

**DISEÑO DE SEPARADOR HORIZONTAL TRIFÁSICO PARA EL GAS DE
COMPRESIÓN PROVENIENTE DEL CAMPO DE PRODUCCIÓN SALINAS.**

CARLOS EDUARDO CASTAÑO ARIAS

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS
BUCARAMANGA**

2017

**DISEÑO DE SEPARADOR HORIZONTAL TRIFÁSICO PARA EL GAS DE
COMPRESIÓN PROVENIENTE DEL CAMPO DE PRODUCCIÓN SALINAS.**

CARLOS EDUARDO CASTAÑO ARIAS

**Monografía de Grado presentada como requisito para optar el título de
Especialista en Ingeniería del Gas**

Director

JULIO CESAR PÉREZ ANGULO

M. Sc. en Ingeniería Énfasis en Hidrocarburos

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS
ESPECIALIZACIÓN EN INGENIERÍA DEL GAS
BUCARAMANGA**

2017

AGRADECIMIENTOS

Dedico este nuevo logro profesional a mi esposa Erika Luna, quien ha sido la mayor motivación en mi vida, apoyándome incondicionalmente en la construcción de nuestros sueños para lograr la felicidad que actualmente disfrutamos al lado de nuestros hijos.

A Dios que me ha bendecido siempre, permitiendo disfrutar de una familia, salud y estabilidad laboral.

También quiero agradecer a compañeros de trabajo como lo son los Ingenieros Carlos Godoy y Baxter Morales, quienes considero excelentes seres humanos.

A la Universidad Industrial de Santander y a los profesores de la Especialización en Ingeniería del Gas por los conocimientos compartidos y la guía durante mis estudios.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	19
1. GAS DE COMPRESIÓN DEL CAMPO SALINAS	23
1.1 GENERALIDADES	23
2. MARCO TEORICO	25
2.1 GAS NATURAL.....	25
2.2 CLASIFICACIÓN DEL GAS NATURAL.	26
2.2.1 Clasificación de acuerdo a composición.	27
2.3 CONSIDERACIONES PARA EL GAS NATURAL.....	29
2.3.1 Aspectos que inciden en el comportamiento de los gases.	30
2.3.2 Propiedades del gas natural.	32
2.3.3 Variables físicas del gas natural.	32
2.3.4 Contenido liquido de un gas.....	34
2.3.5 Cromatografía de gases.....	36
2.4 MEDICIÓN DEL GAS NATURAL.....	37
2.4.1 Tecnologías de medición para el gas natural.....	39
2.4.2 Sistemas de medición de gas.	41
2.4.3 Medición por presión diferencial.	43
2.4.4 Medición por velocidad.	44
2.5 USOS DEL GAS NATURAL.....	44

2.6 EQUIPOS DEL PROCESO EN PLANTAS DE TRATAMIENTO DE GAS.....	45
2.6.1 Separación Gas – Líquido.....	46
2.6.2 Clasificación de los separadores de producción.....	48
2.6.3 Factores que inciden sobre una óptima separación.....	48
2.6.4 Secciones de un separador.....	49
2.6.5 Tipos de Separadores.....	52
2.6.6 Selección del separador adecuado.....	57
3. DISEÑO DE SEPARADOR HORIZONTAL TRIFÁSICO PARA EL GAS DE COMPRESIÓN PROVENIENTE DEL CAMPO DE PRODUCCIÓN SALINAS.	62
3.1 PARÁMETROS DE OPERACIÓN Y PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS.....	62
3.2 PARÁMETROS A DETERMINAR PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES.....	63
3.3 SECUENCIA PARA EL DISEÑO DE SEPARADORES.....	63
3.4 DIMENSIONAMIENTO SEPARADOR GAS-PETRÓLEO-AGUA HORIZONTAL.....	63
3.5 LEVANTAMIENTO DE INFORMACIÓN DE CAMPO.....	64
3.6 COMPOSICIÓN QUÍMICA DEL GAS QUE INGRESA AL SEPARADOR.....	65
3.7 CAUDAL DE GAS DE COMPRESIÓN DEL CAMPO SALINAS.....	67
3.8 CALCULO DE VALIDACIÓN DEL DIÁMETRO DEL ORIFICIO DE LA PLACA.....	71
3.9 CALCULO DE LAS GPM DE LA CORRIENTE DE GAS DEL CAMPO DE PRODUCCIÓN SALINAS.....	75
3.10 IDENTIFICACIÓN DE HIDROCARBUROS QUE SERÁN TRATADOS POR EL SEPARADOR.....	76
3.11 IDENTIFICACIÓN DEL CAUDAL DE AGUA QUE SERÁ TRATADA POR EL SEPARADOR.....	81

