matriz de pruebas fue ejecutada cinco (5) veces. Los medidores de flujo a utilizar en cada prueba experimental, se muestran en el Apéndice E.

Adquisición de Datos

Las variables de proceso de cada prueba experimental, fueron monitoreadas a través de la pantalla del computador, mediante el software LabVIEW 5.1. Para cada prueba, se utilizó el Sistema de Control y Adquisición de Datos (SCADA) el cual permitió

crear un archivo Excel con un registro de todas las señales involucradas en el sistema. La captura de datos se realizó una vez que el sistema se encontró en condiciones estables, con el caudal de gas y la relación gas-líquido constante requerida para cada prueba.

Por otro lado, se realizó un registro en el cuaderno de laboratorio, tomando nota de las principales variables de proceso, tales como: caudal de gas y de líquido alimentado, presión del sistema, caída de presión en el depurador, nivel de líquido del recipiente de recolección, porcentaje de los controladores Bailey para la inyección de gas y de líquido, y tiempo de grabación de la prueba; también se apuntaron las observaciones físicas más relevantes considerando: patrón de flujo en la entrada del dispositivo, rotación del fluido al atravesar el estator, etc.

Además del registro de datos y de las observaciones plasmadas en el cuaderno de laboratorio, se filmó un video con la finalidad de contar con un apoyo visual en la discusión e interpretación de los resultados obtenidos.

PROCESAMIENTO DE LOS DATOS EXPERIMENTALES

Los datos experimentales adquiridos mediante el SCADA, fueron procesados utilizando la plataforma Visual Basic de Excel, la cual permitió crear un nuevo archivo con formato Excel el cual resume las mediciones realizadas en cada prueba, mostrando el valor mínimo, máximo, promedio y desviación estándar de cada variable medida.

Para determinar la eficiencia de separación del prototipo de depurador axial ciclónico, se consideró el flujo másico y la densidad de líquido alimentado en cada prueba, con lo cual se calculó el caudal de líquido que ingresó al depurador axial ciclónico. Seguidamente, con la variación de nivel del recipiente de recolección de líquido y el tiempo de recolección, se calculó el caudal de líquido recolectado. Adicionalmente, se realizó un balance de masa que permitió verificar el cierre de masa en el sistema. En este sentido la eficiencia de separación es definida como sigue a continuación:

$$\eta = \frac{Q_{Lin}}{Q_{LR}} \cdot 100 \quad (3.1)$$

Donde:

η : Eficiencia de separación [%].

Q_{Lin} : Caudal de líquido alimentado al sistema [m^3/h].

Q_{LR} : Caudal de líquido recolectado [m^3/h].

En donde:

$$Q_{Lin} = \frac{\dot{m}_{in}}{\rho_L} \quad (3.2) \quad Q_{LR} = \frac{\pi \cdot r^2 \cdot \Delta L}{t} \quad (3.3)$$

\dot{m}_{in} : Flujo másico de líquido que ingresa al sistema [kg/h]

ρ_L : Densidad del líquido [kg/m^3]

r : Radio del recipiente de recolección de líquido [m].

ΔL : Variación de nivel en el recipiente de recolección de líquido en un tiempo t [m].

t : Tiempo de recolección de líquido [h].

La caída de presión del depurador se determinó por medición directa, igualmente, la caída de presión en la zona del estator, en esta última se consideró una medición en la parte inferior del separador (por donde fluye principalmente el líquido) y otra en la parte superior (por donde fluye principalmente el gas).

ANÁLISIS E INTERPRETACIÓN DE RESULTADOS

Para cada caudal de gas y relación gas – líquido, se compararon los resultados obtenidos con las diferentes configuraciones geométricas evaluadas del prototipo de depurador axial ciclónico, con la finalidad de establecer la ventana de operación del dispositivo, en función de la caída de presión y eficiencia de separación.

CAPÍTULO IV

RESULTADOS Y ANÁLISIS

En el presente capítulo se detallan los resultados obtenidos durante este Trabajo Especial de Grado; en primer lugar se presentan los resultados correspondientes a la evaluación del desempeño del prototipo de depurador axial ciclónico, en términos de la eficiencia de separación y la caída de presión con las configuraciones de álabes de 45°, 60° y 75°. Seguidamente se presenta el efecto de la distancia de separación estator - *vortex finder* y de la apertura anular de recolección sobre los parámetros antes mencionados; y para finalizar, se define la ventana de operación del prototipo de depurador axial. Adicionalmente a la evaluación del prototipo de separador, se presentan los resultados obtenidos al incorporar una cámara de pre-separación, con la finalidad de remover el flujo estratificado de la corriente de alimentación.

Antes de iniciar el estudio a escala de banco del prototipo de depurador axial ciclónico, se realizó la calibración de todos los transmisores de flujo, presión, nivel y temperatura involucrados en el sistema de separación gas-líquido. En el Apéndice F se puede observar la curva de calibración obtenida para cada transmisor.

Para la evaluación del prototipo de separación se desarrolló en primer término una matriz de pruebas experimentales, que varía los parámetros operacionales: caudal de gas y relaciones gas-líquido. Cabe mencionar, que dicha matriz fue diseñada esperando encontrar en la entrada del dispositivo un patrón de flujo estratificado y un patrón de flujo anular; sin embargo, durante la ejecución de todas las pruebas experimentales sólo se observó régimen de flujo estratificado; este hecho puede atribuirse a que una sección de la tubería del sistema presenta una inclinación de 45° respecto a la horizontal, lo cual rompe cualquier patrón de flujo existente y origina el régimen estratificado; el siguiente tramo de tubería horizontal posee una longitud equivalente a 54 diámetros, la cual está por debajo del valor mínimo de 65 diámetros

de tubería requerido para lograr desarrollar un patrón de flujo diferente de estratificado.

EFFECTO DEL ÁNGULO DE SALIDA DE LOS ÁLABES SOBRE EL DESEMPEÑO DEL PROTOTIPO DE DEPURADOR AXIAL CICLÓNICO

El ángulo de salida de los álabes es un parámetro de gran impacto en la eficiencia de separación del prototipo de depurador axial ciclónico, ya que los álabes son los encargados de generar la fuerza centrífuga necesaria para promover la separación de las fases; es por ello que el prototipo fue evaluado con ángulos de salida de 45°, 60° y 75°. Los resultados correspondientes a la eficiencia de separación y la caída de presión en el dispositivo, obtenidos en función de la variación del ángulo de salida de los álabes se presentan a continuación; cabe señalar que en esta sección del estudio se utilizó una distancia de separación estator - *vortex finder* equivalente a 3 veces del diámetro del separador y una apertura anular de recolección de líquido igual a 1/6 del diámetro del separador.

En primer lugar se presenta en la Figura N° 20 los resultados relativos a la eficiencia de separación del prototipo de depurador axial ciclónico con las tres configuraciones de álabes estudiadas, en función del caudal de gas, para relaciones gas – líquido de 3.300 a 200.000 SCF/Bbl; en la misma se puede observar que en el rango de flujo de 120 – 190 MPCSD, la eficiencia de separación del dispositivo mejora al incrementar el ángulo de salida de los álabes, lo cual era de esperar, ya que al aumentar dicho ángulo, el movimiento rotacional impartido es mayor; en este sentido, la configuración de álabes de 75° alcanzó evidentemente el mejor desempeño, sin embargo, para un flujo de 80 MPCSD, el prototipo de depurador axial ciclónico presenta un comportamiento similar con las tres configuraciones de álabes estudiadas. En la Figura N° 21 puede observarse con mayor detalle que el ángulo de salida de los álabes no es determinante en la eficiencia de separación alcanzada con bajos flujos de gas, equivalentes a 80 MPCSD; adicionalmente, se aprecia que al incrementar la relación gas – líquido, la eficiencia de separación se mantiene acotada en el orden de 80%.

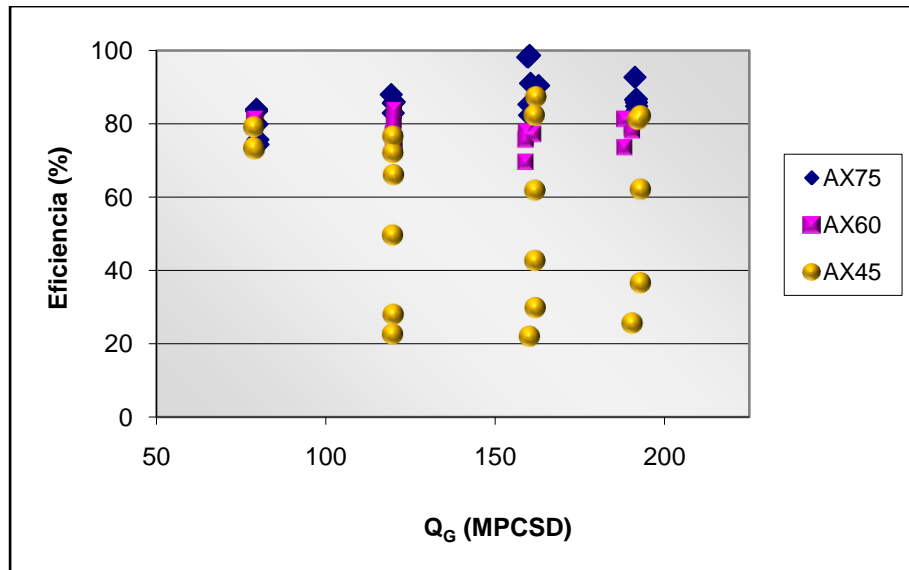


Figura N° 20: Eficiencia de Separación Vs. Caudal de Gas, Arrojada por el Prototipo con Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°.

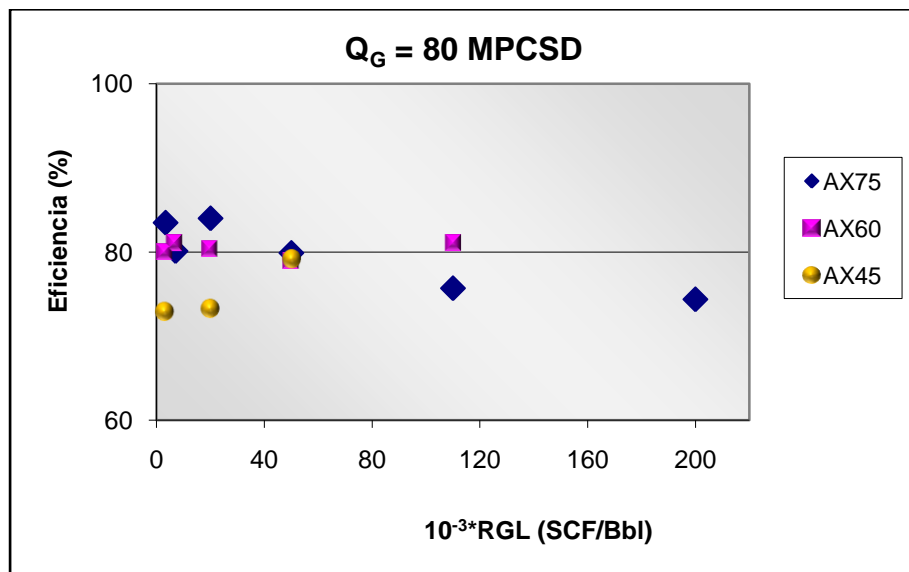


Figura N° 21: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojada por el Prototipo para un Flujo de 80 MPCSD, con Álabes de 75°, 60° y 45°.

De manera análoga, en las figuras N° 22, N° 23 y N° 24 puede observarse en detalle la tendencia de la eficiencia de separación con las tres configuraciones de álabes estudiadas, en función de las relaciones gas-líquido, para flujos de gas de 120, 160 y 190 MPCSD, respectivamente.

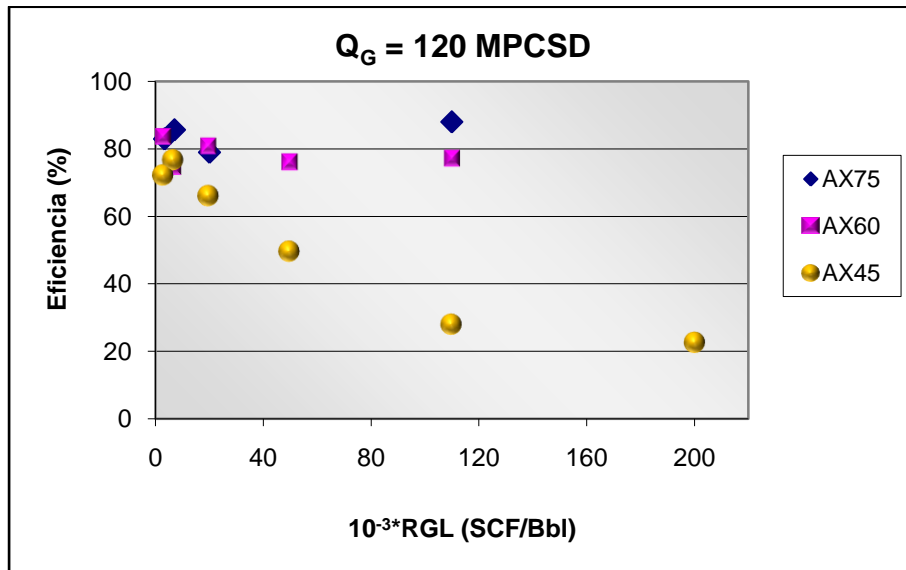


Figura N° 22: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojadadas por el Prototipo para un Flujo de 120 MPCSD, con Álabes de 75°, 60° y 45°.

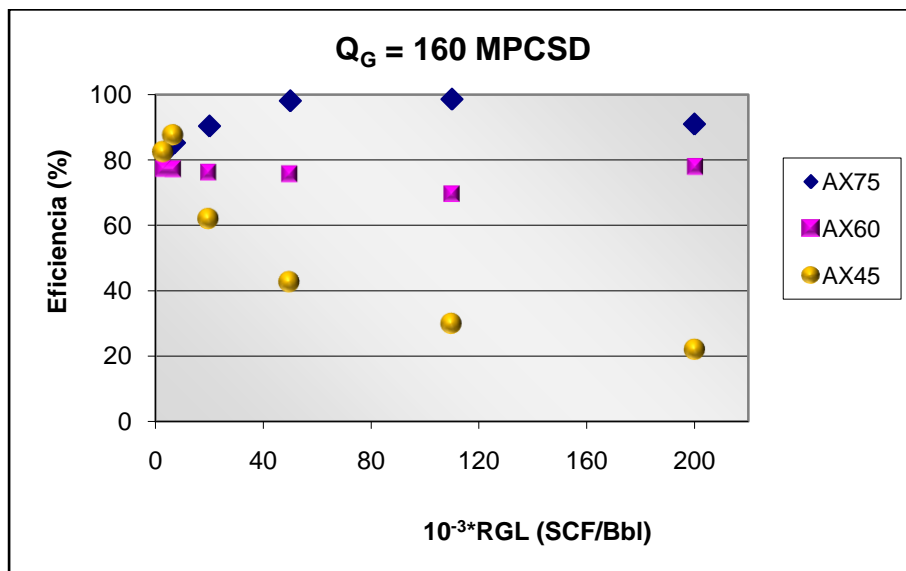


Figura N° 23: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojadadas por el Prototipo para un Flujo de 160 MPCSD, con Álabes de 75°, 60° y 45°.

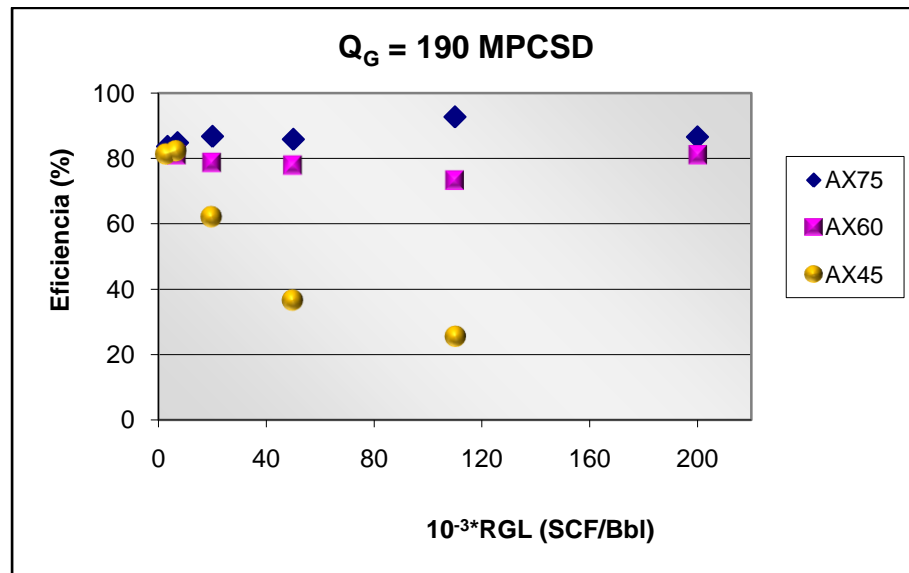


Figura N° 24: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojadadas por el Prototipo para un Flujo de 190 MPCSD, con Álabes de 75°, 60° y 45°.

En estas figuras resulta evidente que la eficiencia de separación alcanzada por la configuración de álabes de 45°, para flujos de gas de 120 MPCSD en adelante, decae de 80 a 20% aproximadamente a medida que se incrementa la relación gas – líquido, lo cual puede atribuirse a la existencia de flujo estratificado con cierta cantidad de gotas. En este sentido, es probable que para todo el rango de relaciones gas – líquido, las gotas de líquido sean arrastradas por el flujo de gas, ya que el débil movimiento rotacional, no es capaz de impulsar las mismas hasta las paredes del dispositivo. Al aumentar la relación gas – líquido existe mayor cantidad de gotas, lo cual explica la desmejora en la eficiencia de separación; adicionalmente, es posible que el movimiento rotacional del líquido, no sea suficiente para superar el diámetro del *vortex finder*, lo cual incrementa la cantidad de líquido arrastrado y explica el bajo desempeño de dicha configuración. Con respecto a la configuración de álabes de 60°, se observa que la eficiencia de separación decae levemente al incrementar la relación gas – líquido, dicho comportamiento se atribuye al incremento de gotas presentes en el flujo de gas, las cuales son arrastradas hasta el *vortex finder*. Por otro lado, la configuración de álabes de 75° presenta una tendencia opuesta; a medida que se incrementa la relación gas – líquido, la eficiencia de separación aumenta

levemente, hasta alcanzar un valor máximo en 110.000 SCF/Bbl, en este caso el ángulo de salida por ser más amplio que los demás, genera mayor movimiento rotacional permitiendo alcanzar un mejor desempeño.

En la Figura N° 25 se muestra la eficiencia de separación promedio alcanzada por el prototipo de depurador axial ciclónico con las configuraciones de álabes de 75°, 60° y 45°; resulta evidente que el mejor desempeño del prototipo se obtiene con ángulos de salida en los álabes de 75°, permitiendo alcanzar eficiencias de separación promedio de 86, 91 y 87% para flujos de gas de 120, 160 y 190 MPCSD, respectivamente; estos valores superan entre 8 y 15 puntos porcentuales las eficiencias de separación promedio arrojadas por la configuración de álabes de 60°, los cuales a su vez, son mayores en 20 y 25 puntos porcentuales, que las eficiencias alcanzadas por los álabes de 45°. La tendencia que muestran estos resultados son consistentes y lógicos, ya que al incrementar el ángulo de salida de los álabes, la velocidad tangencial aumenta, lo cual incrementa la fuerza centrífuga y con ella la eficiencia de separación. Por otro lado, los resultados obtenidos para un flujo de gas de 80 MPCSD, permiten inferir que el desempeño del prototipo, para bajos caudales de gas, no es dependiente del ángulo de salida de los álabes.

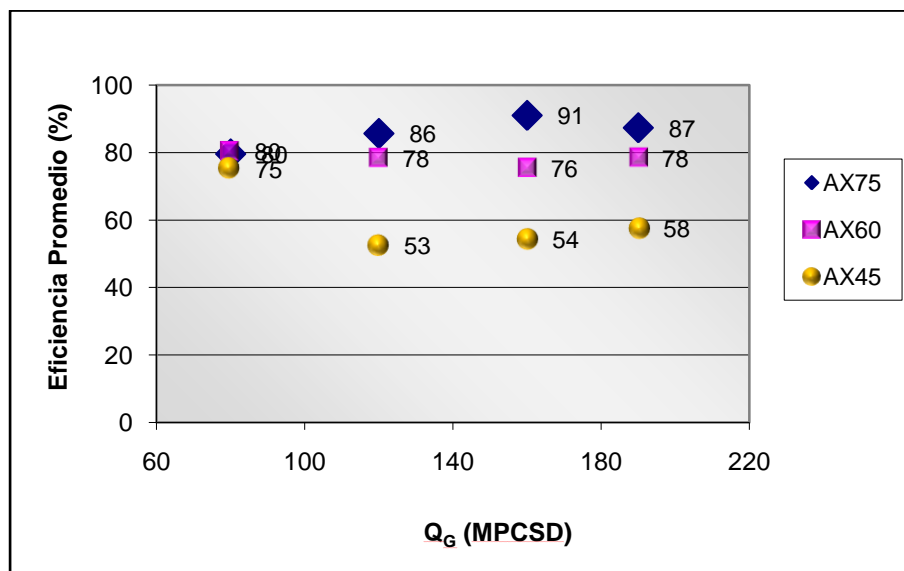


Figura N° 25: Eficiencia de Separación Promedio Vs. Caudal de Gas, Arrojada por el Prototipo con Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°.

Seguidamente, en la Figura N° 26 se presentan los resultados relativos a la caída de presión a través del prototipo de depurador axial ciclónico con las configuraciones de álabes de 75°, 60° y 45° en función del caudal, para relaciones gas – líquido de 3.300 – 200.000 SCF/Bbl.

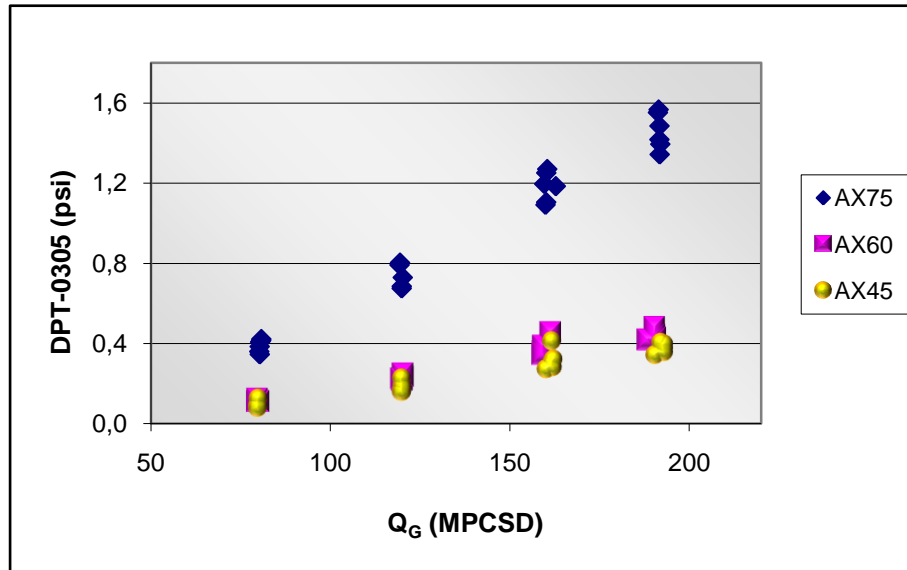


Figura N° 26: Caída de Presión del Prototipo Vs. Caudal de Gas, Para Álabes de 75°, 60°, 45°

Puede observarse que la caída de presión del prototipo de depurador axial ciclónico aumenta conforme se incrementa el caudal de gas, lo cual es lógico, ya que al haber más flujo dentro del dispositivo, la restricción para el paso del mismo se hace mayor, lo que origina un incremento en las pérdidas de presión por fricción. Este comportamiento es más notorio con la configuración de álabes de 75°, ya que esta presenta mayor bloqueo para el paso del flujo, adicionalmente se observa que dicha configuración alcanza mayor caída de presión que la de 60°, y ésta a su vez es ligeramente mayor que la originada por la configuración de álabes de 45°. Estos resultados permiten inferir que existe un movimiento rotacional remanente en la zona del *vortex finder*, por lo tanto, al incrementar el ángulo de salida de los álabes, dicho movimiento rotacional también aumenta, lo cual origina mayores pérdidas de energía debido al roce del fluido con las paredes del dispositivo y al choque entre las moléculas del fluido.

En las figuras N° 27, N° 28, N° 29 y N° 30, se muestra en detalle el comportamiento de la caída de presión a través del prototipo, en función de las relaciones gas – líquido, para cada uno de los flujos de gas estudiados.

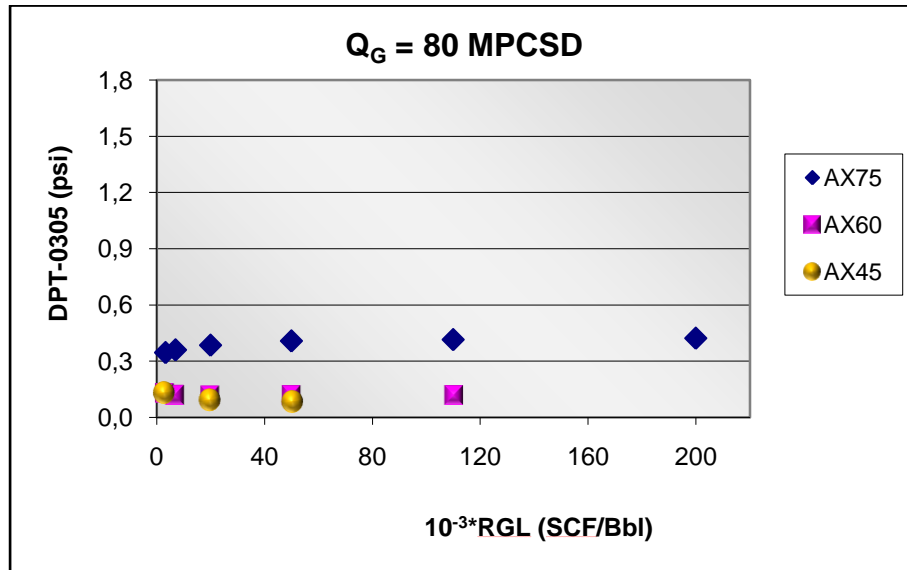


Figura N° 27: Caída de Presión A Través del Prototipo Vs. Relaciones Gas - Líquido, con Álabes de 75°, 60° y 45°, para un Flujo de 80 MPCSD.

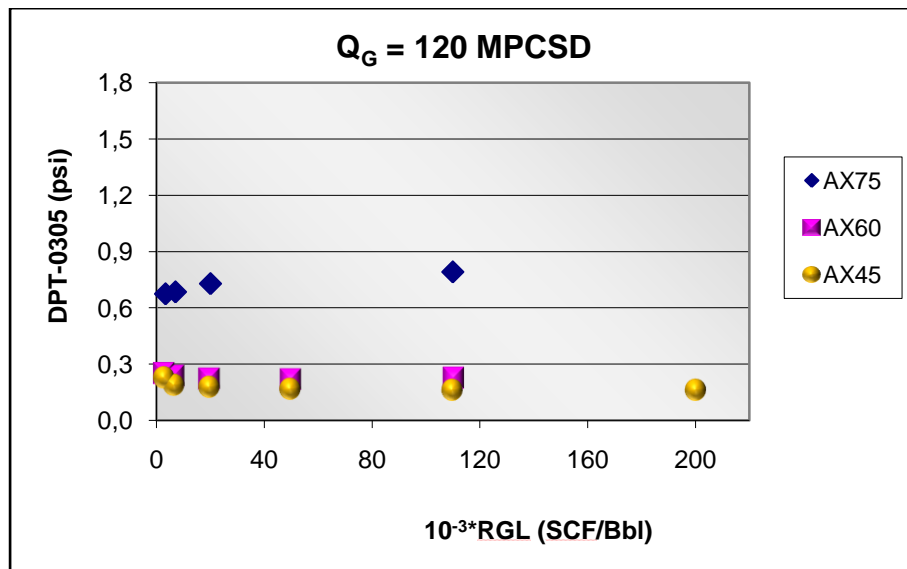


Figura N° 28: Caída de Presión A Través del Prototipo Vs. Relaciones Gas - Líquido, con Álabes de 75°, 60° y 45°, para un Flujo de 120 MPCSD.

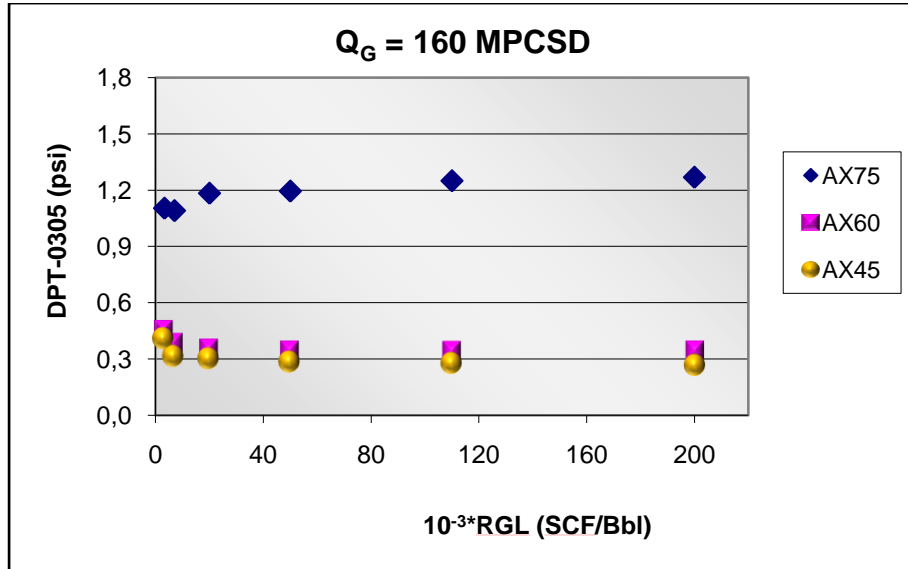


Figura N° 29: Caída de Presión A Través del Prototipo Vs. Relaciones Gas - Líquido, con Álabes de 75°, 60° y 45°, para un Flujo de 160 MPCSD.

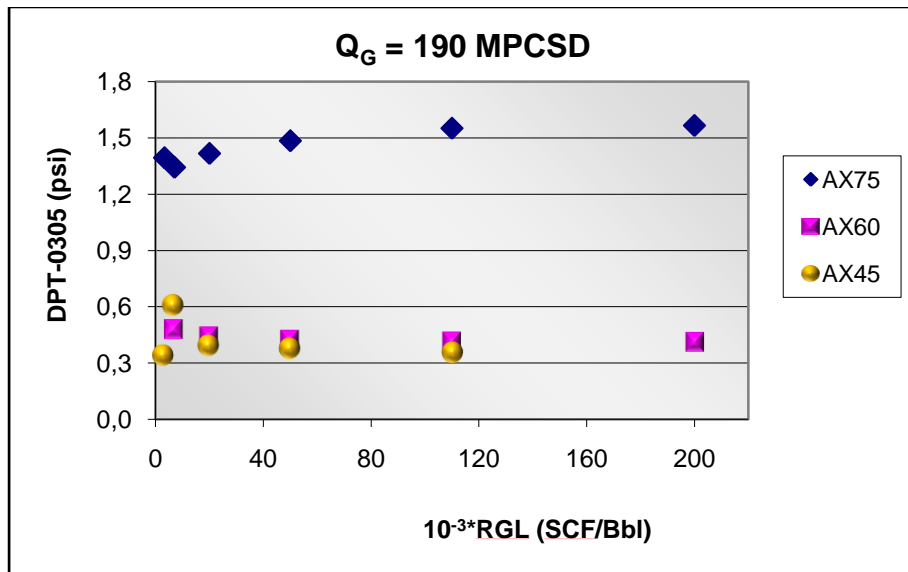


Figura N° 30: Caída de Presión A Través del Prototipo Vs. Relaciones Gas - Líquido, con Álabes de 75°, 60° y 45°, para un Flujo de 190 MPCSD.

En las figuras anteriores puede observarse claramente que la configuración de álabes de 75° genera mayor caída de presión que las otras configuraciones, lo cual era de esperar, ya que al incrementar el ángulo de salida de los álabes, el movimiento rotacional remanente en la zona del *vortex finder* también aumenta, lo cual acrecienta la caída de presión.

Cabe destacar que la caída de presión en el dispositivo es atribuida principalmente a la configuración de álabes; Noriler D. et al (2004), alegan que los álabes estacionarios contribuyen con el 80% de la caída de presión total de este tipo de separadores, es por ello que en su investigación consideran redireccionadores de flujo en la zona del *vortex finder*, con lo cual logran disminuir la caída de presión en un 20%.

Los resultados obtenidos en función de la eficiencia de separación y la caída de presión, coinciden con las conclusiones de Postman y Hoffman (1998), quienes afirman que al incrementar el ángulo de salida de los álabes, el movimiento rotacional aumenta, lo cual mejora la eficiencia de separación e incrementa la caída de presión para un mismo flujo. Dichos autores sugieren utilizar ángulos de salida de los álabes en el rango de 60° y 75° .

Para continuar con el estudio de la caída de presión en el dispositivo, se presentan los resultados obtenidos en la zona del estator con las tres configuraciones de álabes. En las Figuras N° 31 y N° 32 se muestran las caídas de presión en la zona superior e inferior del estator, respectivamente; en éstas se puede observar que de nuevo las pérdidas de presión aumentan conforme se incrementa el ángulo de salida de los álabes, lo cual era de esperar, ya que de acuerdo a Postman y Hoffman (1998) al incrementar dicho ángulo, la velocidad tangencial aumenta y con ella las pérdidas de presión por fricción con las paredes del dispositivo y entre las moléculas del fluido. Adicionalmente, la restricción para el paso del flujo se hace mayor, lo cual incrementa la caída de presión. Por otro lado, Klujszo et al. (1999), señalan que la caída de presión a través de los álabes se atribuye al cambio de movimiento lineal a movimiento rotacional, por lo cual grandes fuerzas centrífugas generan altas caídas

de presión; adicionalmente, los autores afirman que fuerzas centrífugas excesivas no conducen necesariamente a altas eficiencias de separación.

Adicionalmente, en dichas figuras se puede notar que la caída de presión en la zona inferior del estator es mayor que la observada en la zona superior, lo cual era de esperar, ya que durante la realización de las pruebas experimentales solo se observó régimen de flujo estratificado, por lo tanto, mientras que por el tope de la tubería fluía principalmente gas, el líquido fluyó por el fondo y este último genera mayor fricción que el gas. Dicha caída de presión también supera la producida en la totalidad del dispositivo, ya que ésta además de considerar la caída de presión del líquido, considera el cambio de movimiento lineal a rotacional, mientras que la caída de presión ocurrida a lo largo del prototipo de depurador axial ciclónico está asociada únicamente al movimiento lineal del gas, o en su defecto a un cambio de movimiento lineal a movimiento rotacional débil, ya que la rotación adquirida en la zona del estator decae a medida que el flujo se desplaza en la dirección axial.

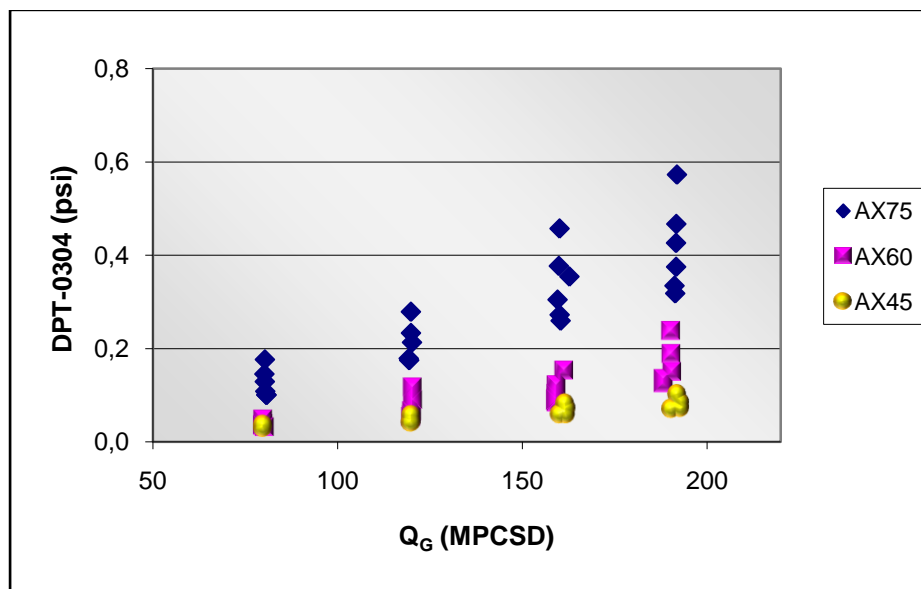


Figura N° 31: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator Vs. Caudal de Gas, para Configuraciones de Álabes de 75°, 60°, 45°.

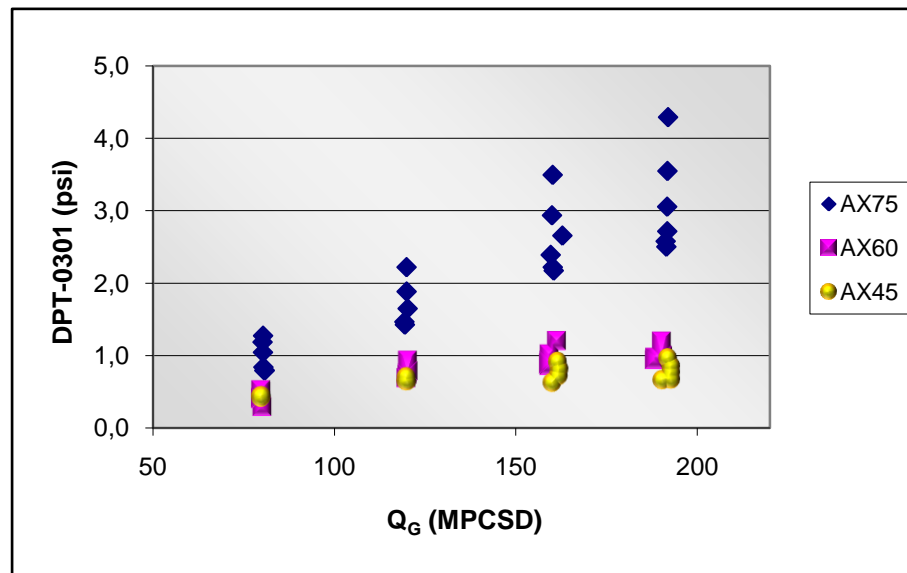


Figura N° 32: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator Vs. Caudal de Gas, para Configuraciones de Álabes de 75°, 60°, 45°.

En el Apéndice G se muestra el comportamiento de la caída de presión en el estator para las tres configuraciones de álabes en función de las relaciones gas – líquido, para los flujos de gas de 80, 120, 160 y 190 MPCSD.

En líneas generales, la configuración de álabes de 75° genera la mayor eficiencia de separación, pero también origina la mayor caída de presión; sin embargo, en todos los casos ésta es inferior al límite recomendado para un depurador, el cual es 5 psi de acuerdo a Stewart y Arnold (1998).

EFECTO DE LA DISTANCIA DE SEPARACIÓN ESTATOR–VORTEX FINDER SOBRE EL DESEMPEÑO DEL PROTOTIPO DE DEPURADOR AXIAL CICLÓNICO

A continuación se presentan los resultados obtenidos al estudiar el efecto de la distancia de separación estator – *vortex finder* sobre el desempeño del dispositivo; cabe resaltar que el prototipo de depurador axial ciclónico fue evaluado con distancias equivalentes a 17/8 y 3 diámetros del separador, una apertura anular de recolección de líquido igual a 1/6 del diámetro del separador y una configuración de álabes de 75°.

En la Figura N° 33 se muestran los resultados relativos a la eficiencia de separación del prototipo de depurador axial ciclónico en función del caudal de gas, con distancias de estator – *vortex finder* equivalentes a $17/8$ y 3 diámetros del separador, para un rango de relaciones gas – líquido de 3.300 a 200.000 SCF/Bbl.

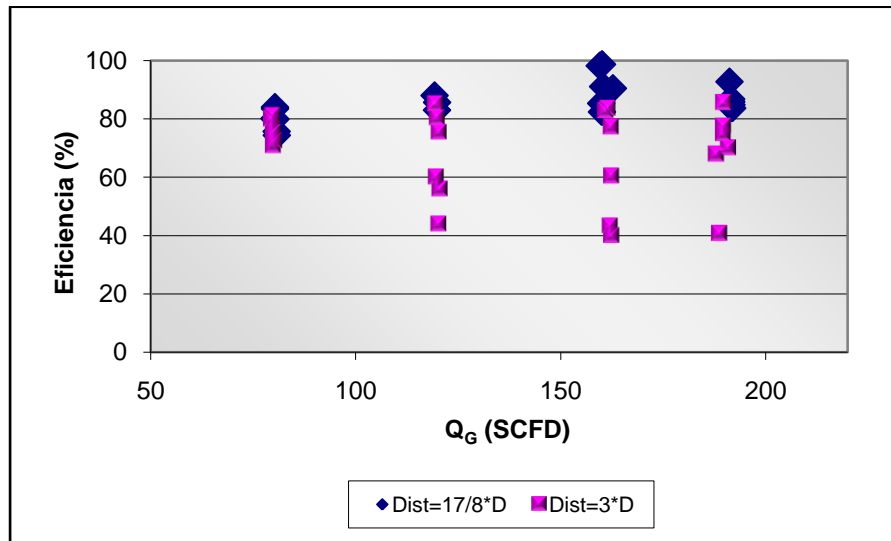


Figura N° 33: Eficiencia de Separación Vs. Caudal de Gas, Arrojada por el Prototipo con Distancias Estator – *Vortex Finder* de $17/8 \cdot D$ y $3 \cdot D$.

De acuerdo con estos resultados, al aumentar la distancia de separación estator – *vortex finder*, en el rango de flujo de 120 – 190 MPCSD, el desempeño del prototipo se desmejora, lo cual coincide una vez mas con lo reportado por Postman y Hoffman (1998), quienes afirman que al incrementar la distancia de separación estator – *vortex finder* de 3 a 6 veces el diámetro del separador, la eficiencia de separación disminuye; los investigadores concluyen que el movimiento rotacional decae exponencialmente a medida que el flujo se mueve en la dirección axial, lo cual incrementa el arrastre de líquido a través del *vortex finder* y en consecuencia, la eficiencia de separación disminuye; sin embargo, para un flujo de 80 MPCSD el desempeño del prototipo de depuración prácticamente no varía con la distancia de separación estator – *vortex finder*; este comportamiento se muestra en mayor detalle en la Figura N° 34, la cual refleja la eficiencia de separación del prototipo en función de las relaciones gas – líquido para un flujo de 80 MPCSD, en la misma puede observarse que tanto la

distancia de $17/8$ de diámetros como la de 3 diámetros, arrojan eficiencias en el orden de 80%, por lo cual se puede inferir que el desempeño del prototipo para bajos flujos de gas, no está limitado por la magnitud de dicho parámetro.

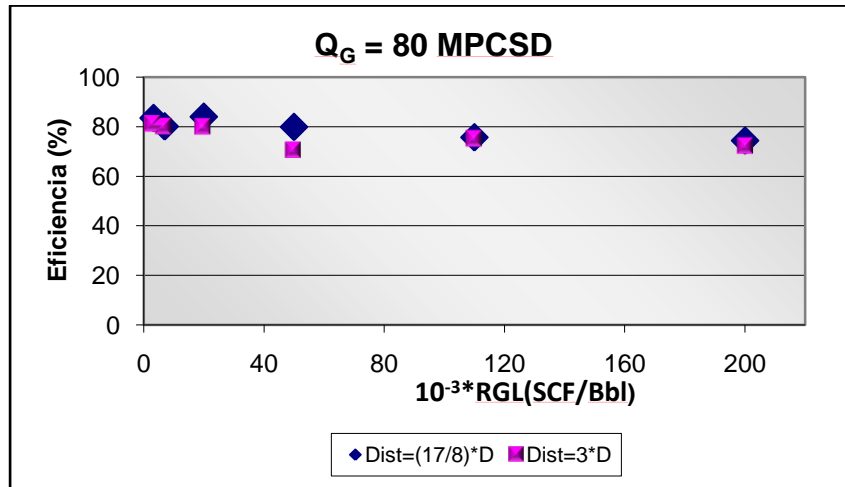


Figura N° 34: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojada por el Prototipo para un Flujo de 80 MPCSD, con Distancias Estator – *Vortex Finder* de $17/8*D$ y $3*D$.

Análogamente, en las Figuras N° 35, N° 36 y N° 37 se presenta la eficiencia de separación del prototipo en función de las relaciones gas – líquido con ambas distancias estator – *vortex finder*, para flujos de gas de 120, 160 y 190 MPCSD, respectivamente.

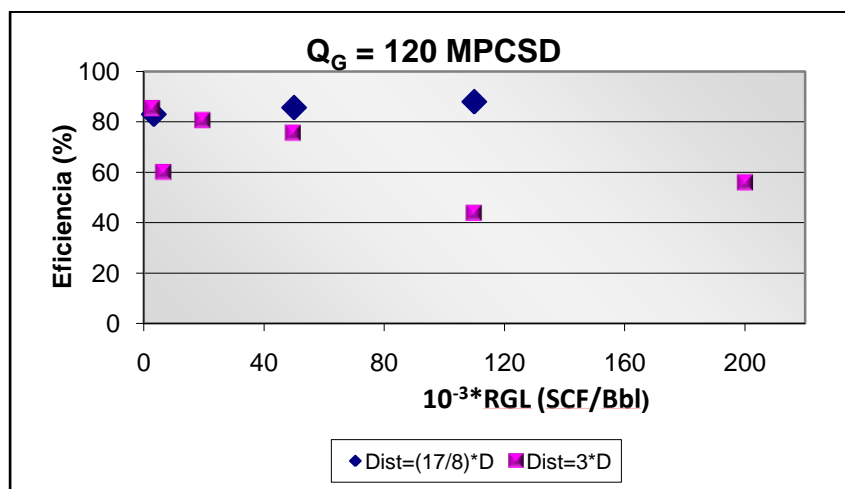


Figura N° 35: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojada por el Prototipo para un Flujo de 120 MPCSD, con Distancias Estator – *Vortex Finder* de $17/8*D$ y $3*D$.

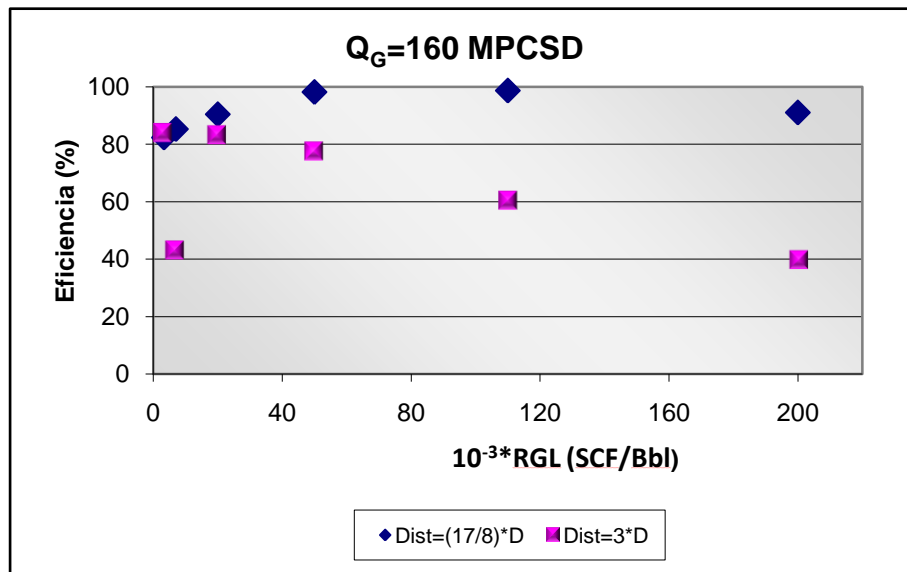


Figura N° 36: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojada por el Prototipo para un Flujo de 160 MPCSD, con Distancias Estator – *Vortex Finder* de $17/8 \cdot D$ y $3 \cdot D$.

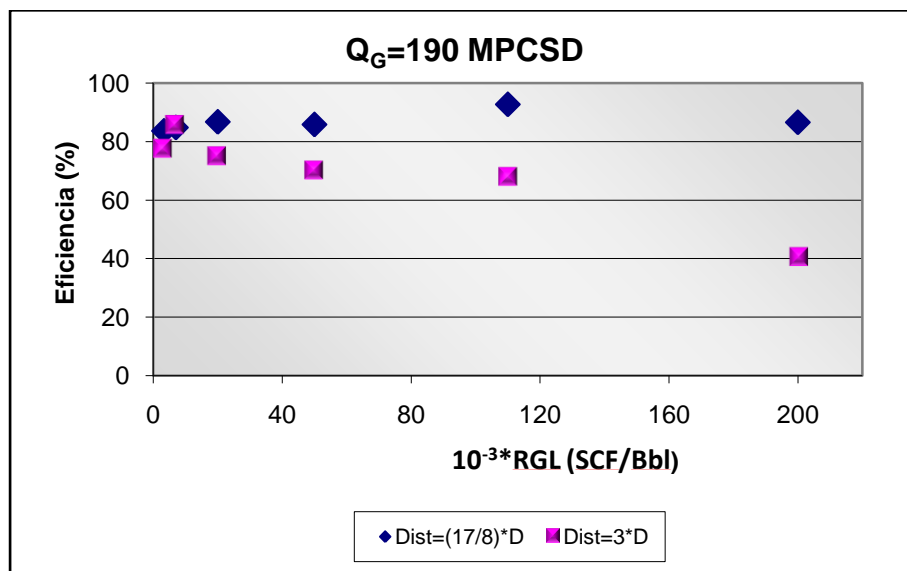


Figura N° 37: Eficiencia de Separación Vs. Relaciones Gas-Líquido, Arrojada por el Prototipo para un Flujo de 190 MPCSD, con Distancias Estator – *Vortex Finder* de $17/8 \cdot D$ y $3 \cdot D$.

En dichas figuras se observa que con la distancia estator – *vortex finder* de $17/8$ del diámetro del separador la eficiencia de separación del prototipo aumenta levemente a

medida que se incrementa la relación gas – líquido, hasta alcanzar un máximo en 110.000 SCF/Bbl, y luego decae suavemente; mientras que la eficiencia de separación alcanzada por el depurador con la distancia de 3 diámetros tiende a decaer a medida que se incrementa la relación gas–líquido, arrojando valores inferiores a los alcanzados con la distancia de 17/8 de diámetros. En este sentido, el mejor desempeño del prototipo de depurador axial ciclónico en términos de eficiencia de separación, se obtiene con la menor distancia estator–*vortex finder*, equivalente a 17/8 de diámetros; en la Figura N° 38 se muestra la eficiencia de separación promedio alcanzada por el prototipo con cada una de las distancias estator–*vortex finder*, en la misma puede observarse que al incrementar dicha distancia, la eficiencia de separación desmejora entre 18 y 27 puntos porcentuales, para el rango de flujo de 120 – 190 MPCSD.