3.12 TIEMPOS DE RETENCIÓN.....	86
3.13 CALCULO DE VISCOSIDAD DE LOS FLUIDOS.	90
3.14 TAMAÑO DE LA GOTA DE LÍQUIDO.	93
3.14.1 Tamaño de la gota de agua en el condensado	93
3.14.2 Tamaño de la gota de condensado en agua.....	93
3.15 CALCULO DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE CD.	95
3.16 CALCULO DE LA VELOCIDAD DE ASENTAMIENTO (VELOCIDAD DEL GAS CRÍTICA).....	97
3.17 DISEÑO DEL SEPARADOR HORIZONTAL TRIFÁSICO.....	98
3.18 CALCULO DEL ASENTAMIENTO DE LAS GOTAS DE AGUA DISPERSAS EN EL CONDENSADO.....	99
3.19 CALCULO DEL DIÁMETRO MÁXIMO DE ACUERDO CON LA RESTRICCIÓN DEL ESPESOR DE LA MÁXIMA CAPA DE CONDENSADO ...	100
3.20 CÁLCULO DEL DIÁMETRO DEL SEPARADOR EN FUNCIÓN DE LA RESTRICCIÓN DE LA CAPACIDAD AL GAS.	103
3.21 RESTRICCIÓN DEL TIEMPO DE RETENCIÓN O CAPACIDAD AL LÍQUIDO.....	105
3.22 LONGITUD ENTRE CORDONES DE SOLDADURA, Lss.	106
3.23 RELACIÓN DE ESBELTEZ, Lss/d o SR “SLENDERNESS RATIO”.	107
3.24 CÁLCULOS DE LAS LONGITUDES DE COSTURA-COSTURA Y RELACIÓN LONGITUD-DIÁMETRO.	107
3.25 CALCULO DEL DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE ENTRADA.	109
3.26 CALCULO DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE SALIDA DE GAS.....	112
3.27 CALCULO DEL DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE SALIDA DE LÍQUIDO.....	113
3.28 CALCULO DEL EXTRACTOR DE NIEBLA	114
3.29 ACCESORIOS EXTERNOS.	117

3.29.1 Dimensionamiento Válvula de seguridad y alivio	117
3.29.2 Dimensionamiento Válvula de salida de gas.....	118
3.29.3 Dimensionamiento Válvula de salida de condensados y agua.	121
3.29.4 Selección control de nivel de salida de condensados y control de nivel de interfaz.	123
3.29.5 Selección control de presión del separador.	124
4. CONCLUSIONES	126
5. RECOMENDACIONES.....	128
BIBLIOGRAFÍA.....	129
ANEXOS.....	131

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1: Ubicación de la Planta de Gas, Campo Payoa.	20
Figura 2: Filtro separador horizontal de dos barriles.	21
Figura 3: Esquema de Cromatógrafo de Gases.	37
Figura 4: Clasificación de las tecnologías de medición según la magnitud	41
Figura 5: Componentes de un sistema de medición de gas	42
Figura 6: Medición de gas por presión diferencial.	43
Figura 7: Separadores en facilidad Petrolera.	47
Figura 8: Secciones principales de un separador bifásico horizontal.	50
Figura 9: Separador bifásico horizontal	53
Figura 10: Esquema de separador bifásico vertical	55
Figura 11: Esquema de separador bifásico esférico.	56
Figura 12: Medidor Primario “Daniel Junior”. Gasoducto gas de Salinas en Zona industrial.	68
Figura 13: Distribución del tamaño de la gota de agua en el condensado.	94
Figura 14: Coeficiente de arrastre, para gotas de líquido consideradas como esféricas rígidas.	97
Figura 15: Coeficiente para un cilindro lleno de líquido hasta el 50%.	102
Figura 16: Extractor de niebla tipo veleta.	115
Figura 17: Eliminadores de niebla tipo veleta (arreglo vertical).	116
Figura 18: Diseño de válvula de seguridad	119
Figura 19: Selección de Válvula de salida de Gas.	120
Figura 20: Dimensionamiento válvula de salida de gas	121
Figura 21: Determinación del coeficiente de flujo de la válvula.	122
Figura 22: Dimensionamiento válvula de salida de líquido.	123
Figura 23: Especificaciones del sistema de control de nivel	124