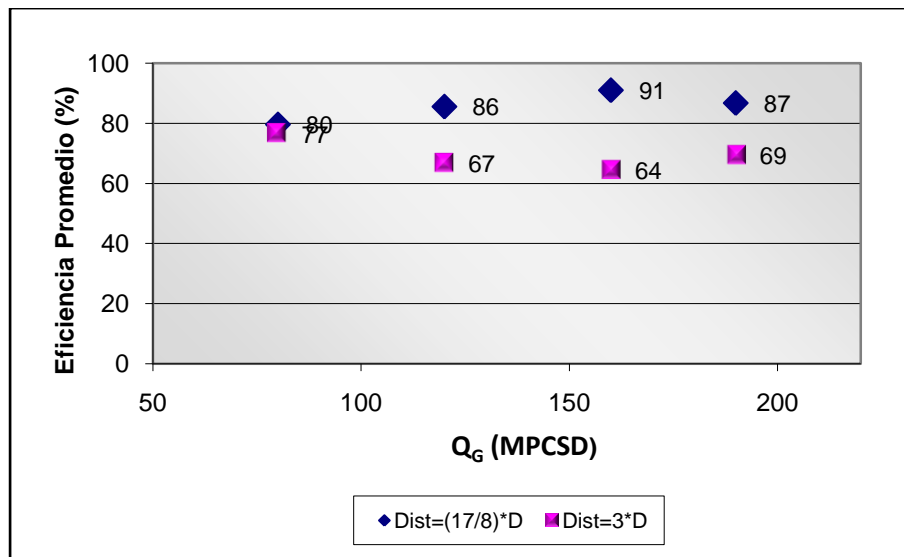


Figura N° 38: Eficiencia de Separación Promedio Vs. Caudal de Gas, Arrojada por el Prototipo con Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°.

Cabe resaltar que los resultados obtenidos contradicen la investigación realizada por Hobbs (2002), quien afirma que al aumentar la distancia de separación estator – *vortex finder* de 4 a 9 ft (48 a 108 plg), las partículas de líquido disponen de más tiempo para alcanzar posiciones radiales mayores al diámetro del *vortex finder*. La evaluación del prototipo de depurador axial ciclónico se realizó con distancias de

separación estator – *vortex finder* inferiores a las consideradas por Hobbs, equivalentes a 4,25 plg. y 6 plg.; es probable que el comportamiento de la eficiencia de separación en función de la distancia estator – *vortex finder* sea el de una concavidad, con un rango de distancias recomendables en torno a un mínimo, lo cual explicaría las conclusiones opuestas entre Hobbs (2002) y Postman y Hoffman (1998).

Seguidamente se presentan en la Figura N° 39, los resultados relativos a la caída de presión del prototipo de depurador axial ciclónico en función del flujo de gas, para distancias de separación de 17/8 y 3 veces el diámetro del separador; en la misma se observa que la caída de presión del prototipo de depurador axial ciclónico fue muy similar con ambas distancias de separación estator – *vortex finder*, lo cual permite inferir que en el rango considerado, dicho parámetro geométrico prácticamente no influye de manera significativa sobre la caída de presión del dispositivo; en este sentido, la mayor contribución es atribuida al movimiento rotacional originado por la configuración de álabes de 75°; como se mencionó anteriormente Noriler D. et al (2004), señalan que el movimiento rotacional origina el 80% de las pérdidas de presión.

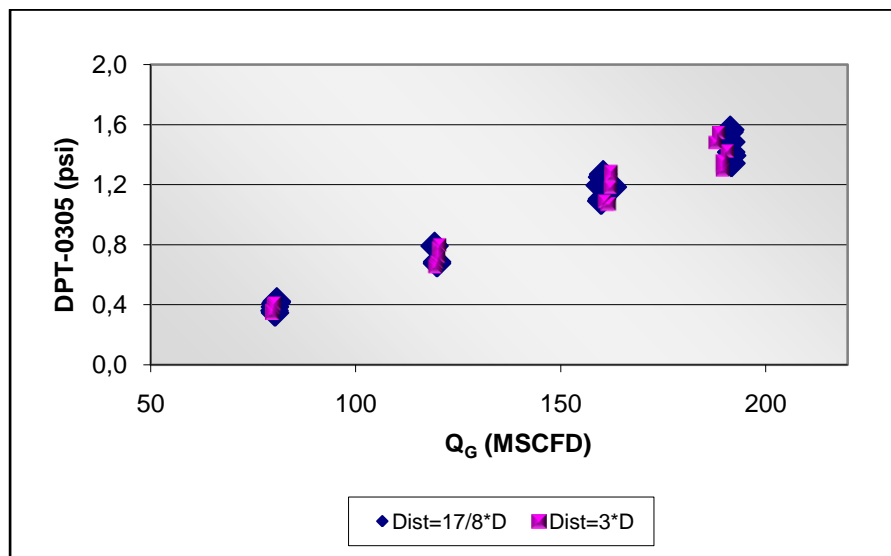


Figura N° 39: Caída de Presión en el Prototipo Vs. Caudal de Gas, para Distancias de Separación Estator – *Vortex Finder* de 17/8 y 3 veces el Diámetro del Separador.

En las Figuras N° 40, N° 41, N° 42 y N° 43 se muestra la tendencia de la caída de presión en función de la relación gas – líquido, para flujos de 80, 120, 160 y 190 MPCSD, respectivamente.

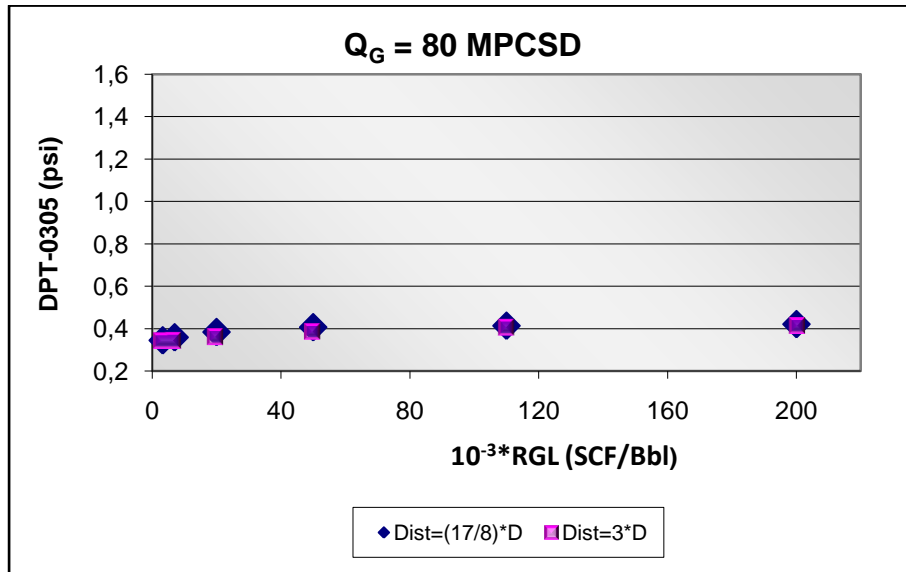


Figura N° 40: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Distancias Estator – *Vortex Finder* de 17/8 y 3 Diámetros, para un Flujo de 80 MPCSD.

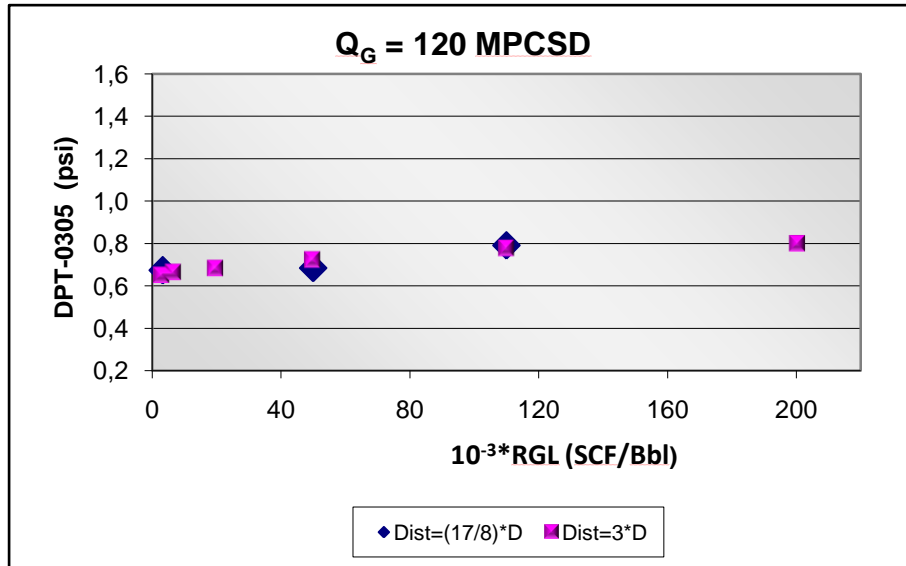


Figura N° 41: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Distancias Estator – *Vortex Finder* de 17/8 y 3 Diámetros, para un Flujo de 120 MPCSD.

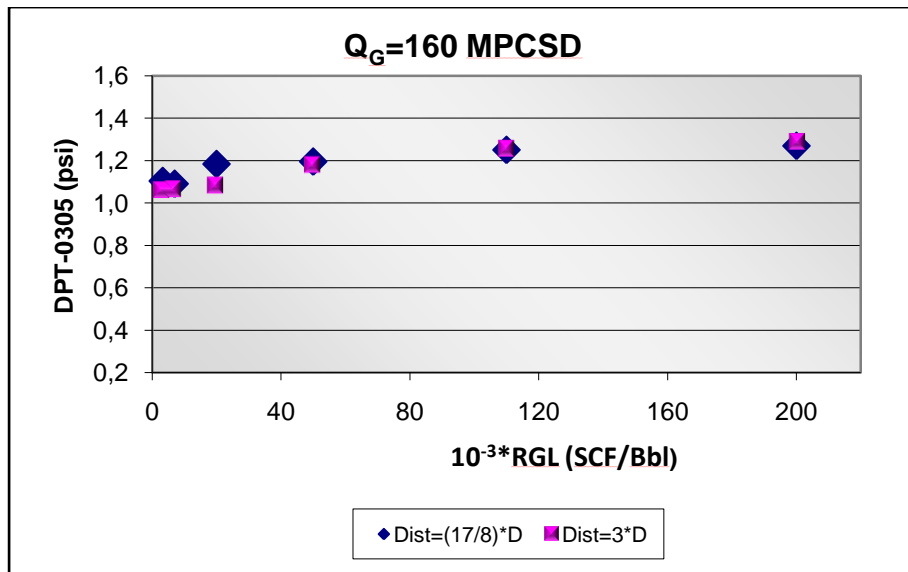


Figura N° 42: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Distancias Estator – *Vortex Finder* de 17/8 y 3 Diámetros, para un Flujo de 160 MPCSD.

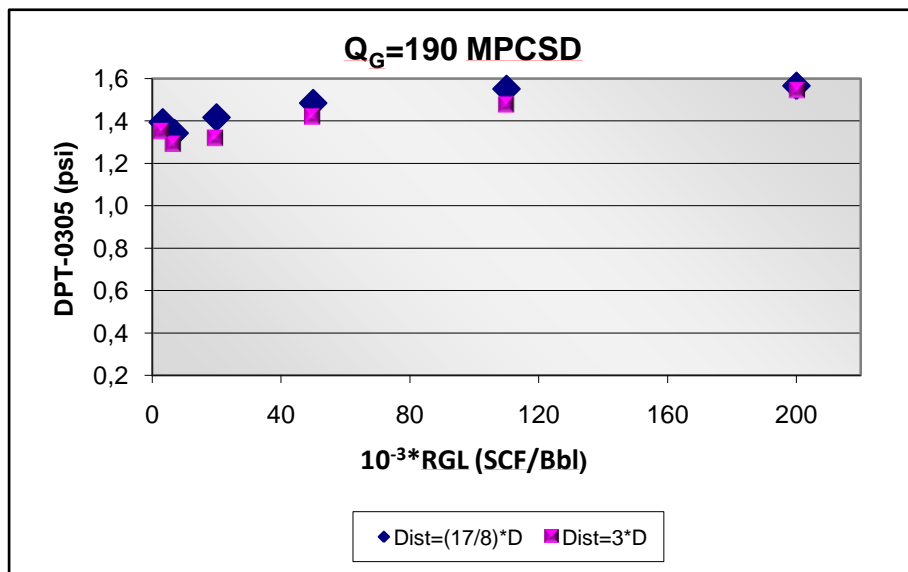


Figura N° 43: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Distancias Estator – *Vortex Finder* de 17/8 y 3 Diámetros, para un Flujo de 190 MPCSD.

En estas figuras se observa claramente que la caída de presión arrojada por ambas distancias estator – *vortex finder* son similares entre sí; adicionalmente, al incrementar el flujo de gas la caída de presión aumenta, lo cual es lógico, ya que la restricción para el paso del flujo es mayor.

Para continuar, se presentan las Figuras N° 44 y N° 45, las cuales reflejan la caída de presión en la zona superior e inferior del estator, respectivamente. En analogía con lo expuesto anteriormente, en estas figuras se evidencia nuevamente que la distancia de separación estator – *vortex finder*, no influye de manera significativa sobre la caída de presión. Adicionalmente, y como era de esperar, la caída de presión en la zona inferior del estator es mayor que en la zona superior, debido a la presencia del flujo estratificado.

En el Apéndice H se muestra el comportamiento de la caída de presión en el estator para distancias estator – *vortex finder* de 17/8 y 3 veces el diámetro del separador, en función de las relaciones gas – líquido, para cada flujo de gas.

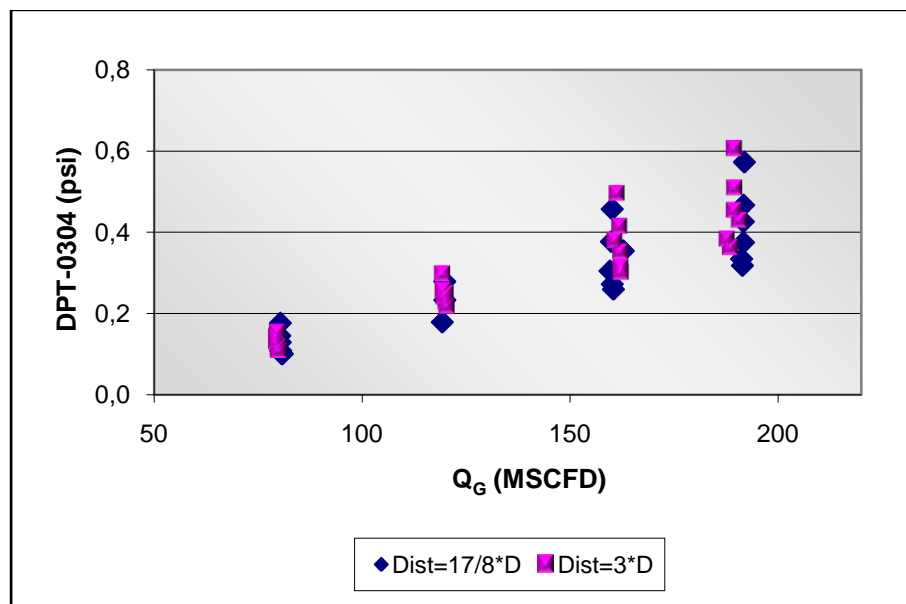


Figura N° 44: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator Vs. Caudal de Gas, para Distancias de Separación Estator – *Vortex Finder* de 17/8 y 3 veces el Diámetro del Separador.

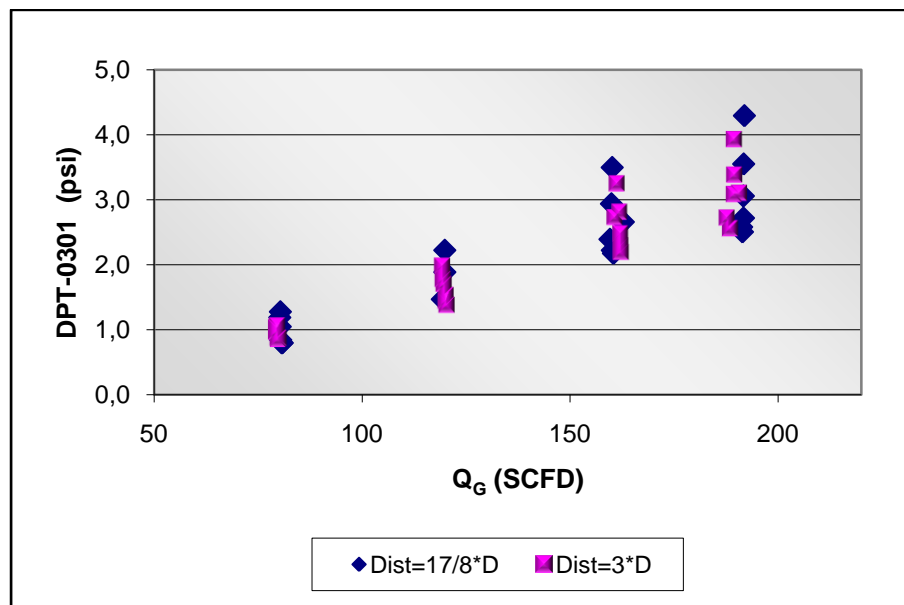


Figura N° 45: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator Vs. Caudal de Gas, para Distancias de Separación Estator – *Vortex Finder* de 17/8 y 3 veces el Diámetro del Separador.

EFECTO DE LA APERTURA ANULAR DE RECOLECCIÓN SOBRE EL DESEMPEÑO DEL PROTOTIPO DE DEPURADOR AXIAL CICLÓNICO

En esta sección se presentan los resultados obtenidos al estudiar el efecto de la apertura anular de recolección sobre el desempeño del prototipo de depurador axial ciclónico; para ello se evaluó el dispositivo considerando aperturas anulares iguales a 1/8 y 1/6 del diámetro del separador, en conjunto con los parámetros geométricos que arrojaron el mejor desempeño del dispositivo, los cuales corresponden con la configuración de álabes de 75° y la distancia de separación estator - *vortex finder* equivalente a 17/8 del diámetro del separador.

Los resultados relativos a la eficiencia de separación del prototipo de depurador axial ciclónico con la configuración antes descrita se muestran en la Figura N° 46, en la misma se puede notar que en el rango de flujo de 120 – 190 MPCSD, la eficiencia de separación mejora al incrementar la apertura anular de recolección, lo cual era de esperar; de acuerdo a Hobbs (2002), mientras más amplia es dicha apertura, existe mayor probabilidad de que la película de líquido que rota por la periferia del dispositivo atraviese el espacio anular; además, un incremento en la apertura anular

disminuye el diámetro del *vortex finder*, lo cual reduce la posibilidad de arrastre de líquido por la corriente de gas. Sin embargo, para un flujo de 80 MPCSD, se puede observar que el desempeño del prototipo de depurador axial ciclónico, en términos de eficiencia de separación es similar con ambas aperturas anulares, por lo tanto se puede inferir, que para bajos flujos de gas, el desempeño del prototipo es independiente de la apertura anular de recolección.

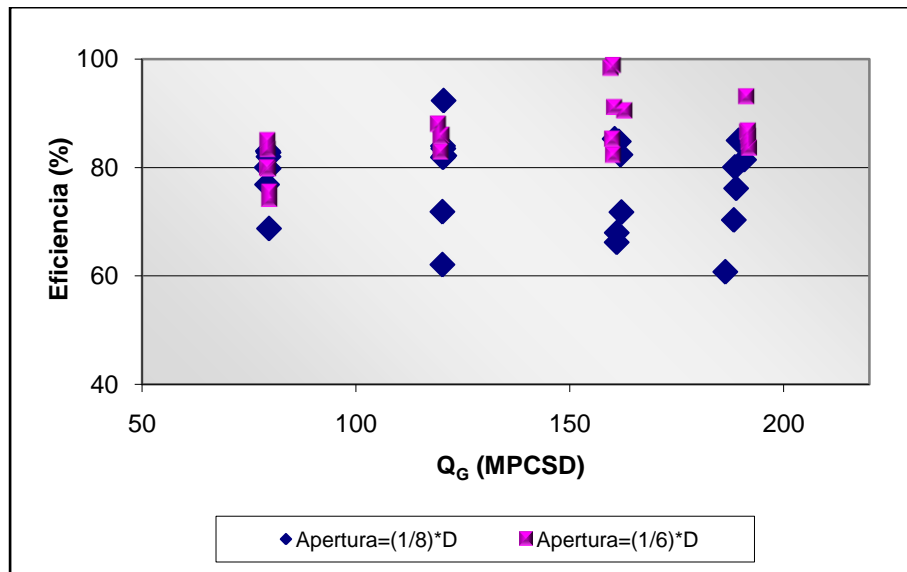


Figura N° 46: Eficiencia de Separación Vs. Caudal de Gas, Arrojadadas por el Prototipo con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros.

En la Figura N° 47 se puede observar la eficiencia de separación del prototipo de depurador axial ciclónico con ambas aperturas anulares en función de las relaciones gas – líquido, para un flujo de 80 MPCSD; en la misma se evidencia la similitud entre los resultados obtenidos por ambas aperturas anulares. Posteriormente, en las Figuras N° 48, N° 49 y N° 50 se muestra la eficiencia de separación para aperturas anulares de 1/8 y 1/6 de diámetros, en función de la relación gas – líquido; en las mismas puede observarse que la apertura anular de 1/8 del diámetro del separador alcanza un menor desempeño que la de 1/6 de diámetros, con una tendencia a disminuir a medida que se incrementa la relación gas – líquido, mientras que la eficiencia de separación obtenida con la apertura anular de 1/6 de diámetros tiende a aumentar levemente

hasta alcanzar un máximo en la relación gas – líquido de 110.000 SCF/Bbl, luego de la cual decae suavemente.

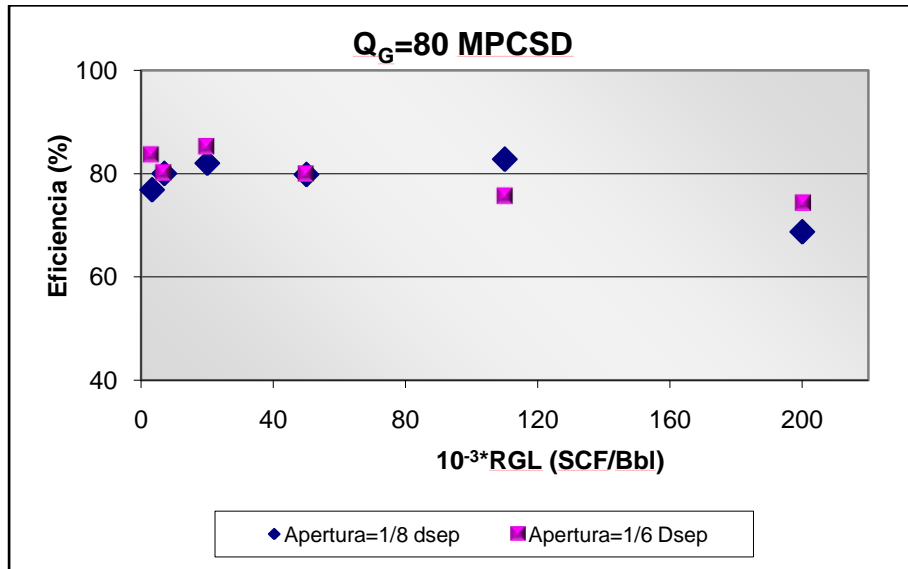


Figura N° 47: Eficiencia de Separación Vs. Relación Gas-Líquido, Arrojadas por el Prototipo para un Flujo de 80 MPCSD, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros.

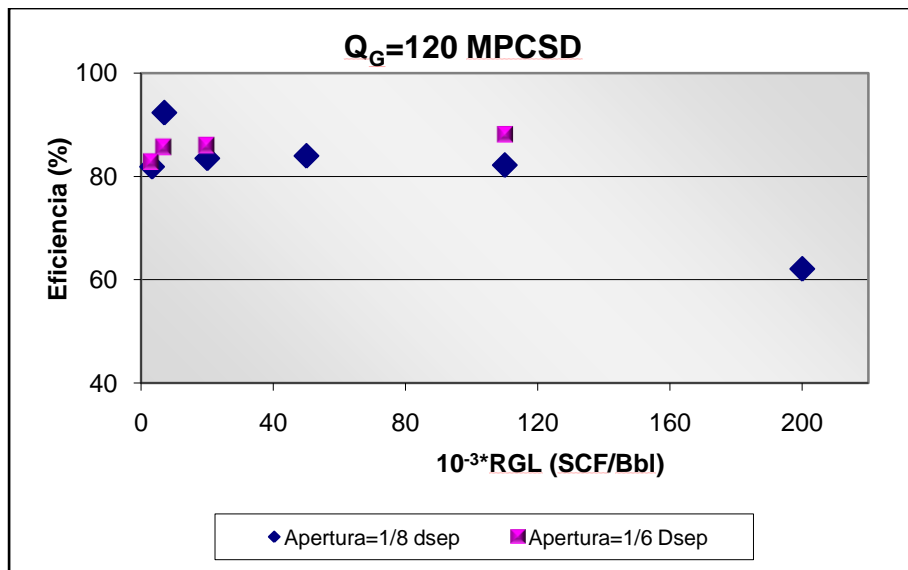


Figura N° 48: Eficiencia de Separación Vs. Relación Gas-Líquido, Arrojadas por el Prototipo para un Flujo de 120 MPCSD, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros.

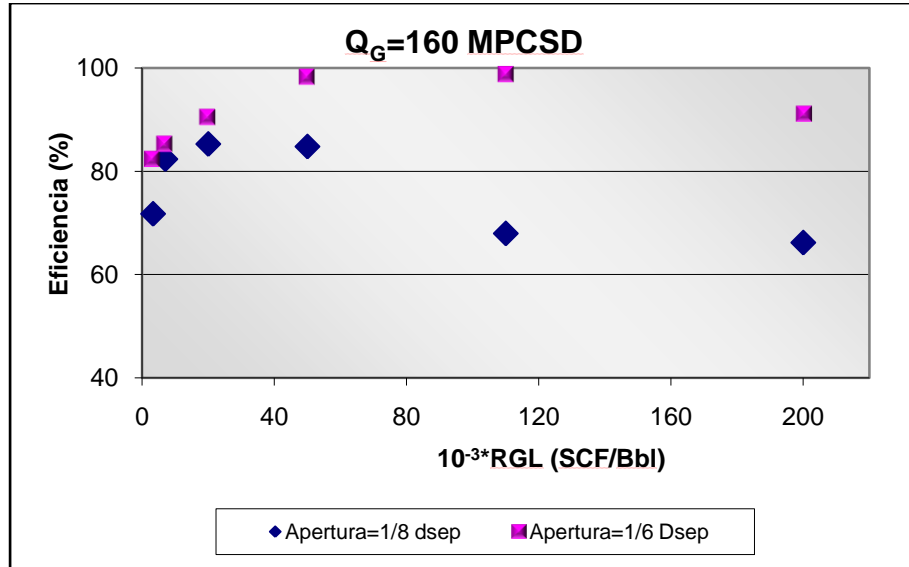


Figura N° 49: Eficiencia de Separación Vs. Relación Gas-Líquido, Arrojadadas por el Prototipo para un Flujo de 160 MPCSD, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros.

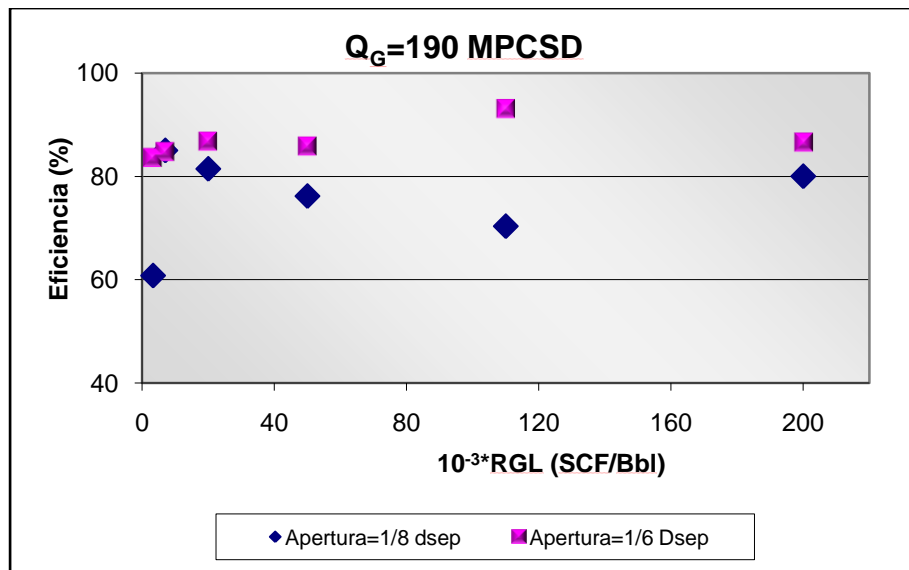


Figura N° 50: Eficiencia de Separación Vs. Relación Gas-Líquido, Arrojadadas por el Prototipo para un Flujo de 190 MPCSD, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros.

Para finalizar el estudio del efecto de la apertura anular sobre la eficiencia del prototipo de depurador axial ciclónico, se presenta en la Figura N° 51 la eficiencia de separación promedio alcanzada por el prototipo con cada apertura anular, en función del caudal de gas; en la misma puede observarse que, al incrementar la apertura anular de 1/8 a 1/6 de diámetros, la eficiencia de separación promedio mejora entre 5 y 15 puntos porcentuales, para el rango de flujo de 120 – 190 MPCSD.

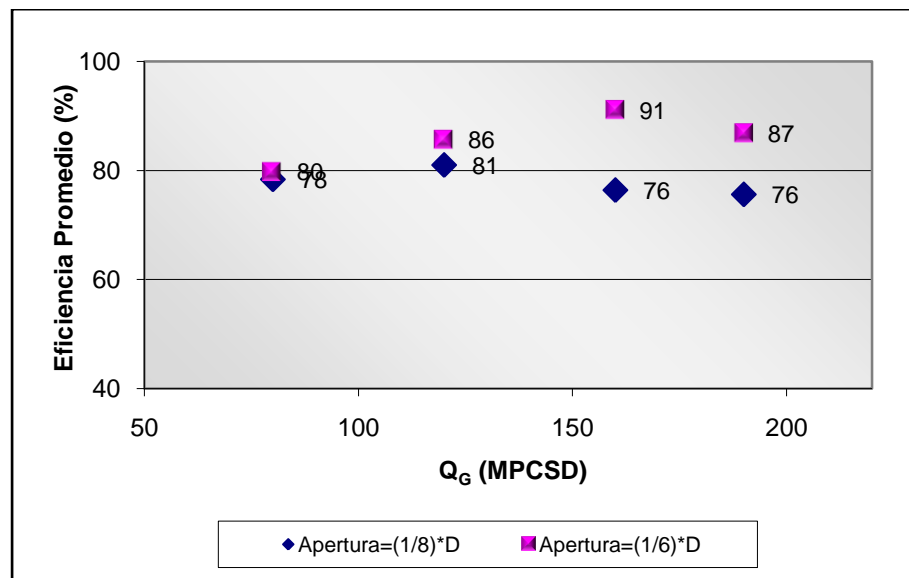


Figura N° 51: Eficiencia de Separación Promedio Vs. Caudal de Gas, para Apertura Anulares de 1/8 y 1/6 del Diámetro del Separador.

Cabe señalar que el separador axial ciclónico diseñado y evaluado por Klujso et al. (1998) para eliminar partículas de polvo de una corriente gaseosa, arrojó eficiencias de separación en el rango de 80 y 84%, con aperturas anulares de 1/8 y 1/6 del diámetro del separador. Durante la evaluación a escala de banco del prototipo de depurador axial ciclónico desarrollado por PDVSA-Intevep para operar con flujo bifásico gas – líquido, la apertura anular de 1/8 del diámetro del separador, arrojó eficiencias de separación promedio en el rango de 76 a 81%, mientras que la apertura anular de 1/6 de diámetros alcanzó eficiencias de separación promedio en el rango de 80 a 91%.

Seguidamente se presentan, en la Figura N° 52 los resultados relativos a la caída de presión para aperturas anulares de $1/8$ y $1/6$ del diámetro del separador; en la misma se puede observar que la caída de presión a través del dispositivo aumenta al incrementar la apertura anular, lo cual era de esperar, ya que el diámetro del *vortex finder* disminuye. De acuerdo con el principio de continuidad, al disminuir el diámetro del *vortex finder*, la velocidad del fluido aumenta y con ella la caída de presión por fricción; es por ello que, la apertura anular equivalente a $1/6$ del diámetro del separador arroja la mayor caída de presión, alcanzando un máximo de 1,57 psi con 190 MPCSD de gas, lo cual es prácticamente insignificante considerando que el límite máximo recomendable para un depurador corresponde con 5 psi.

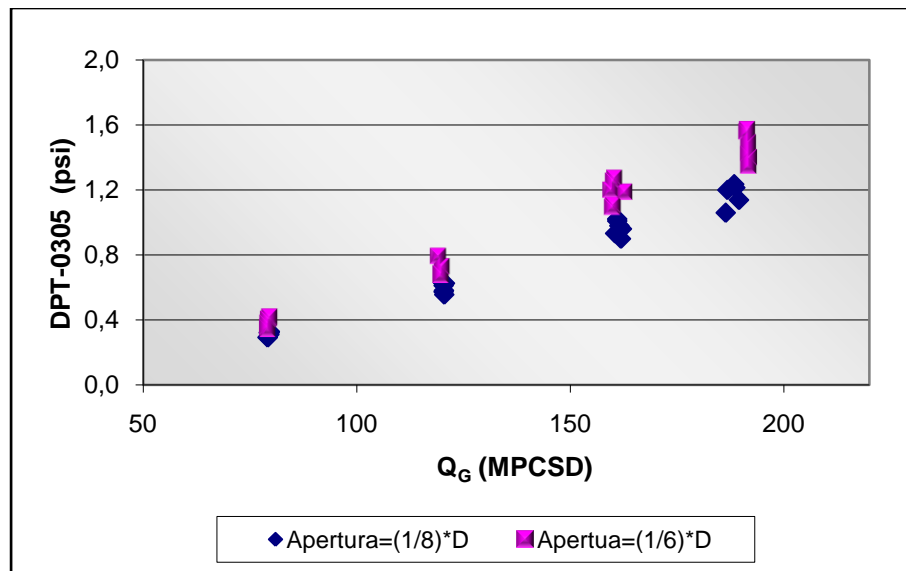


Figura N° 52: Caída de Presión en el Prototipo Vs. Caudal de Gas, para Aperturas Anulares de $1/8$ y $1/6$ del Diámetro del Separador.

En las Figuras N° 53, N° 54, N° 55 y N° 56 se muestra la tendencia de la caída de presión a través del prototipo de depurador axial ciclónico en función de la relación gas – líquido para flujos de 80, 120, 160 y 190 MPCSD, respectivamente, con aperturas anulares de $1/8$ y $1/6$ del diámetro del separador. En las mismas se observa que al incrementar el flujo de gas, la caída de presión también aumenta y la diferencia entre los valores alcanzados con ambos parámetros se hace mayor.

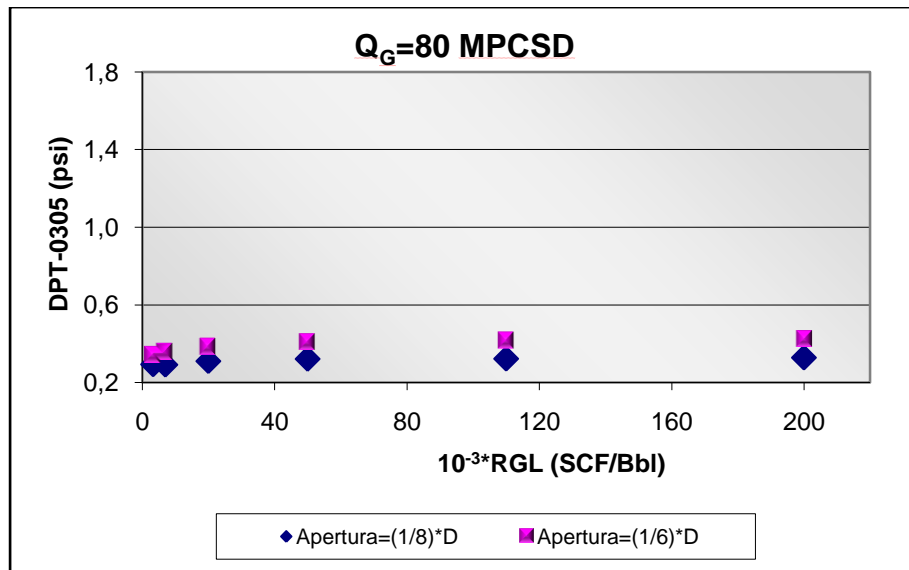


Figura N° 53: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un Flujo de 80 MPCSD.

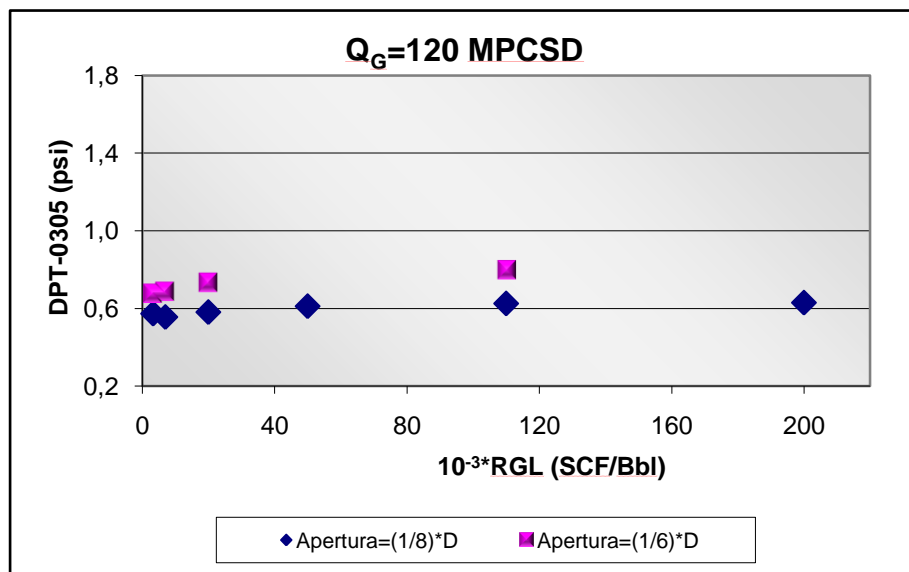


Figura N° 54: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un Flujo de 120 MPCSD.

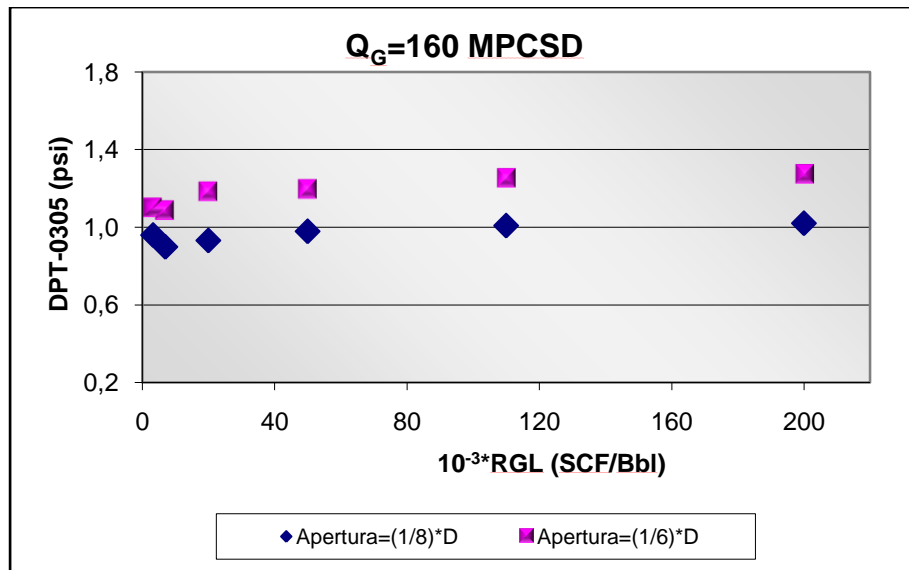


Figura N° 55: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un Flujo de 160 MPCSD.

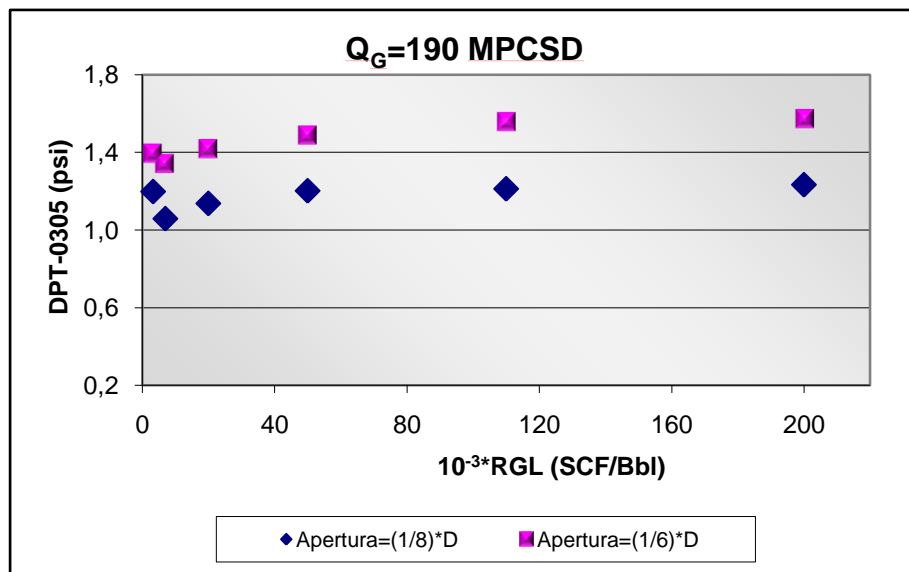


Figura N° 56: Caída de Presión a través del Prototipo Vs. Relaciones Gas-Líquido, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un Flujo de 80 MPCSD.

Para continuar se presentan las Figuras N° 57 y N° 58, las cuales muestran la caída de presión en la zona superior e inferior del estator, respectivamente, para aperturas anulares de 1/8 y 1/6 del diámetro del separador.

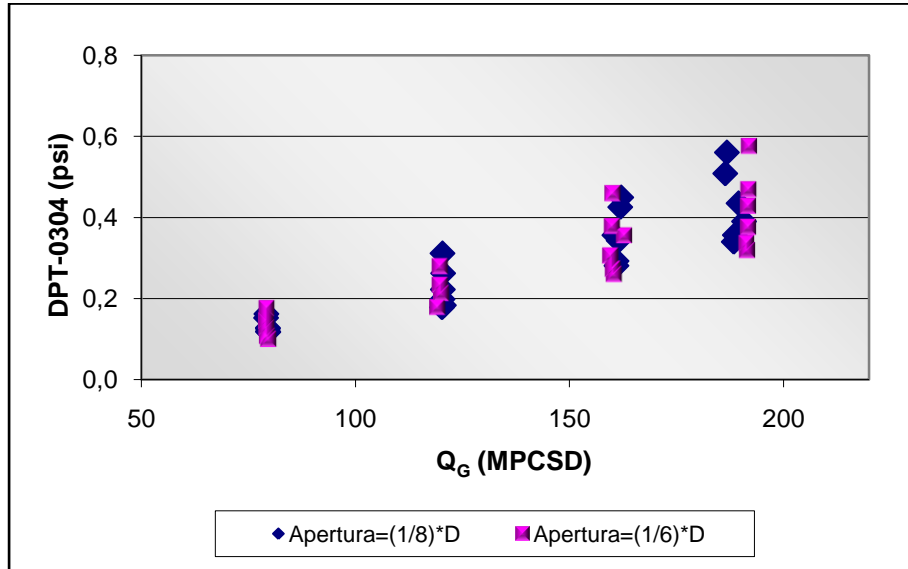


Figura N° 57: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator Vs. Caudal de Gas, para Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 del Diámetro del Separador.

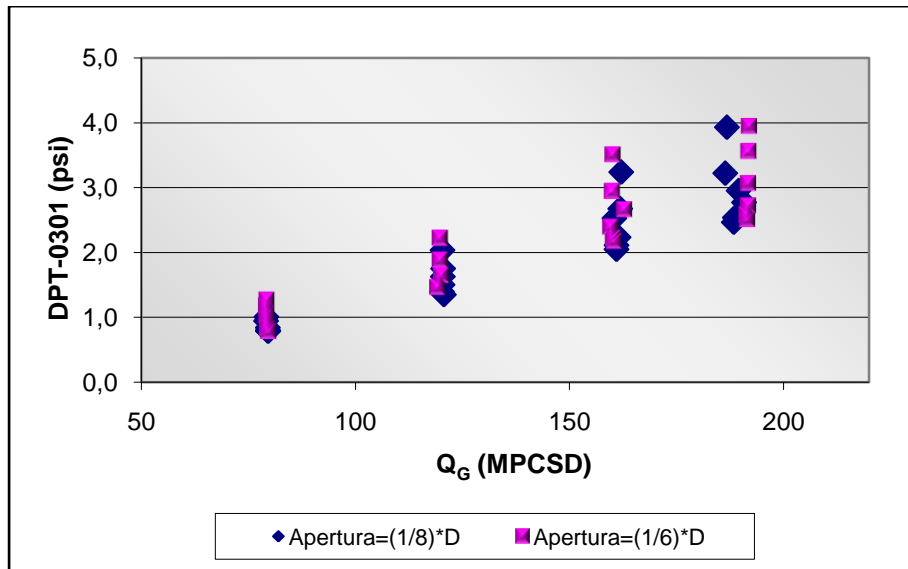


Figura N° 58: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator Vs. Caudal de Gas, para Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 del Diámetro del Separador.

En las figuras anteriores puede observarse que la caída de presión alcanzada por ambas aperturas anulares, tanto en la zona superior como inferior del estator, son muy cercanas entre sí, lo cual es lógico, ya que el parámetro variado está ubicado aguas abajo del estator, por lo cual su efecto sobre la caída de presión es poco significativo. Adicionalmente, se puede notar una vez más que la caída de presión en la zona inferior del estator es mayor a la ocurrida en la zona inferior del mismo, lo cual corrobora la presencia de flujo estratificado. En el Apéndice I se muestra el comportamiento de la caída de presión en el estator en función de las relaciones gas – líquido, con aperturas anulares de 1/8 y 1/6 del diámetro del separador, para cada flujo de gas estudiado.

VENTANA DE OPERACIÓN DEL PROTOTIPO DE DEPURADOR AXIAL CICLÓNICO

Con base en los resultados obtenidos al evaluar los diferentes parámetros geométricos que constituyen el prototipo de depurador axial ciclónico, se definió la ventana de operación, mediante la cual se establece el rango de valores de diseño que permiten obtener el mejor desempeño del dispositivo, considerando la configuración geométrica más adecuada para el mismo.

Como se expuso durante el desarrollo de este capítulo, la configuración geométrica más adecuada para el prototipo en términos de eficiencia de separación y caída de presión, corresponde a la configuración de álabes con ángulos de salida de 75°, una distancia de separación estator – *vortex finder* equivalente a 17/8 del diámetro del separador y una apertura anular igual a 1/6 del diámetro del separador. Es de hacer notar que si bien, tanto la configuración de álabes como la apertura anular seleccionadas, generan la mayor eficiencia de separación, éstas también producen la mayor caída de presión, no obstante es inferior al límite máximo recomendado para un depurador, el cual de acuerdo a Stewart y Arnold (1998), es de 5 psi.

A continuación, en la Tabla N° 5 se muestra el promedio de la eficiencia de separación y de la caída de presión ocurrida a través del prototipo de depurador axial

ciclónico con la configuración geométrica más adecuada para el dispositivo; en dicha tabla se observa que el desempeño del prototipo fue deficiente considerando que por tratarse de un depurador la eficiencia de separación debe ser superior a 99%; sin embargo, tomando en cuenta que los resultados obtenidos corresponden con la primera evaluación realizada al prototipo, se considerará que el mismo presenta un buen desempeño para eficiencias de separación de 85% en adelante, por lo cual la ventana de operación será definida para el rango de flujo de gas de 120 – 190 MPCSD, en el cual se alcanzan eficiencias de separación promedios acotadas entre 86 y 91%, y caídas de presión entre 0,74 y 1,46 psi.

Tabla N° 5: Eficiencia de Separación y Caída de Presión Promedios, en función del Caudal de Gas, Arrojadadas por el Prototipo con la Configuración Geométrica Más Adecuada.

Q_G (MPCSD)	80	120	160	190
Eficiencia de Separación Promedio (%)	80	86	91	87
Caída de Presión Promedio a través del Prototipo (psi)	0,33	0,74	1,18	1,46

Una vez definido el rango de flujo en el cual el prototipo alcanza el mejor desempeño, se delimitará el rango de relaciones gas – líquido que análogamente permiten alcanzar las mayores eficiencias de separación. En la Tabla N° 6 se muestra el promedio de la eficiencia de separación y de la caída de presión arrojadadas por el prototipo de depurador axial ciclónico para el rango de relaciones gas – líquido de 3.300 a 200.000 SCF/Bbl y para flujos de gas de 120 – 190 MPCSD.

Tabla N° 6: Eficiencia de Separación y Caída de Presión Promedios, en función de las Relaciones Gas –Líquido, Arrojadadas por el Prototipo con la Configuración Geométrica Más Adecuada, para el Rango de Flujo de 120 – 190 MPCSD.

RGL (SCF/Bbl)	3.300	7.000	20.000	50.000	110.000	200.000
Eficiencia de Separación Promedio (%)	83	85	89	92	93	89
Caída de Presión (psi)	1,06	1,04	1,30	1,34	1,20	1,42

En dicha tabla puede observarse que a partir de 7.000 SCF/Bbl, el prototipo alcanza eficiencias de separación promedio superiores a 85%, presentando valores máximos de 92 y 93% para relaciones gas-líquido de 50.000 y 100.000 SCF/Bbl, respectivamente; sin embargo, para relaciones gas-líquido de 3.300 SCF/Bbl, el prototipo arrojó una eficiencia de separación promedio de 83%, la cual es cercana al valor mínimo establecido para definir la ventana de operación, por lo cual se considera que el prototipo presenta un desempeño aceptable para todo el rango de relaciones gas – líquido estudiado. Por otro lado, como se ha mencionado, la caída de presión observada está en el rango de 0,74 – 1,46 psi, muy por debajo del límite máximo recomendable. En la Tabla N° 7 se presenta la ventana de operación del prototipo de depurador axial ciclónico, la cual muestra el rango de los valores de diseño en el cual el dispositivo arroja una mínima eficiencia de separación de 83% y una máxima caída de presión de 1,46 psi.

Tabla N° 7: Ventana de Operación del Prototipo de Depurador Axial Ciclónico.

Ángulo de Salida de los Álabes	75°
Distancia Estator – Vortex Finder	17/8 del Diámetro del Separador
Apertura Anular	1/6 del Diámetro del Separador
Flujo de Gas	120 – 190 MPCSD
Relación Gas – Líquido	3.300 – 200.000 SCF/Bbl

EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DE UNA CÁMARA DE PRE-SEPARACIÓN

Con la finalidad de mejorar la eficiencia de separación del prototipo de depurador axial ciclónico, se consideró evaluar el desempeño de una cámara de pre-separación a los fines de establecer si con la incorporación de dicha cámara era factible separar parte del líquido estratificado presente en la corriente de alimentación. En este sentido, el propósito de la cámara de pre-separación, como su nombre lo indica, es realizar una separación previa al flujo de alimentación que va al depurador; por lo que

evidentemente, dicha cámara sería instalada aguas arriba del dispositivo; la Figura N° 59 ilustra la cámara de pre-separación acoplada al prototipo de depurador axial ciclónico.

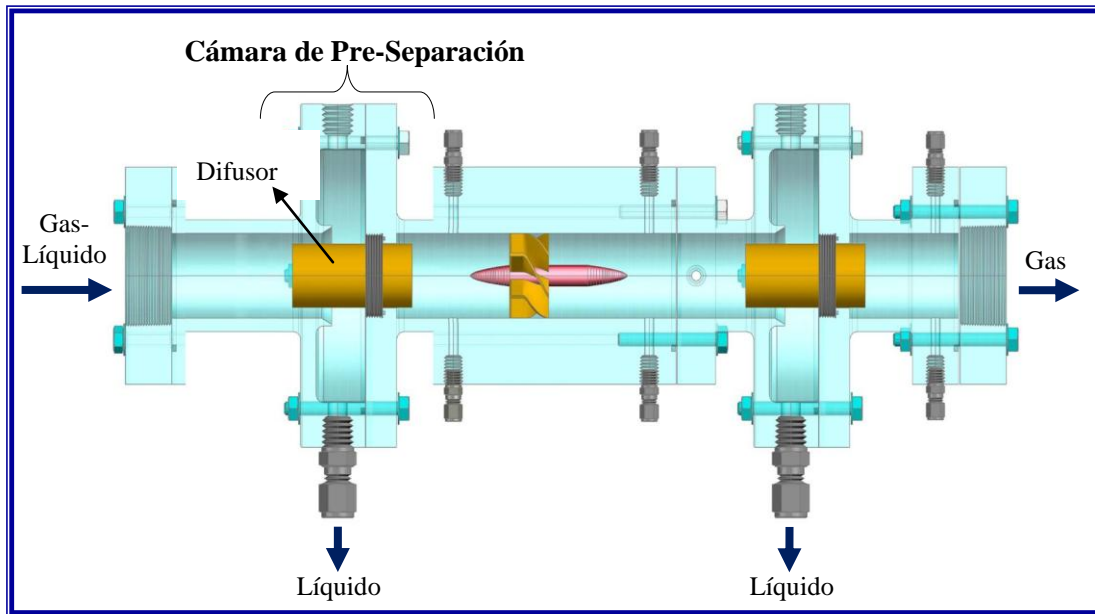


Figura N° 59: Prototipo de Depurador Axial Ciclónico Acoplado a una Cámara de Pre-Separación.

Para efectos prácticos, en el sentido de simular la operación de la cámara de pre-separación de manera individual, se evaluó el prototipo de depurador axial ciclónico sin el estator, tal como se muestra en la Figura N° 60.

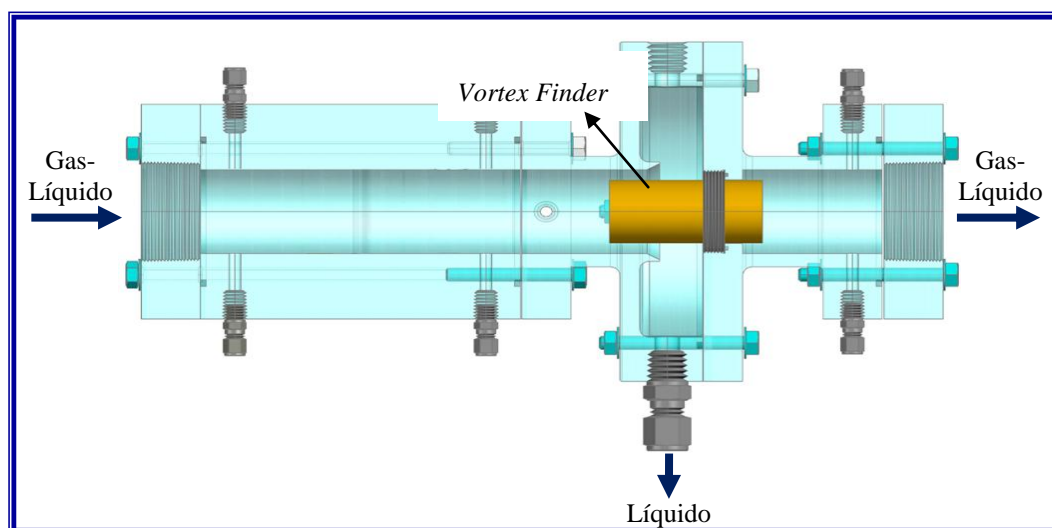


Figura N° 60: Prototipo Sin Estator para la Simulación de la Cámara de Pre-Separación.

La apertura anular formada entre el difusor de la cámara de pre-separación y el diámetro de la tubería, atrapa parte del líquido estratificado contenido en la corriente de la alimentación (en el caso de haber presenciado durante las pruebas experimentales patrón de flujo anular, parte del líquido también quedaría retenido en la cámara), posteriormente el líquido atrapado es drenado a través de una boquilla ubicado en la parte inferior del dispositivo; finalmente, el prototipo de depurador axial ciclónico separa el líquido remanente de la corriente de alimentación.

En la Tabla N° 8 se muestra la eficiencia de separación promedio alcanzada por la cámara de pre-separación y por el prototipo de depurador axial ciclónico para relaciones gas – líquido entre 3.300 y 200.000 SCF/Bbl, en el rango de flujo de 80 – 120 MPCSD.

Tabla N° 8: Eficiencia de Separación Promedio de la Cámara de Pre-Separación y del Prototipo, en función de las RGL, para el rango de flujo de 80 a 190 MPCSD.

Eficiencia de Separación Promedio (%)	RGL (SCF/Bbl)					
	3.300	7.000	20.000	50.000	110.000	200.000
Cámara de Pre-Separación	59	59	46	4	4	4
Prototipo	83	84	86	88	89	79

En dicha tabla puede observarse que para relaciones gas – líquido de 3.300 a 20.000 SCF/Bbl, la cámara de pre-separación remueve en promedio entre 59 y 46 % del flujo estratificado que ingresa al sistema de separación, mientras que para relaciones gas – líquido de 50.000 SCF/Bbl en adelante, la misma es muy ineficiente, lo cual corrobora la presencia de régimen estratificado con cierta cantidad de gotas en el flujo de gas; por lo tanto, al incrementar la relación gas – líquido, aumenta la cantidad de gotas presentes en el flujo, las cuales son arrastradas hasta el *vortex finder* por la corriente de gas. Adicionalmente, al disminuir la estratificación, se incrementa el arrastre de líquido por la corriente de gas. Los resultados presentados en dicha tabla, permiten suponer que la incorporación de una cámara de pre-separación acoplada al

prototipo de depurador axial ciclónico producirá mejoras significativas sobre la eficiencia de separación. En este caso, la cámara de pre-separación se encargaría de remover el líquido estratificado de la corriente de alimentación, mientras que el separador axial ciclónico removería las gotas y el líquido remanente no separado por dicha cámara.

En las Figuras N° 61, N° 62 y N° 63 puede observarse la tendencia que presenta la eficiencia de separación de la cámara de pre-separación y del prototipo de depurador axial ciclónico en función del flujo de gas, para relaciones gas – líquido de 3.300, 7.000 y 20.000 SCF/Bbl, respectivamente; en las mismas se observa que ambos dispositivos presentan tendencias similares; sin embargo, como es de esperar, el prototipo arroja un mejor desempeño.

En el Apéndice J se presentan las figuras correspondientes a las relaciones gas– líquido de 50.000 SCF/Bbl en adelante.

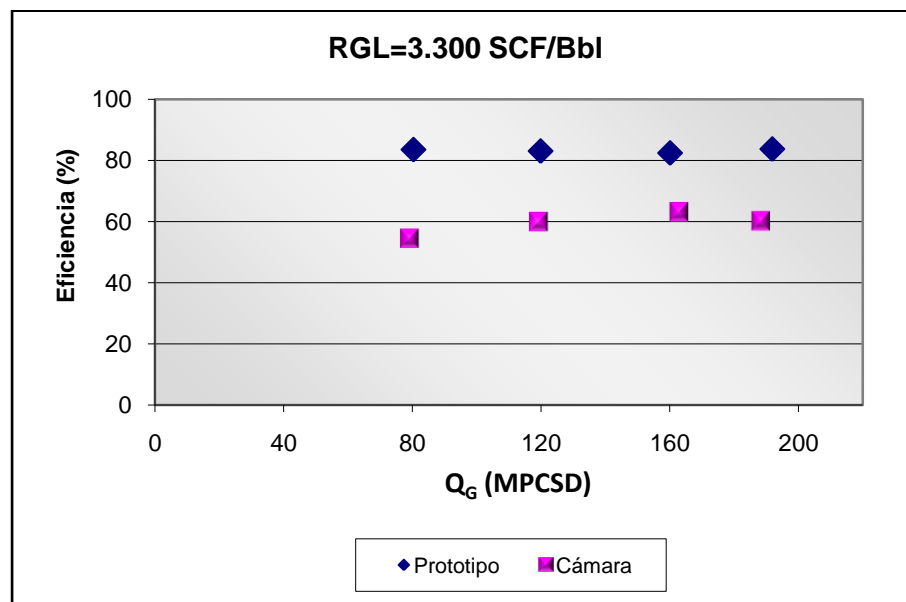


Figura N° 61: Eficiencia del Prototipo y de la Cámara de Pre-Separación Vs. Caudal de Gas, para una Relación Gas Líquido de 3.300 SCF/Bbl.

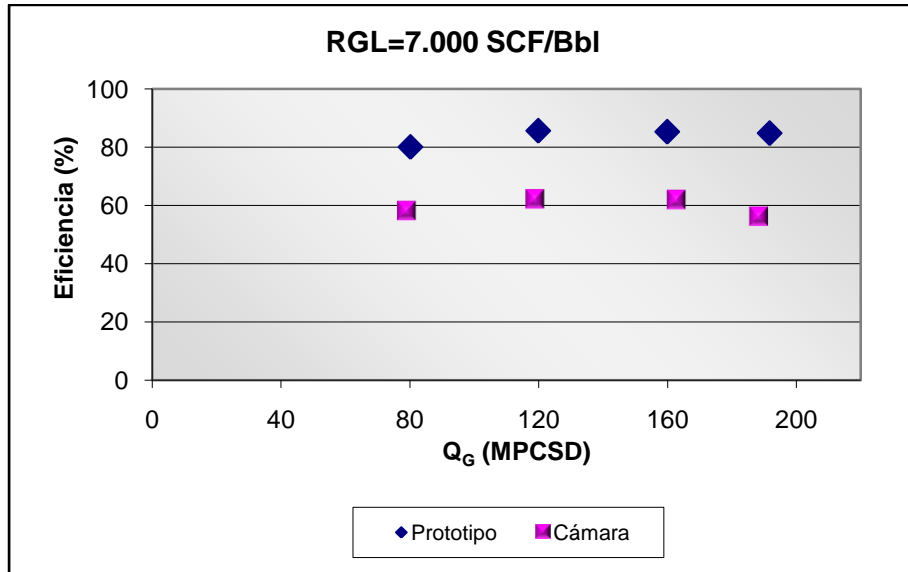


Figura N° 62: Eficiencia del Prototipo y de la Cámara de Pre-Separación Vs. Caudal de Gas, para una Relación Gas Líquido de 7.000 SCF/Bbl.

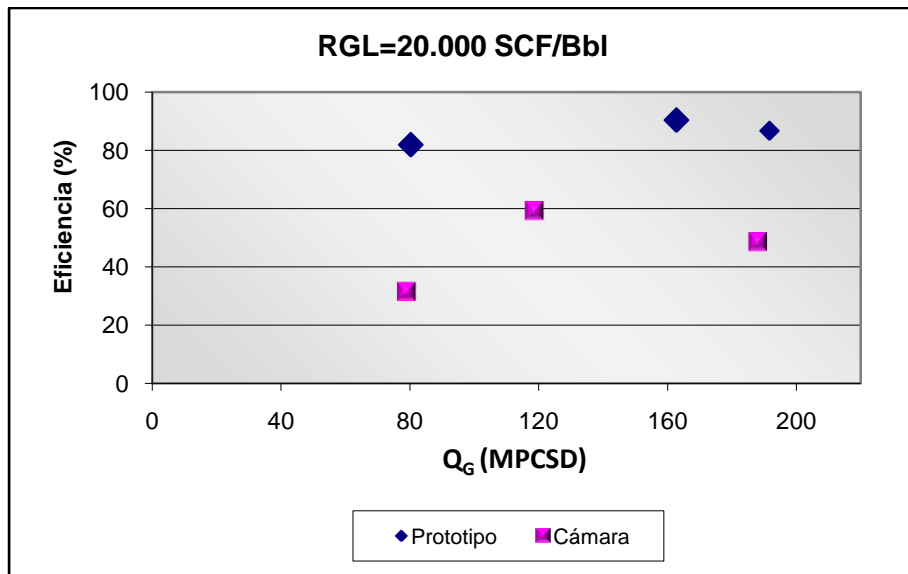


Figura N° 63: Eficiencia del Prototipo y de la Cámara de Pre-Separación Vs. Caudal de Gas, para una Relación Gas Líquido de 20.000 SCF/Bbl.

Cabe resaltar que la cámara de presión puede acarrear incrementos adicionales en la caída de presión, sin embargo, estos son pocos significativos; en la Figura N° 64 se muestra la caída de presión ocurrida en la cámara de de pre-separación en función del caudal de gas; en la misma puede observarse que la máxima caída de presión fue igual a 0,21 psi, lo cual representa sólo un 4,2% de la caída de presión permisible en un depurador. Adicionalmente, estos resultados indican que las pérdidas por fricción a través del prototipo son relativamente bajas, lo cual corrobora que la mayor contribución en la caída de presión es aportada por la configuración de álabes.

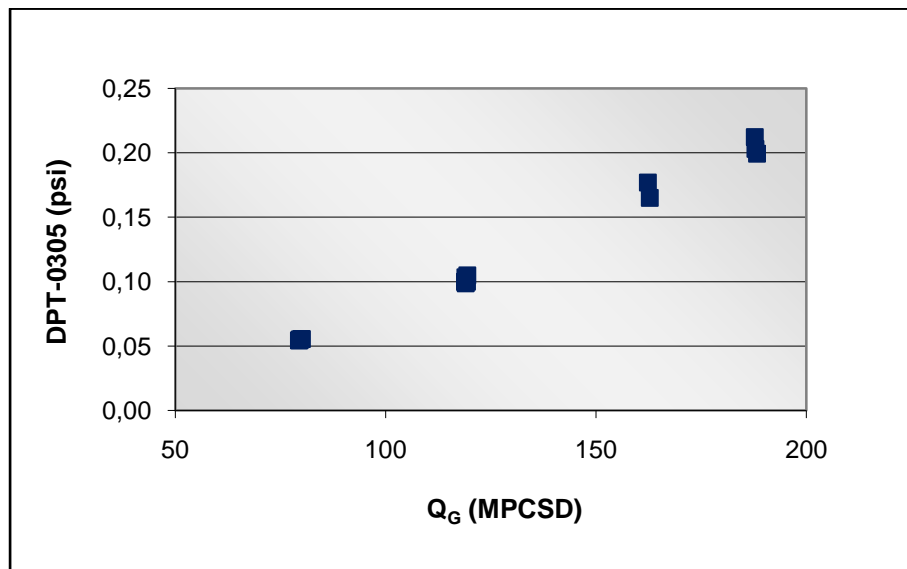


Figura N° 64: Caída de Presión de la Cámara de Pre-Separación

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La evaluación a escala de banco del prototipo de depurador axial ciclónico realizada en el Laboratorio de Levantamiento Artificial de PDVSA-Intevep, permite establecer las siguientes Conclusiones y Recomendaciones.

Conclusiones

- ✓ El incremento del ángulo de salida de los álabes desde 45° hasta 75° , se traduce en una notable mejoría en la eficiencia de separación.
- ✓ La configuración de álabes con ángulo de salida de 75° arrojó el mejor desempeño del prototipo de depurador axial ciclónico, con eficiencias de separación promedio acotadas entre 83 y 93%, para el rango de flujo de gas de 120 – 190 MPCSD.
- ✓ La configuración de álabes de 75° generó la mayor caída de presión, con un rango de 0,33 – 1,46 psi.
- ✓ Al aumentar la distancia estator – *vortex finder* de $17/8$ a 3 veces del diámetro del separador, la eficiencia de separación desmejora entre 18 y 27% para el rango de flujo de 120 – 190 MPCSD.
- ✓ La distancia de separación estator – *vortex finder* influye en menor magnitud sobre la caída de presión a través del dispositivo, que los otros parámetros geométricos que constituyen el prototipo de depurador axial ciclónico.
- ✓ El incremento de la apertura anular de $1/8$ a $1/6$ del diámetro del separador, mejoró la eficiencia de separación entre 5 y 15% para el rango de flujo de 120 – 190 MPCSD; sin embargo, la caída de presión aumentó debido a la disminución del diámetro del *vortex finder*.

- ✓ La configuración geométrica más adecuada para el prototipo de depurador axial ciclónico corresponde a: un ángulo de salida de los álabes de 75° , una distancia estator – *vortex finder* y una apertura anular de $17/8$ y $1/6$ del diámetro del separador, respectivamente.
- ✓ Los valores de diseño que arrojan el mejor desempeño del dispositivo corresponden con un rango de flujo de 120 – 190 MPCSD y relaciones gas – líquido en el orden de 3.300 – 200.000 SCF/Bbl.
- ✓ El desempeño alcanzado por el prototipo de depurador axial ciclónico fue inferior al de un depurador industrial, el cual debe operar con eficiencias de separación superiores al 99%. Esta diferencia es atribuible al movimiento rotacional impartido por el estator.
- ✓ La caída de presión en la zona inferior del estator superó la existente en la zona superior, lo cual corrobora la presencia de flujo estratificado.
- ✓ La cámara de pre-separación permitió remover entre 46 y 59% del flujo estratificado originado por relaciones gas – líquido de 3.300 a 20.000, en el rango de flujo de 80 MPCSD a 190 MPCSD; por lo cual, la incorporación de una cámara de pre-separación acoplada al prototipo de depurador axial ciclónico, mejorará significativamente la eficiencia de separación del dispositivo.

Recomendaciones

A continuación se presentan algunas de las recomendaciones más relevantes a ser consideradas para que el prototipo de depurador axial ciclónico alcance el desempeño requerido a nivel industrial.

- ✓ Realizar las modificaciones necesarias al sistema de separación gas – líquido para obtener en la entrada del dispositivo el patrón de flujo deseado, lo cual seguramente incrementará el desempeño del prototipo de depurador axial ciclónico. Para ello es necesario eliminar la sección de tubería inclinada del sistema de separación gas-líquido e instalar una tubería horizontal suficientemente larga para permitir el desarrollo de un patrón de flujo.
- ✓ Acoplar una cámara de pre-separación al prototipo de depurador axial ciclónico, a los fines de mejorar su desempeño.
- ✓ Enfocar esfuerzos en mejorar la geometría del prototipo, considerando: el ángulo de salida de los álabes y la longitud de los mismos, ya que ambos influyen en la magnitud del movimiento rotacional, una menor distancia estator – *vortex finder* y una mayor apertura anular, lo cual favorece el desempeño del dispositivo.
- ✓ Aplicar técnicas de dinámica de fluidos computacional para evaluar las mejoras consideradas, y así evitar el desarrollo de múltiples pruebas experimentales.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Akiyama, T. y Marui, T. (1989). Dust collection efficiency of straight-through cyclones-effects of length, guide vanes and nozzle angle for secondary rotational air flow. Powder Technology. Vol 58. p 181-185.

Brennen, C. (2005). Fundamentals of multiphase flow. Pasadena, California. 19-22, 163-194 p.

Brito, A.; Trujillo, J.; et al. (2005). Ingeniería de Detalle y Construcción del Separador Cycint ubicado en la Estación de Flujo W-4. Informe Técnico INT-10666. Intevep, Los Teques.

Chin, R. W.; Stanbridge, D. I.; Schook, R. (2003). Development and Installation of an Inline Deliquidiser. SPE Annual Technical Conference and Exhibition. Denver, Colorado, USA. Artículo SPE 84061.

Corradini, M. (1997). Fundamentals of Multiphase Flow. Department of Engineering Physics University of Wisconsin, Madison. 153 p.

Crowe, C. (2006). Multiphase flow handbook. Nueva York: Taylor & Francis Group. p.I-1 – I-16.

Danesh, Ali (1998). PVT and Phase Behaviour of Petroleum Reservoir Fluids. Department of Petroleum Engineering Heriot Watt University, Edinburgh, Scotland.

Daniels, T. (1957). Investigation of a vortex air cleaner. Article The engineer, p. 356-360

Demey, H. y Trujillo, J. (2008). Diseño Conceptual de un Depurador Axial Ciclónico de Flujo Bifásico Gas-Líquido para PDVSA-Intevep. Trabajo Especial de Grado. Universidad de Carabobo, Valencia.

Energy Information Administration: Independent Statistics and Analysis. Disponible en línea: <http://www.eia.doe.gov/emeu/international/gasconsumption.html> [Consulta: 2010, abril 06]

Foxnew (2010). Venezuela será el cuarto país en reservas de gas en el mundo. Disponible en línea: <http://www.ojopelao.com/nacionales/10223-venezuela-sera-el-cuarto-pais-en-reservas-de-gas-en-el-mundo-.html> [Consulta: 2010, marzo 06]

Gas Processors Suppliers Association, GPSA (2004). Engineering Data Book. Vol I & II, Tulsa, Oklahoma.

Hobbs, A. (2002). Design and Optimization of a Vortex Particle Separator for a Hot Mix Asphalt Plant. Astec industries, Chattanooga, TN 37407

Hoffman, A. y Stein, L. (2002). Gas Cyclones and Swirl Tubes: Principles: Design and Operation. Springer – Velarg: Berlin. 334 p.

Klujszo, L. (1998). Engineering design of a swirler separator with aid of computational fluid dynamics. Ph.D. Disertación, Departamento de ingeniería metalúrgica, Universidad de UTA, USA.

Klujszo, L.A.C; Songfack, P.K; Rafaelof, M; Rajamani, R.K. (1998). Dust collection performance of a swirl air cleaner. Podwer Technology p. 103 – 138.

Klujszo, L.A.C; Songfack, P.K; Rafaelof, M; Rajamani, R.K. (1999). Design Of A Stationary Guide Vane Swirl Air Cleaner. Minerals Engineering, Vol. 12, N°11.

Koene et al. (2005). Cyclone separator liquid collecting box and pressure vessel. Patente N° US 2005/0150200 A1. Estados Unidos.

Larnholm y Schook (2005). In line cyclone separator. CDS engineering. Patente N° EP1600215 A1. Holanda.

Leet et al. (1996). The Viscosity of Natural Gases. Institute of Gas Technology, Chicago.

Merpro (2007). Azgaz.® In-line Gas / Liquid Separation. Merpro Technology Document – MTD08.

Noriler, D.; Vegini, A.; Soares, C.; Barros, A.; Meier, H. y Mori, M. (2004). A New Role For Reduction In Pressure Drop In Cyclones Using Computational Fluid Dynamics Techniques. Brazilian Journal of Chemical Engineering. Vol. 21, N°1, pp.93-101.

Oil and Gas Production Handbook (2006). Oslo, Havard Devold.

PDVSA (2005). Manual de Diseño de Proceso: Separadores Líquido-Vapor. MDP-03-S-01.

PDVSA (2005). Plan Estratégico de PDVSA. Disponible en línea: http://www.pdvs.com/index.php?tpl=interface.sp/design/readmenuprinc.tpl.html&newsid_temas=84 [Consulta: 2010, marzo 06].

Perry, R.; Green, D.; Maloney, J. (1992). Manual del Ingeniero Químico. 6th ed. (3th ed. En español). Mexico: Mc GRAW-HILL. Tomo V, cap-18.

Postman, R.S. y Hoffman A.C. (1998). The Use Of A Swirl Tubes For Dedusting. World Congress on Participle Technology 3. The Netherlands.

Ruíz, R.; Trujillo, J.; López J. (2009). Diseño de prototipos de bancos de una tecnología de separación axial ciclónica gas-líquido para altas relaciones gas-líquido. Informe técnico INT-12922. Intevep, Los Teques.

Schook, R. y Asperen V. (2005). Compact Separation by means of inline technology. SPE Middle East Oil & Gas Show and Conference. Bahrain International Exhibition Centre, Bahrain. Artículo SPE 93232

Shoham, O. (2000). Two phase flow modeling. Trabajo de Grado. The University of Tulsa, Department of Petroleum Engineering, USA.

Steward, M. y Arnold, K. (1998), Surface Production Operations: Design of Oil-Handling Systems and Facilities. Vol I, 2 ed. Gulf Publishing Company: Houston, Texas. 101-109 p.

Svarovsky, L. (1984). Hydrocyclones. TECHNOMIC: Lancaster, Pennsylvania. 1-5, 30-40 p.

Taitel, Y. y Dukler A. (1976). A model for predicting flow regime transition in horizontal and near horizontal gas – liquid flow. AIChE Journal, Vol.22 (1), 47-54.

Ulloa, J. y Trujillo, J. (2007). Identificación de Fronteras y Tendencias de Separación Depuración Axial Gas-Líquido. Informe técnico SIT-0362. Los Teques: Intevep.

APÉNDICES

Apéndice A: Patentes de Separadores Axiales Ciclónicos

A continuación se presentan algunos separadores axiales ciclónicos que han sido patentados a nivel mundial.

a) Azgas®

Azgas® es una unidad de separación compacta en línea, patentada en el año 2007 por Merpro Technology, que permite remover partículas líquidas de una corriente gaseosa. Opera con una eficiencia de separación de 99%, y una caída de presión típica de 0,007 bar. Es ideal para ser instalado antes de los sistemas de compresión. La Figura N° 65 muestra el separador Azgas®.

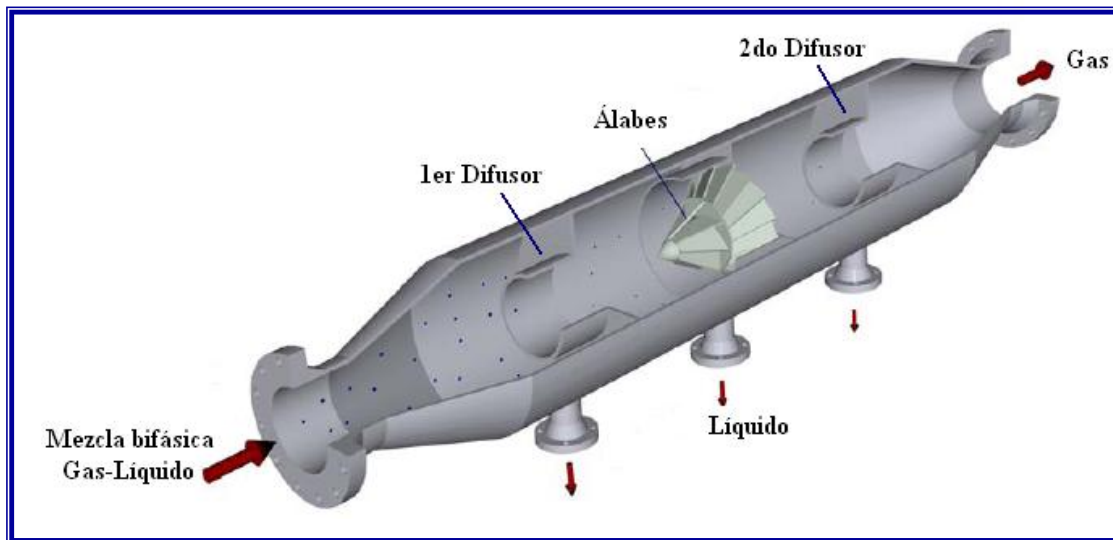


Figura N° 65: Separador Azgas®

Fuente: Merpro, 2007

Inicialmente, debido a un incremento en la sección transversal del dispositivo, la velocidad del gas cargado con partículas líquidas disminuye, esto permite que las gotas de líquido caigan en el fondo de la tubería por efecto de la fuerza gravitacional; luego, el gas con menor cantidad de líquido atraviesa un primer difusor, la apertura anular formada entre el difusor y el diámetro de la tubería, atrapa cierta cantidad de gotas, las cuales son drenadas junto con el líquido asentado por la fuerza gravitacional a un recipiente de recolección, a través de unas boquillas ubicadas en la

parte inferior del dispositivo; posteriormente, los álabes guías estacionarios le proporcionan velocidad centrífuga a la mezcla facilitando la separación del líquido remanente, el cual por ser más denso que el gas, rota en la periferia del dispositivo hasta atravesar la apertura anular de un segundo difusor que permite la separación de las fases.

b) Separador de Larnholm y Schook

Larnholm y Schook (2005), patentaron un separador ciclónico en línea, que permite separar mezclas de partículas sólidas de gas o líquido, en una fracción liviana y una fracción pesada. La Figura N° 66 muestra este dispositivo.

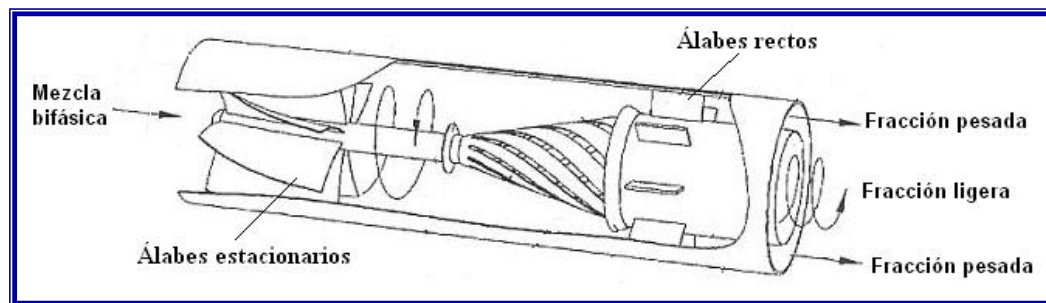


Figura N° 66: Separador de Larnhol y Schook

Fuente: Larnholm y Schook (2005)

En este caso el flujo bifásico entra al separador de manera axial y atraviesa los álabes guías estacionarios que le proporcionan velocidad centrífuga a la mezcla. La fracción más pesada forma una película por la periferia del dispositivo y atraviesa unos álabes rectos que le restan velocidad centrífuga al fluido y facilitan la recolección a través de una apertura anular. La fracción liviana rota por el centro de la tubería y es conducida hasta la salida del separador a través de unas ranuras oblicuas.

c) Depurador en línea de Statoil Company y CDS Engineering

Dos de las compañías petroleras más importantes del mundo, desarrollaron la tecnología de depuración en línea y la instalaron en 2002 en una de sus plataformas en Mar del Norte. La Figura N° 67 muestra un esquema del depurador en línea patentado por Statoil Company y CDS Engineering, en la misma se puede apreciar que la mezcla bifásica gas-líquido, fluye a través de un mezclador estático a fin de

evitar flujo estratificado. Luego, atraviesa un conjunto de álabes estacionarios, que inducen movimiento centrífugo e impulsan el líquido a la pared más externa del dispositivo. Aguas abajo de los álabes, existe una apertura anular formada por el diámetro de la tubería y el *vortex finder*, el líquido en rotación atraviesa el espacio anular formado entre las dos tuberías, y se deposita en una cámara de recolección; la cámara de recolección de líquido permite la recirculación del gas hacia la entrada de la tubería. Durante las pruebas de laboratorio, el depurador mostró una eficiencia de separación comprendida entre 90 y 95%, Chin et al. (2003).

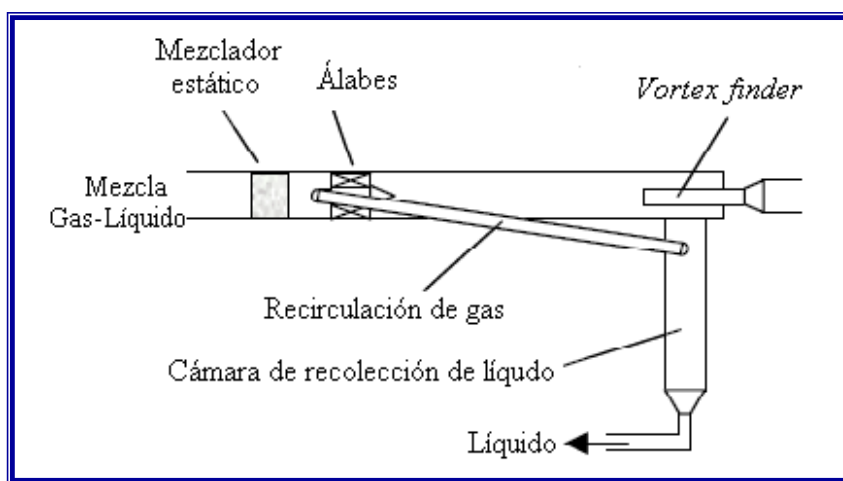


Figura N° 67: Esquema del depurador en línea patentado por Statoil Company y CDS Engineering.

Fuente: Chin et al. (2003)

d) Separador de Koene y et al.

Koene et al. (2005), patentaron un separador axial ciclónico de flujo ascendente y cuerpo cilíndrico con álabes guías estacionarios que imparten movimiento rotacional a la mezcla bifásica gas-líquido. En la Figura N° 68 se puede observar que la descarga de líquido ocurre a través de una apertura espiral que rodea la pared del separador. Adicionalmente, aguas abajo de los álabes disponen de aperturas circulares que permiten eliminar el líquido remanente. El líquido separado es almacenado en una cámara de recolección, la cual está acoplada al dispositivo.

Koene et al., señalan que la geometría de los álabes influyen en gran medida en la eficiencia de separación, ya que ellos son los encargados de generar la fuerza

centrífuga. Consideran una parte recta en el diseño de los álabes, que tiene como función acondicionar el flujo en la entrada del dispositivo.

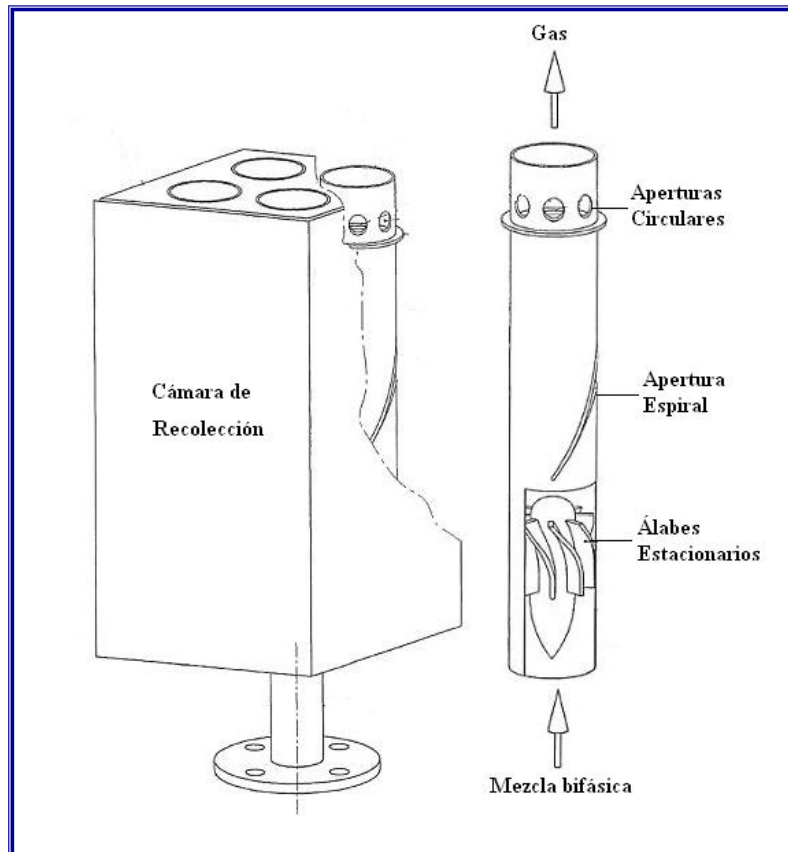


Figura N° 68: Separador de Koene et al.

Fuente: Koene et al. (2005)

Apéndice B: Diagramas de Flujo de Proceso (DFP) del Sistema de Separación Gas – Líquido.

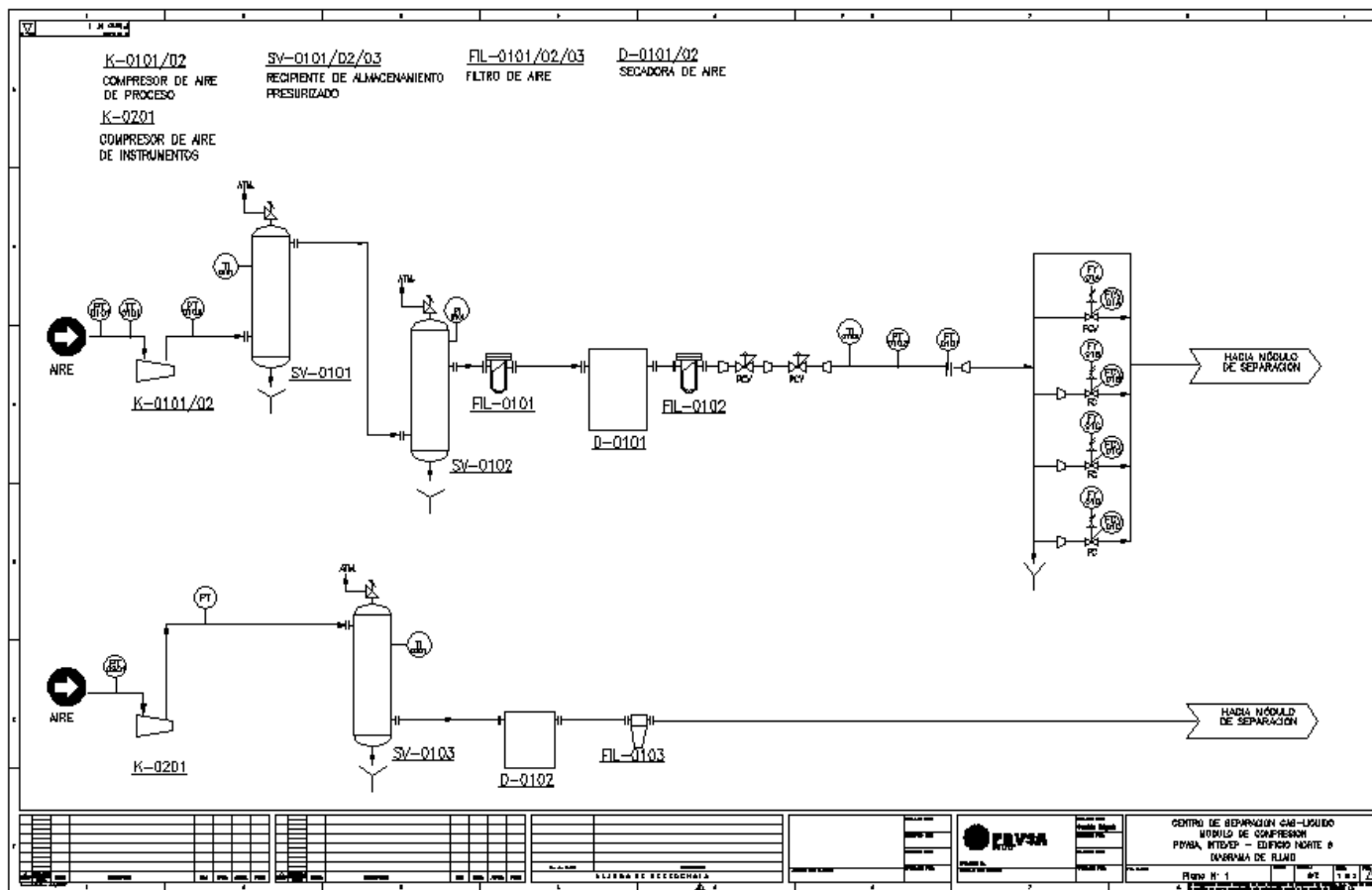
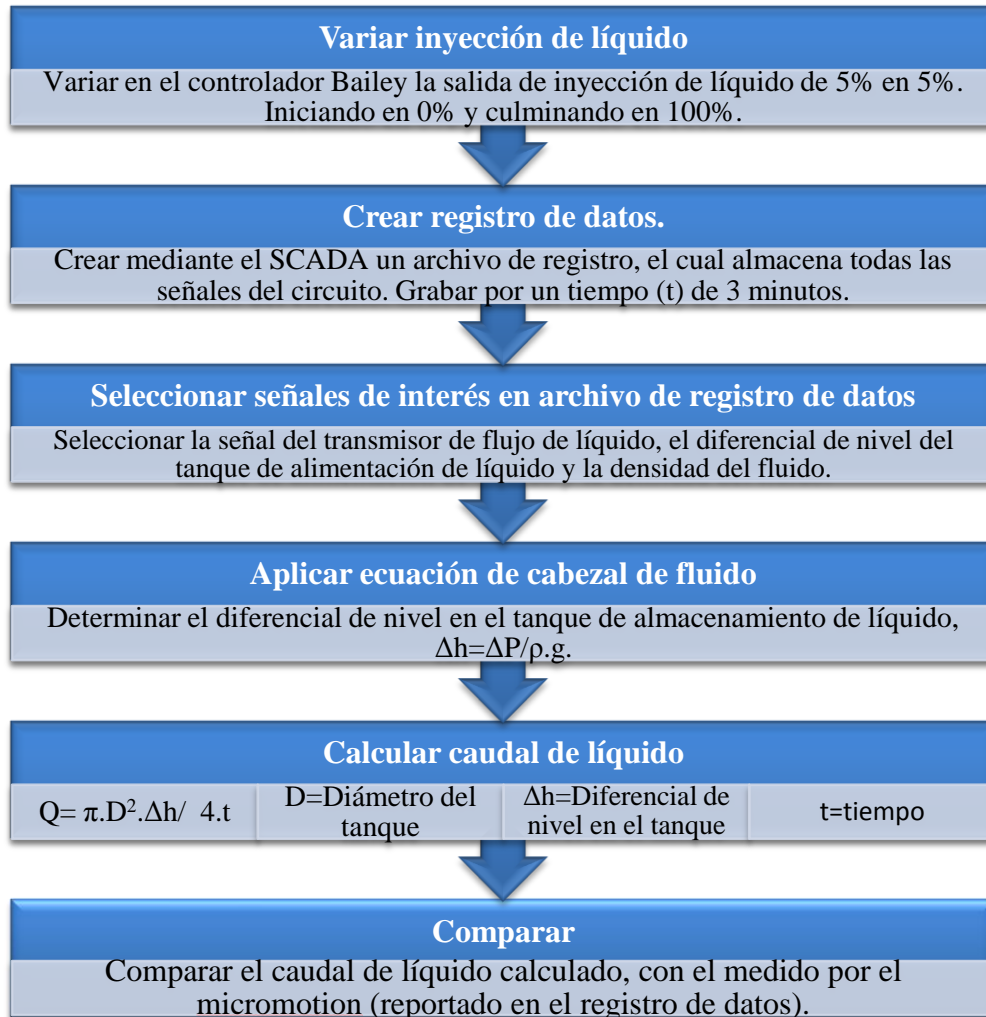


Figura N° 69: Diagrama de Flujo de Proceso, Módulo de Compresión

Apéndice C: Transmisores del Sistema de Separación Gas-Líquido.

Transmisor	Rango	TAG
Nivel de tanque de almacenamiento de agua	0-160 in H ₂ O	LT-0301
Nivel de tanque de almacenamiento de agua	0-160 in H ₂ O	LT-0302
Nivel de recipiente de recolección de líquido	0-150 in H ₂ O	LT-0303
Diferencial de presión del depurador	0-150 in H ₂ O	DPT-0305
Diferencial de presión en estator, inferior	0-100 in H ₂ O	DPT-0304
Diferencial de presión en estator, superior	0-100 in H ₂ O	DPT-0301
Flujo de inyección de aire	0-250 in H ₂ O	FT-0101
Flujo salida gas del separador, 1/2"	0-300 in H ₂ O	FT-0302A
Flujo salida gas del separador, 1"	0-300 in H ₂ O	FT-0302B
Presión en el tope del separador	0-35 psi	PT-0301
Presión de suministro aire	0-150 psi	PT-0101
Presión de descarga de la bomba	0-160 in H ₂ O	PT-0303
Temperatura de suministro aire	0-50 °C	TT-0101
Temperatura de salida del gas del separador	0-50 °C	TT-0301
Temperatura de inyección de líquido	0-50 °C	TT-0303

Apéndice D: Metodología de Calibración del Medidor de Flujo, Micro Motion


Si el caudal de líquido calculado, difiere del medido por el micromotion, existe una avería o falla en el medidor de flujo, en el transmisor, en el transductor o en la bomba.

Apéndice E: Medidores de Flujo de Gas a Utilizar en Cada Prueba de la Matriz Experimental

Prueba	Qg (MPCSD)	GLR	Entrada		Salida
			FT-0101	FT-0102	FT-0302B
1	80	200.000	0,34"		0,50"
2	80	110.000	0,34"		0,50"
3	80	50.000	0,34"		0,50"
4	80	20.000	0,34"		0,50"
5	80	7.000	0,34"		0,50"
6	80	3.300	0,34"		0,50"
7	120	200.000		Vortex	0,63"
8	120	110.000		Vortex	0,63"
9	120	50.000		Vortex	0,63"
10	120	20.000		Vortex	0,63"
11	120	7.000		Vortex	0,63"
12	120	3.300		Vortex	0,63"
13	160	200.000		Vortex	0,80"
14	160	110.000		Vortex	0,80"
15	160	50.000		Vortex	0,80"
16	160	20.000		Vortex	0,80"
17	160	7.000		Vortex	0,80"
18	160	3.300		Vortex	0,80"
19	190	200.000		Vortex	0,80"
20	190	110.000		Vortex	0,80"
21	190	50.000		Vortex	0,80"
22	190	20.000		Vortex	0,80"
23	190	7.000		Vortex	0,80"
24	190	3.300		Vortex	0,80"

Apéndice F: Curva de calibración de los transmisores utilizados en el circuito de separación gas-líquido.

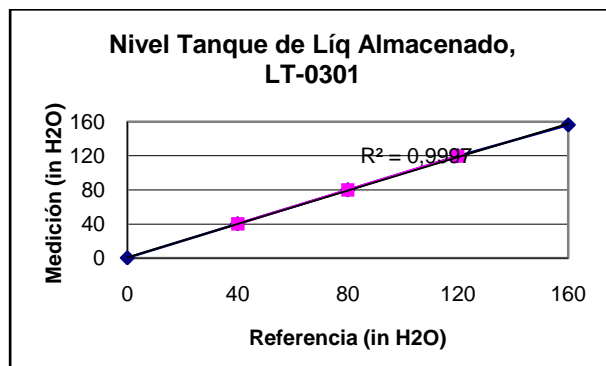


Figura N° 72: Curva de Calibración del Transmisor de Nivel del Tanque TK-0301, LT-0301

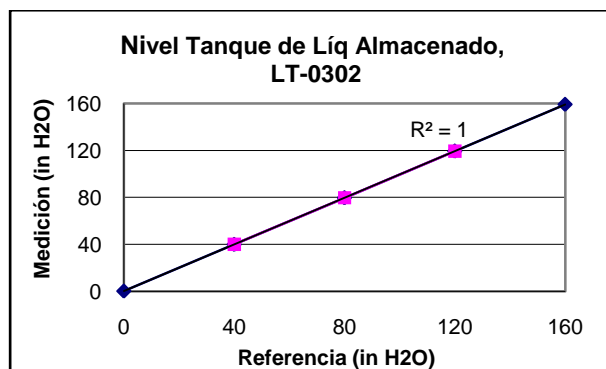


Figura N° 73: Curva de Calibración del Transmisor de Nivel del Tanque TK-0302, LT-0302

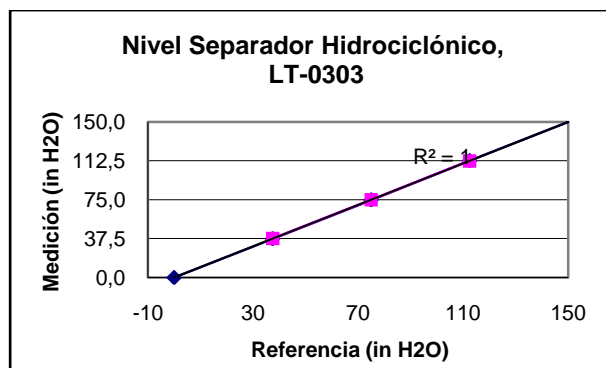


Figura N° 74: Curva de Calibración del Transmisor de Nivel del Recipiente de Recolección de Líquido, LT-0303

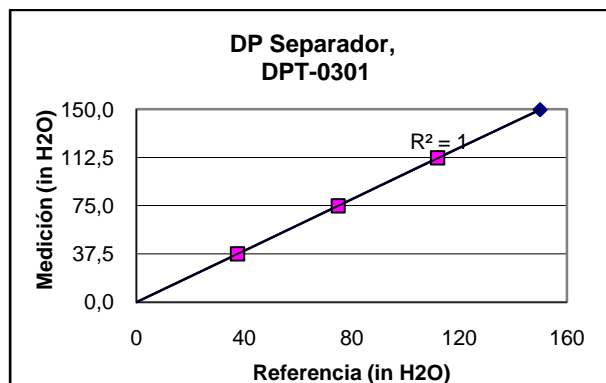


Figura N° 75: Curva de Calibración del Transmisor de Diferencial de Presión del Depurador, DPT-0301

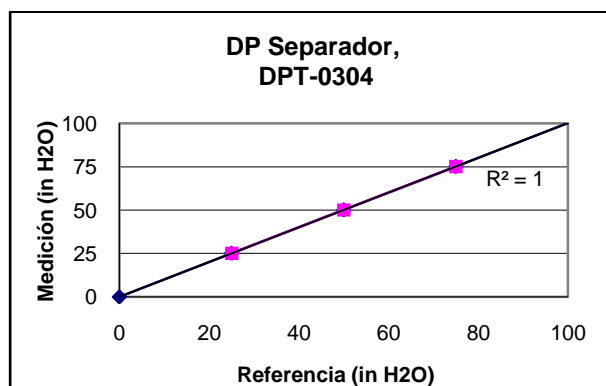


Figura N° 76: Curva de Calibración del Transmisor de Diferencial de Presión Inferior del Estator, DPT-0304

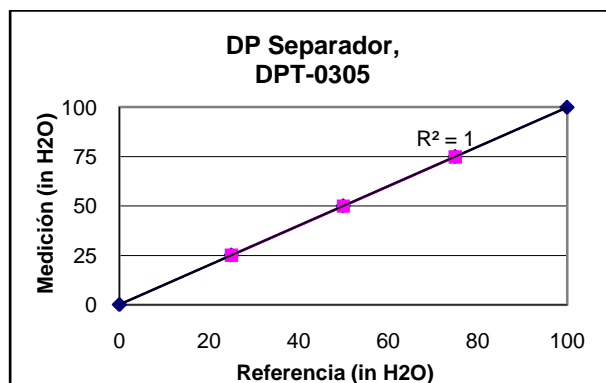


Figura N° 77: Curva de Calibración del Transmisor de Diferencial de Presión Superior del Estator, DPT-0305

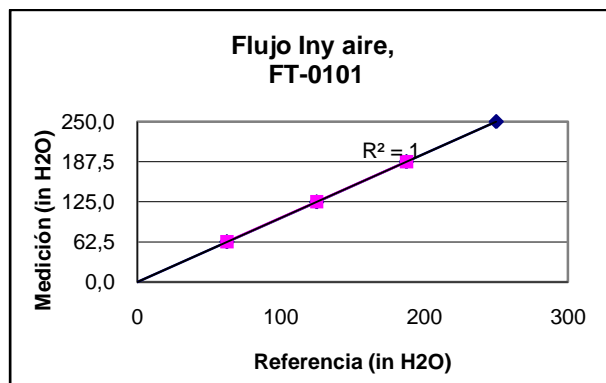


Figura N° 78: Curva de Calibración del Transmisor de Flujo de Aire Alimentado al Sistema, FT-0101

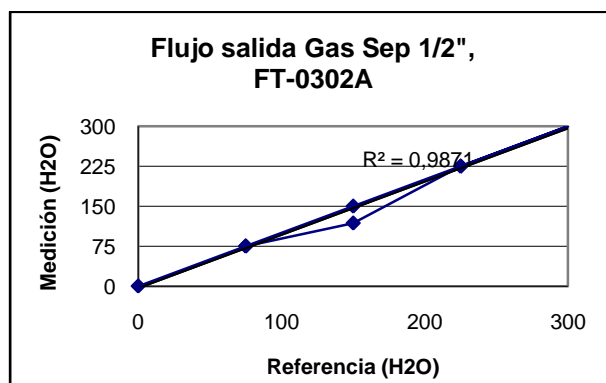


Figura N° 79: Curva de Calibración del Transmisor de Flujo de Aire en la Salida del Depurador, Medidor de ½" FT-0302A

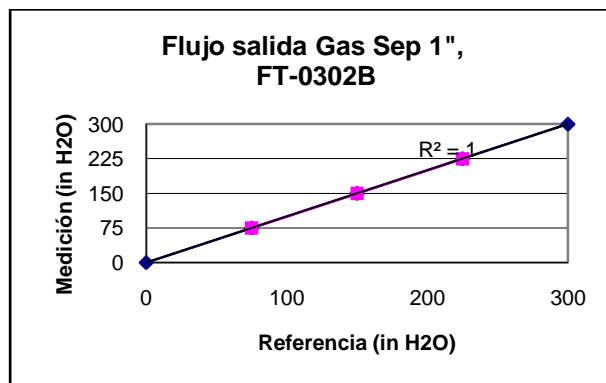


Figura N° 80: Curva de Calibración del Transmisor de Flujo de Aire en la Salida del Depurador, Medidor de 1" FT-0302B

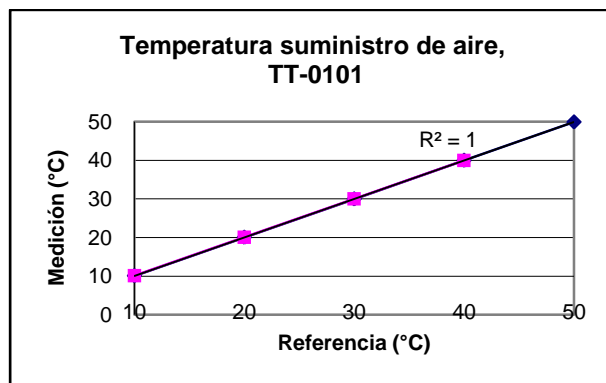


Figura N° 81: Curva de Calibración del Transmisor de Temperatura del Aire Alimentado, TT-0101

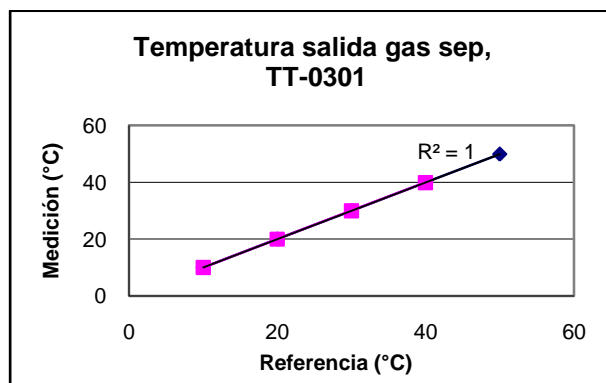


Figura N° 82: Curva de Calibración del Transmisor de Temperatura del Gas de Salida del Separador, TT-0301

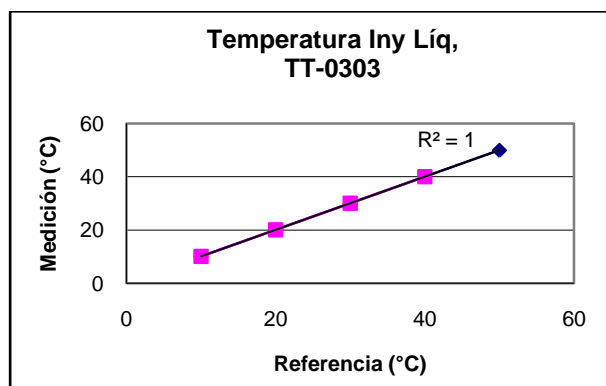


Figura N° 83: Curva de Calibración del Transmisor de Temperatura del Líquido Alimentado, TT-0303

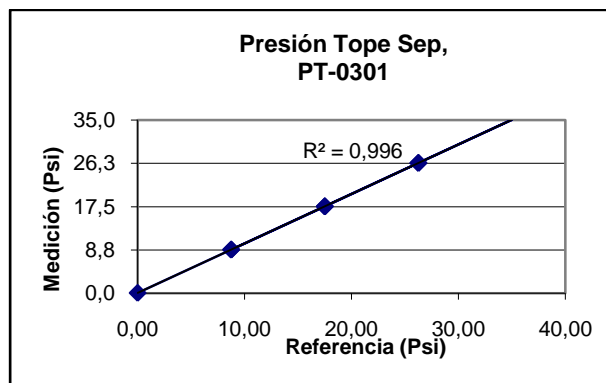


Figura N° 84: Curva de Calibración del Transmisor Presión en la Entrada del Depurador, PT-0301

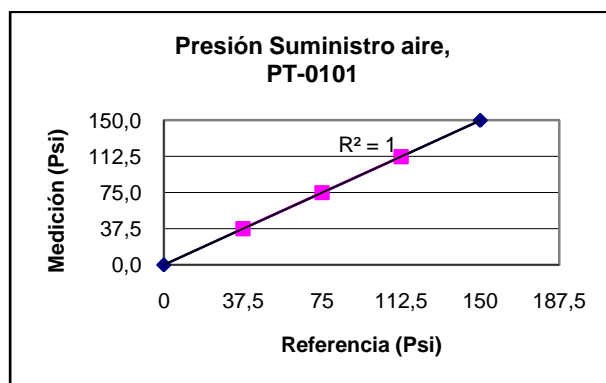


Figura N° 85: Curva de Calibración del Transmisor Presión en la Descarga del Compresor, PT-0101

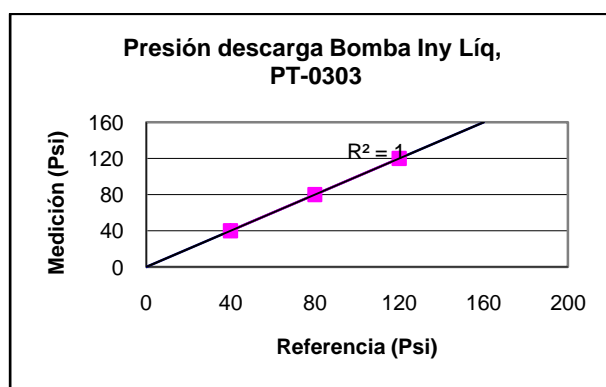


Figura N° 86: Curva de Calibración del Transmisor Presión en la Descarga de la Bomba P-0303, PT-0303

Apéndice G: Caída de Presión en el Estator con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°:

En las Figuras N° 87, N° 88, N° 89 y N° 90, se muestra la caída de presión en la zona superior del estator en función de la relación gas – líquido, con las tres configuraciones de álabes estudiadas, para cada flujo de gas.

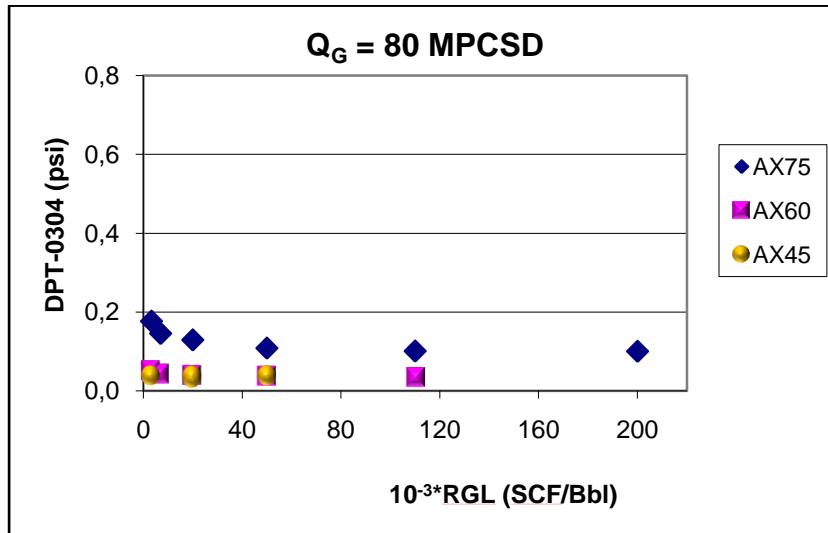


Figura N° 87: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 80 MPCSD.

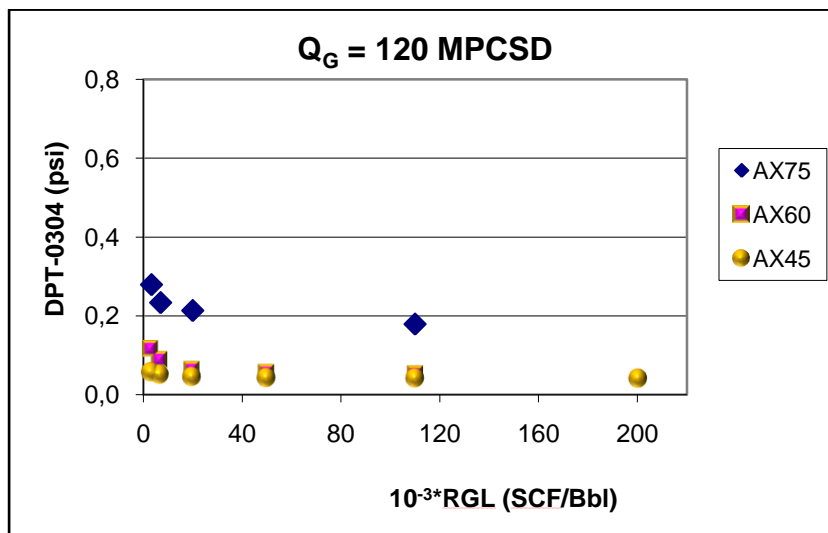


Figura N° 88: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 120 MPCSD.

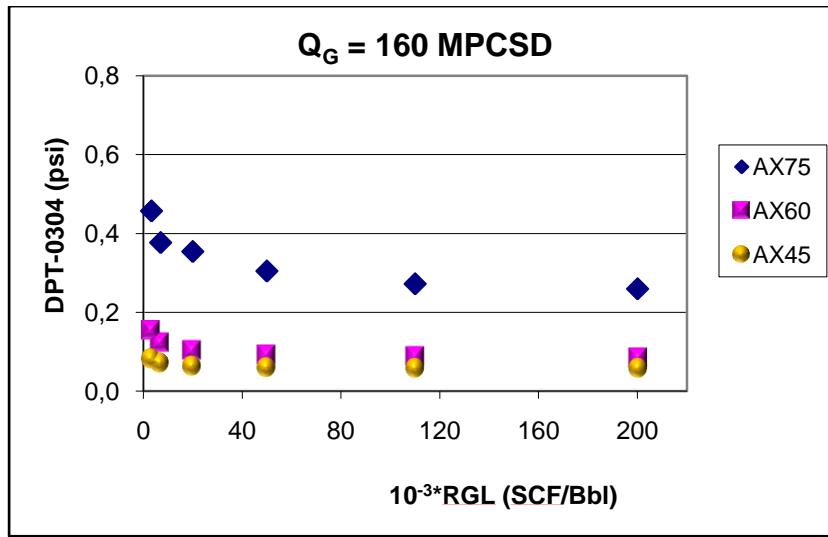


Figura N° 89: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 160 MPCSD.

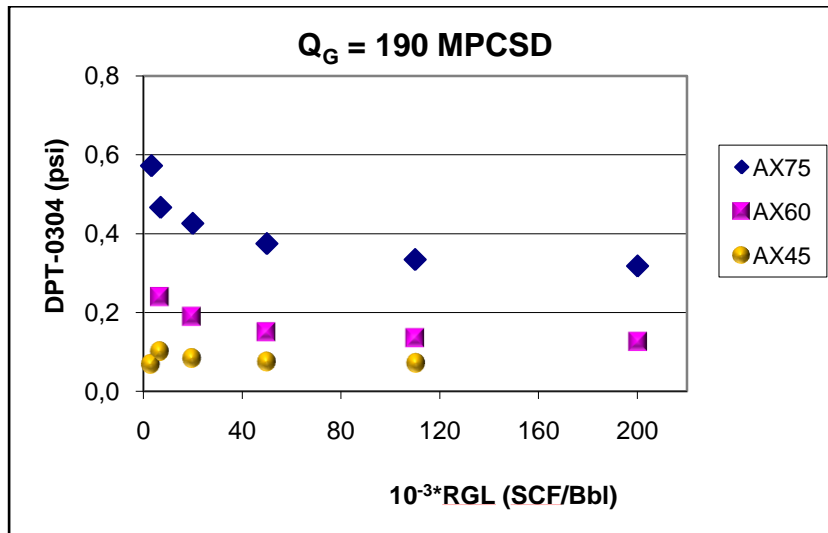


Figura N° 90: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 190 MPCSD.

En las Figuras N° 91, N° 92, N° 93 y N° 94, se muestra la caída de presión en la zona inferior del estator en función de la relación gas – líquido, con las tres configuraciones de álabes estudiadas, para cada flujo de gas.

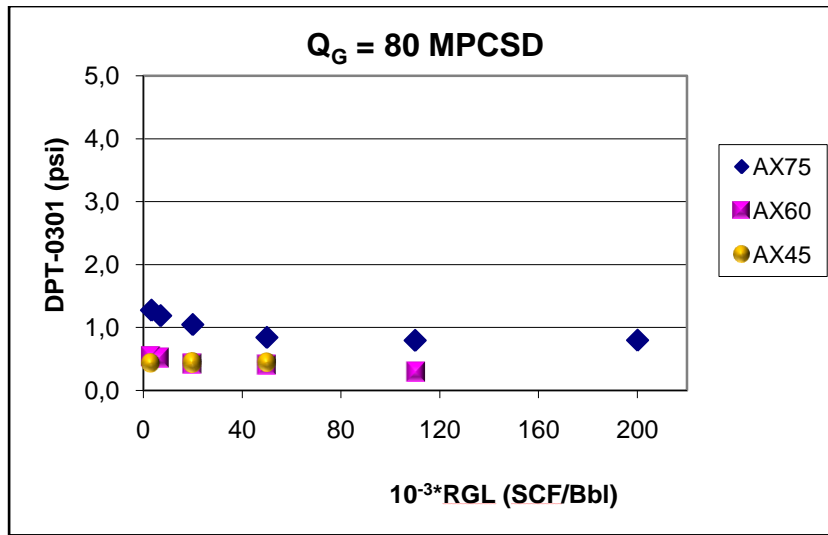


Figura N° 91: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 80 MPCSD.

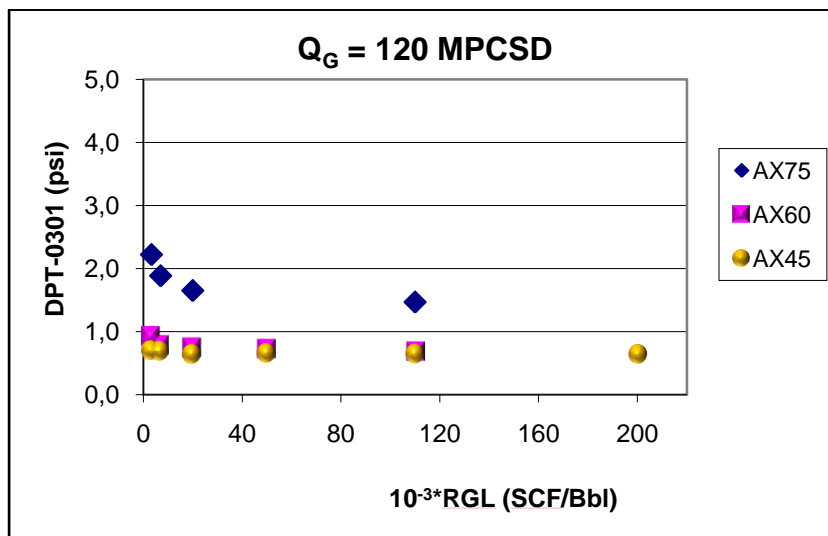


Figura N° 92: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 120 MPCSD.

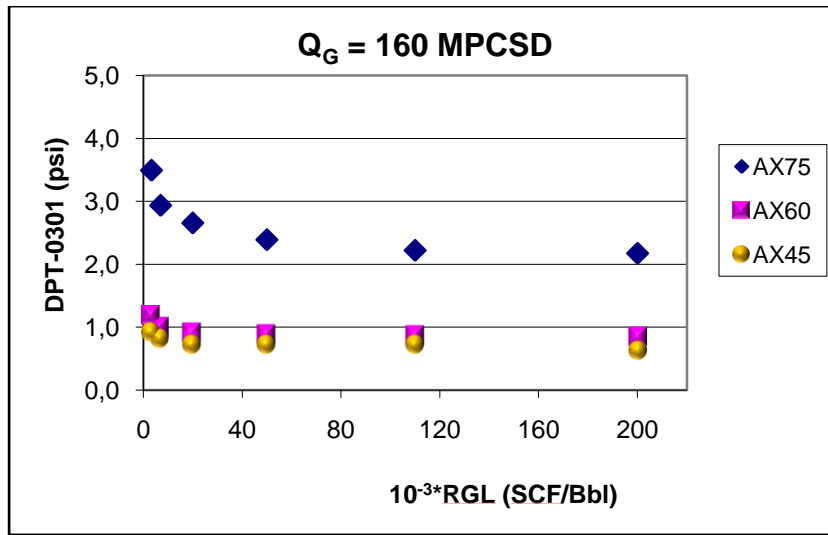


Figura N° 93: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 160 MPCSD.

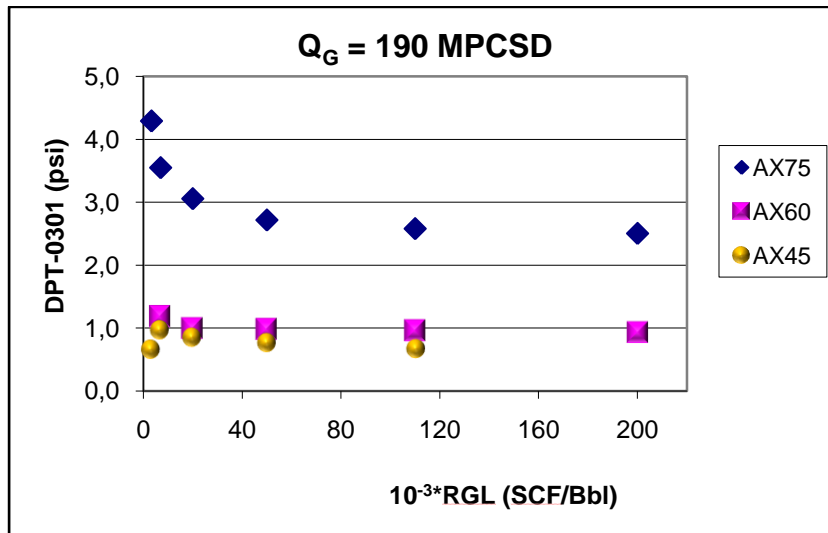


Figura N° 94: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con las Configuraciones de Álabes de 75°, 60° y 45°, para un flujo de 160 MPCSD.

Apéndice H: Caída de Presión en el Estator con Distancias Estator – Vortex Finder de 17/8 y 3 Diámetros del Separador.

En las Figuras N° 95, N° 96, N° 97 y N° 98, se muestra la caída de presión en la zona superior del estator en función de la relación gas – líquido, con distancias estator – vortex finder de 17/8 y 3 diámetros del separador.

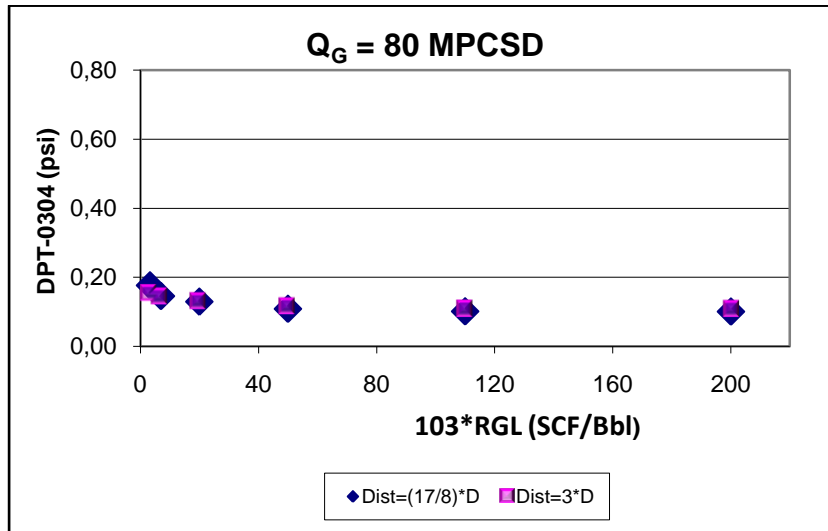


Figura N° 95: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator-Vortex Finder de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 80 MPCSD.

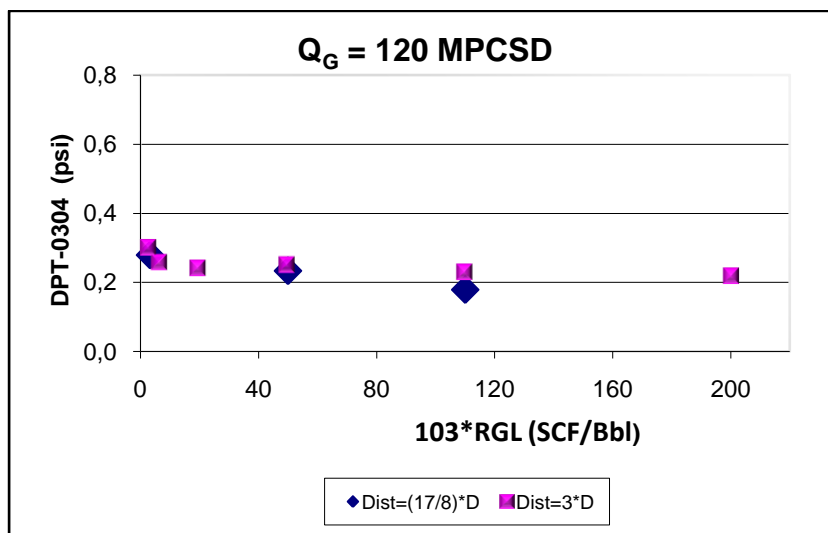


Figura N° 96: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator-Vortex Finder de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 120 MPCSD.

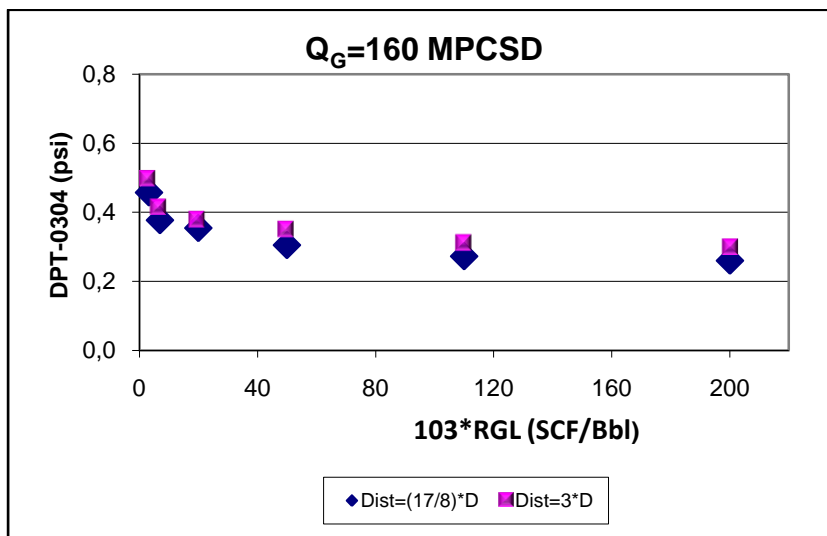


Figura N° 97: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator-Vortex Finder de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 160 MPCSD.

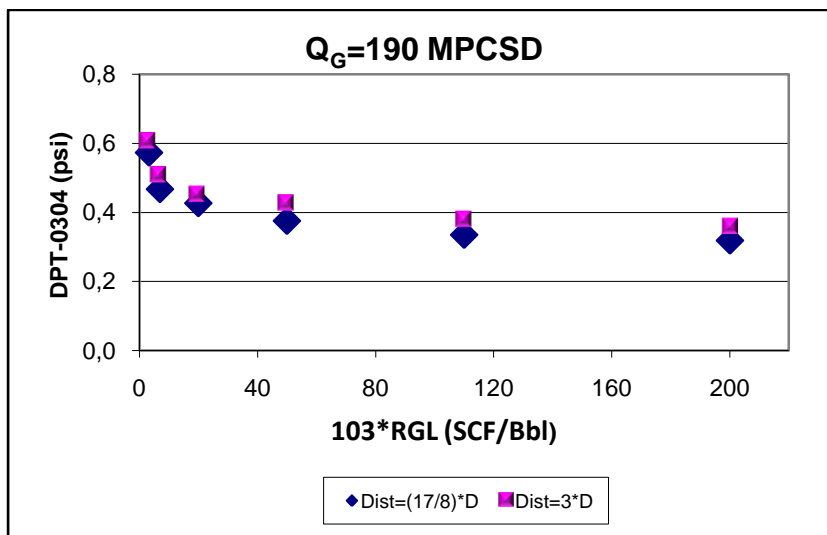


Figura N° 98: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator-Vortex Finder de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 190 MPCSD.

En las Figuras N° 99, N° 100, N° 101 y N° 102, se muestra la caída de presión en la zona inferior del estator en función de la relación gas – líquido, distancias estator – *vortex finder* de 17/8 y 3 diámetros del separador, para cada flujo de gas.

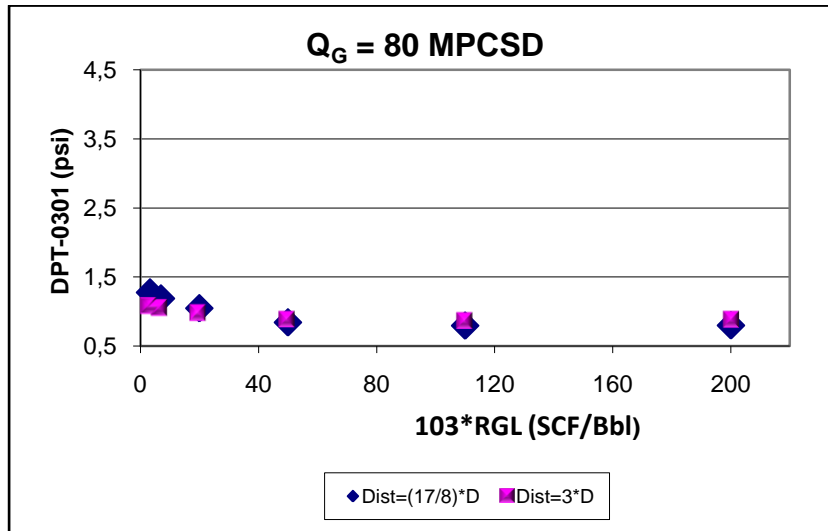


Figura N° 99: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator-*Vortex Finder* de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 80 MPCSD.

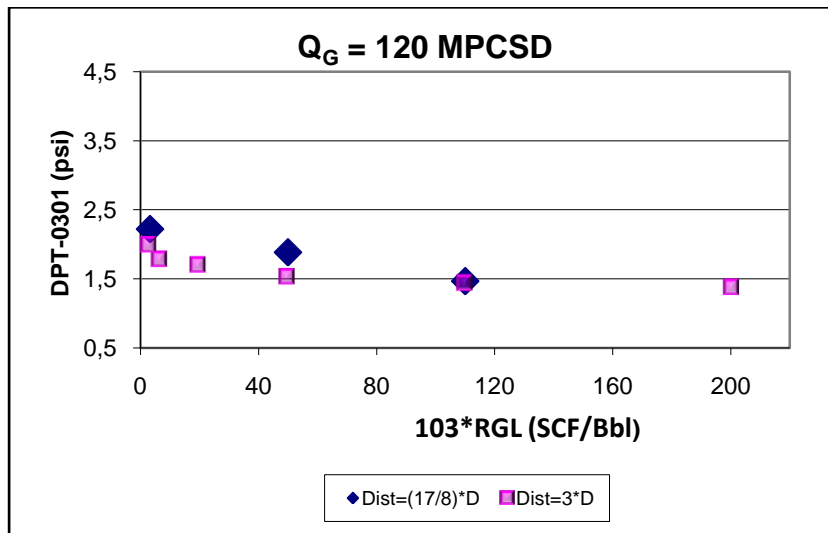


Figura N° 100: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator-*Vortex Finder* de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 120 MPCSD.

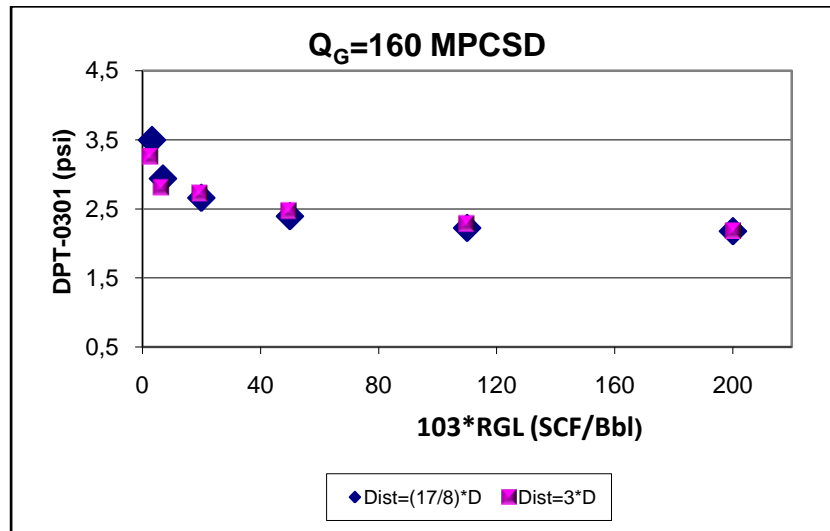


Figura N° 101: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator-Vortex Finder de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 160 MPCSD.

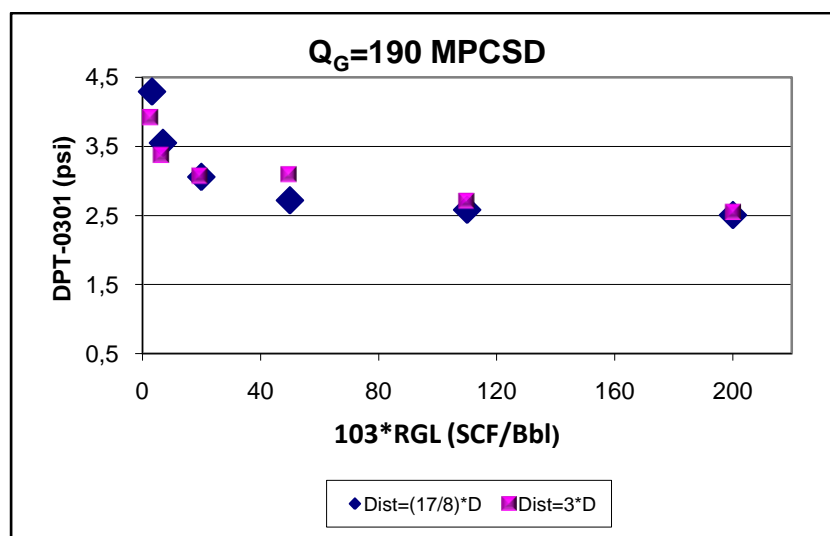


Figura N° 102: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Distancias Estator-Vortex Finder de 17/8 y 3 Diámetros, para un flujo de 190 MPCSD.

Apéndice I: Caída de Presión en el Estator con Aperturas Anulares de 17/8 y 1/6 del Diámetro del Separador.

En las Figuras N° 103, N° 104, N° 105 y N° 106, se muestra la caída de presión en la zona superior del estator en función de la relación gas – líquido, con aperturas anulares de 17/8 y 1/6 del diámetro del separador.

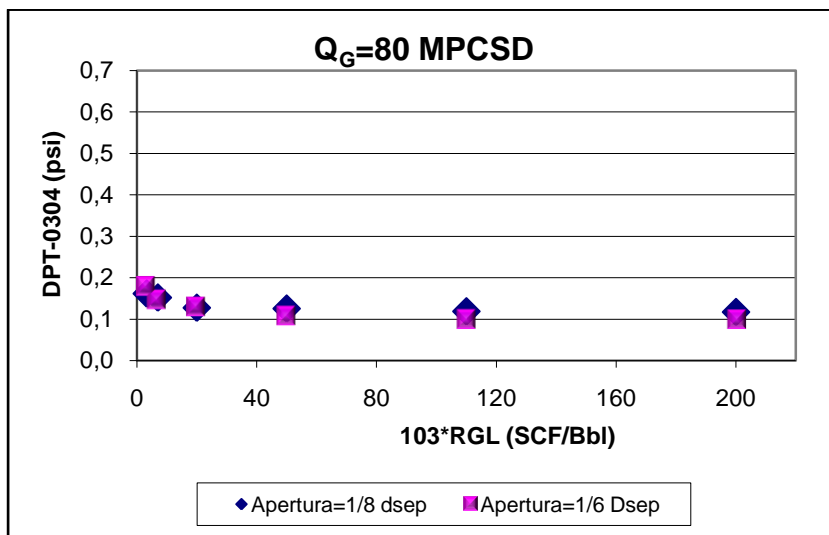


Figura N° 103: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 80 MPCSD.

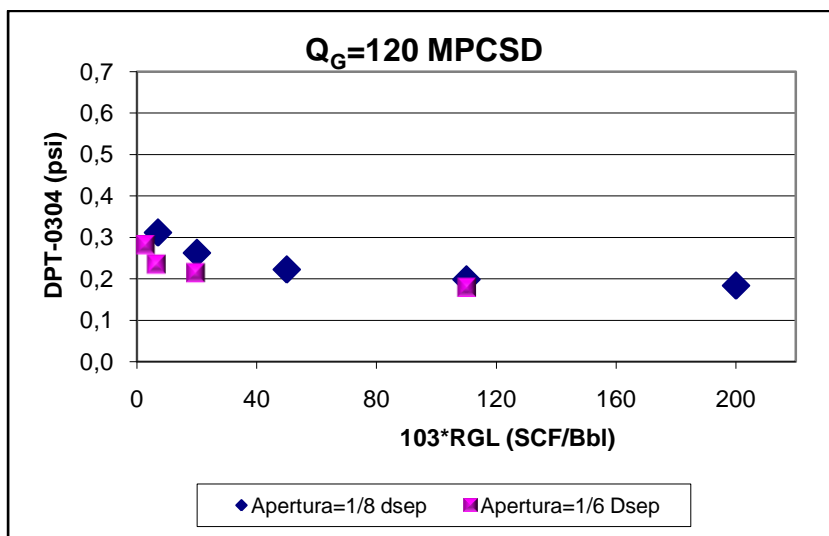


Figura N° 104: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 120 MPCSD.

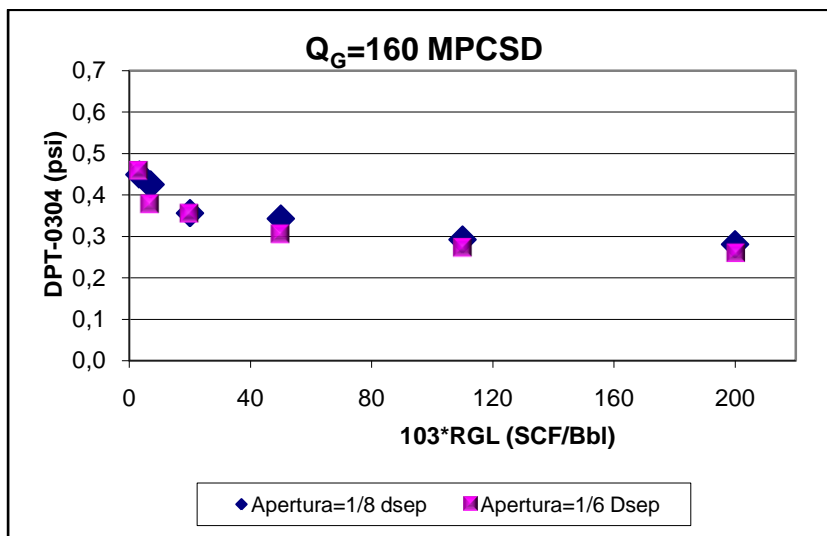


Figura N° 105: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 160 MPCSD.

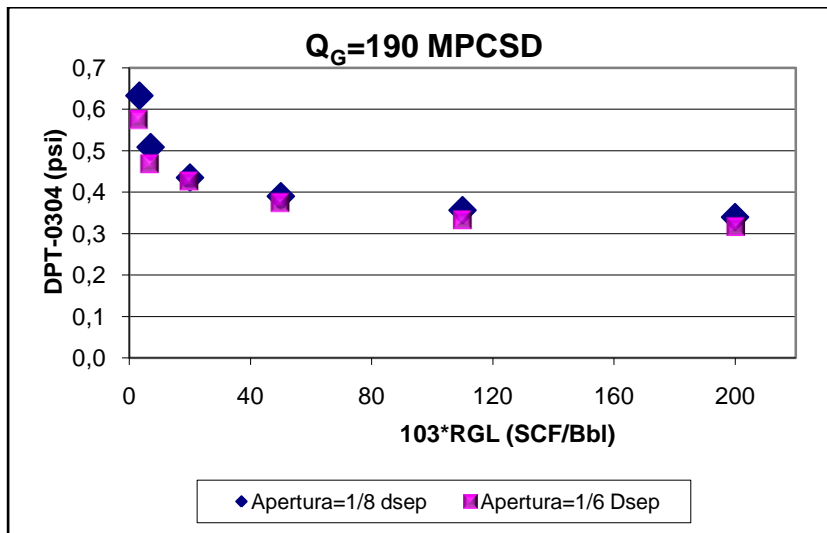


Figura N° 106: Caída de Presión en la Zona Superior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 160 MPCSD.

En las Figuras N° 107, N° 108, N° 109 y N° 110, se muestra la caída de presión en la zona inferior del estator en función de la relación gas – líquido, con las tres configuraciones de álabes estudiadas, para cada flujo de gas.

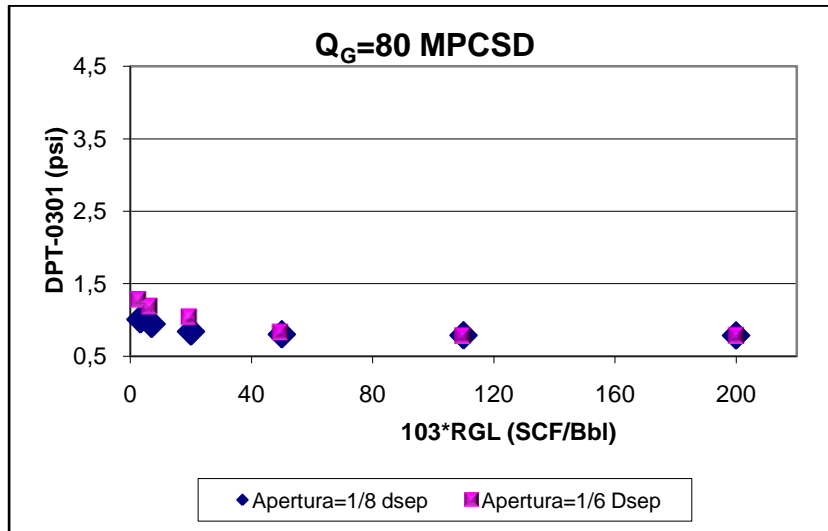


Figura N° 107: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 80 MPCSD.

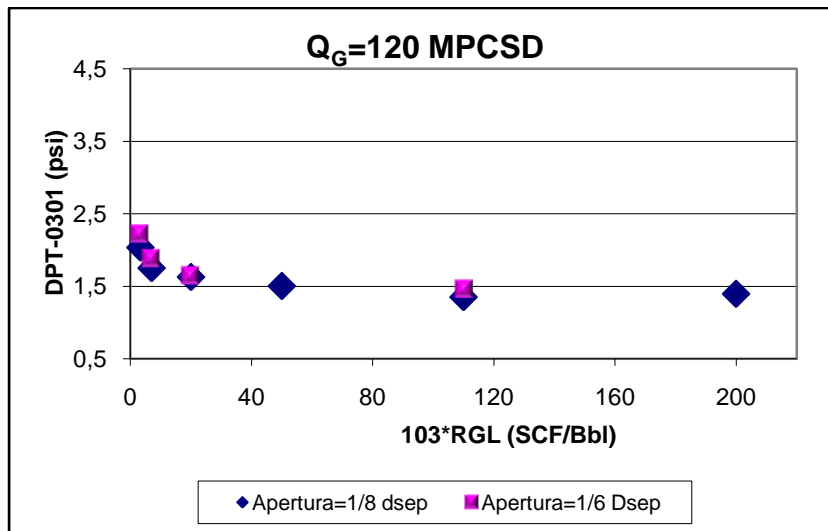


Figura N° 108: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 120 MPCSD.

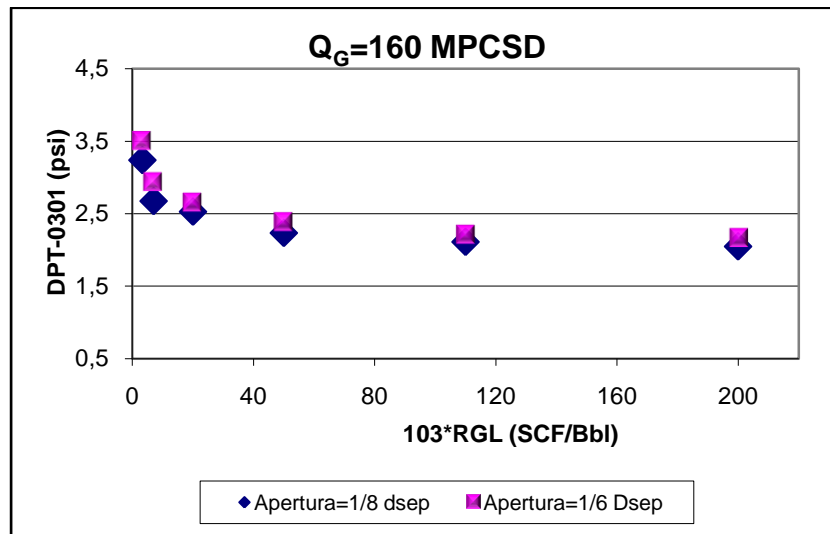


Figura N° 109: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 160 MPCSD.

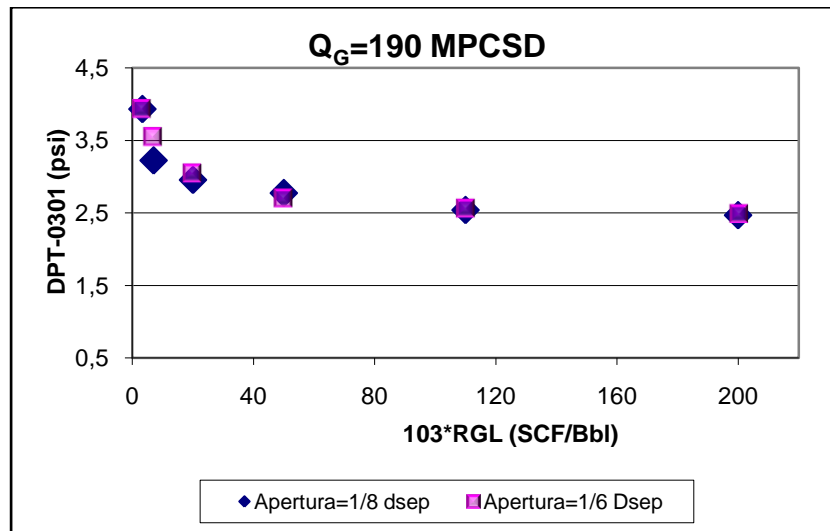


Figura N° 110: Caída de Presión en la Zona Inferior del Estator en función de RGL, con Aperturas Anulares de 1/8 y 1/6 de Diámetros, para un flujo de 190 MPCSD.

Apéndice J: Desempeño de la Cámara de Pre-Separación para Altas Relaciones Gas – Líquido.

En las figuras N° 111, N° 112 y N° 113, se presenta la eficiencia de Separación de la Cámara de Pre-Separación y del Prototipo, en función del flujo de gas, para relaciones gas – líquido de 50.000, 110.000 y 200.000 SCF/Bbl, respectivamente.

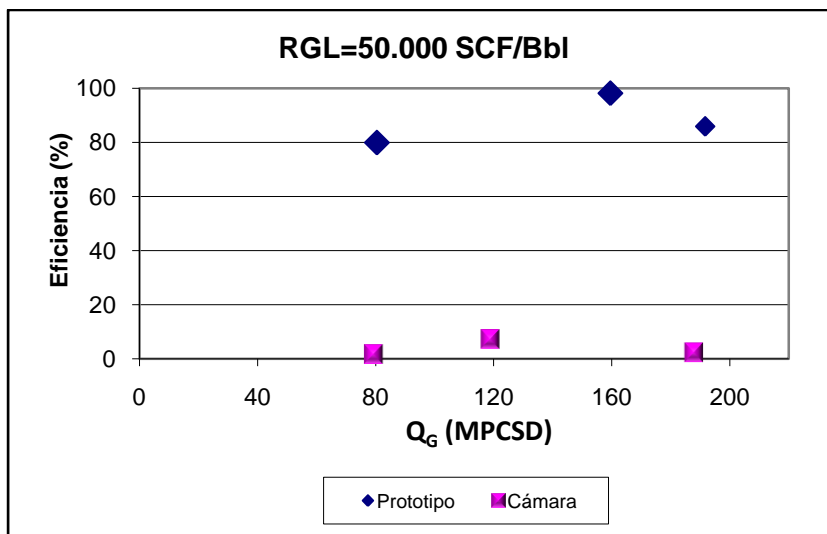


Figura N° 111: Eficiencia del Prototipo y de la Cámara de Pre-Separación Vs. Caudal de Gas, para una Relación Gas Líquido de 50.000 SCF/Bbl.

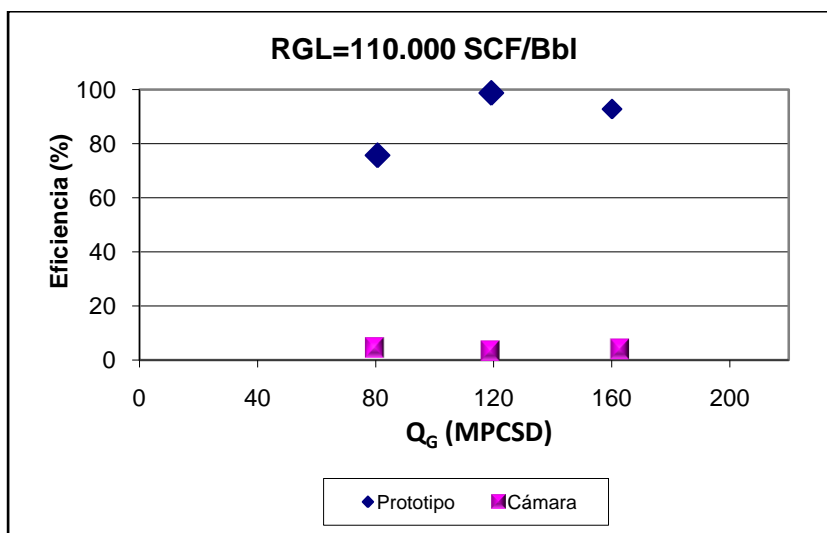


Figura N° 112: Eficiencia del Prototipo y de la Cámara de Pre-Separación Vs. Caudal de Gas, para una Relación Gas Líquido de 110.000 SCF/Bbl.

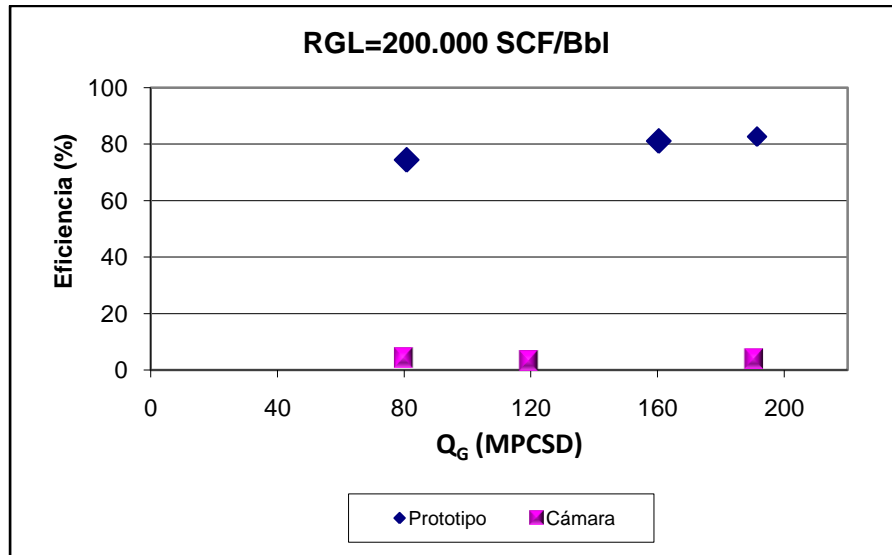


Figura N° 113: Eficiencia del Prototipo y de la Cámara de Pre-Separación Vs. Caudal de Gas, para una Relación Gas Líquido de 200.000 SCF/Bbl.