Figura 24: Sistema de control de presión del separador..... 125

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1: Cromatografía típica de gas rico.	26
Tabla 2: Especificaciones de Calidad del gas natural.	28
Tabla 3: Clasificación del gas natural de acuerdo a su composición.	29
Tabla 4: Magnitudes básicas del Sistema Internacional de Unidades.	39
Tabla 5: Comparación entre separadores verticales y horizontales.	60
Tabla 6: Cromatografía Gas de compresión proveniente del Campo Salinas	66
Tabla 7: Propiedades Fisicoquímicas del gas de compresión Salinas.	67
Tabla 8: Cálculo de flujo del gas de compresión Salinas por AGA 3 + NX - 19	70
Tabla 9: Dimensionamiento del diámetro del orificio de la placa.	74
Tabla 10: Calculo de las GPM para el gas de Compresión de Salinas.	76
Tabla 11: Composición Gas de Compresión Salinas.	78
Tabla 12: Parámetros operacionales gas de compresión Salinas	78
Tabla 13: Parámetros del gasoducto Campo La Salina – Planta de Gas	79
Tabla 14: Parámetros operacionales flujo de gas Salinas que ingresa a Planta ..	79
Tabla 15: Parámetros del gas Salinas enfriado en planta.	80
Tabla 16: Parámetros de los condensados de entrada del separador trifásico	80
Tabla 17. Parámetros gas de compresión Salinas.	85
Tabla 18: Calculo del contenido de agua en el gas de compresión Salina	86
Tabla 19: Tiempos de retención típicos para separación tipo Liquido - Liquido.	87
Tabla 20: Parámetros salida condensados hacia Planta	88
Tabla 21: Parámetros de la corriente de condensados hacia Planta	91
Tabla 22: Parámetros gas salinas frio.	92
Tabla 23: Distribución del tamaño de la gota de agua en el condensado para emulsiones sueltas típicas de condensado del gas natural con agua.	95
Tabla 24: Consolidado de datos requeridos para el diseño del separador.	99

Tabla 25: Longitud efectiva del separador en función de la capacidad por gas..	105
Tabla 26 Longitudes entre soldaduras (Lss) y longitudes efectivas (Leff) en base a la función de la capacidad al líquido.	108
Tabla 27: Propiedades Gas Salinas Frio.	110

LISTA DE ECUACIONES

	Pág.
Ecuación 1: Relación entre el volumen de gas de una sustancia por unidad de volumen líquido.....	35
Ecuación 2: Ecuación de cálculo de flujo de gas para medidores con platina de orificio.	72
Ecuación 3. Calculo del factor de corrección por temperatura de flujo de gas.	72
Ecuación 4: Calculo del factor de corrección por gravedad específica del flujo de gas.....	73
Ecuación 5: Contenido de agua en el gas de compresión salina.....	81
Ecuación 6. Cálculo de densidad del gas en la corriente Gas de compresión Salinas.....	84
Ecuación 7: Calculo de gravedad específica	85
Ecuación 8: Densidad relativa del líquido	88
Ecuación 9: Cálculo de °API.....	88
Ecuación 10: Coeficiente de arrastre (dragado) en función del número de Reynolds.....	96
Ecuación 11: Velocidad de Asentamiento:.....	97
Ecuación 12: Espesor máximo de la capa de condensado.....	100
Ecuación 13: Relación de área transversal de la fase de agua.	101
Ecuación 14: Diámetro máximo del separador	102
Ecuación 15: Calculo del diámetro del separador en función de la capacidad al gas.....	103
Ecuación 16: Calculo del diámetro del separador en función de la capacidad al líquido.	105
Ecuación 17: Calculo de longitud efectiva en función de la capacidad al líquido.....	107
Ecuación 18: Caudal de gas	109

Ecuación 19: Densidad de la mezcla	111
Ecuación 20: Calculo de la velocidad en la boquilla de entrada.	112
Ecuación 21: Calculo de la boquilla de gas de entrada.	112
Ecuación 22: Cálculo del diámetro de la boquilla de salida	114
Ecuación 23: Calculo de la velocidad máxima permisible del gas a través del eliminador.	115

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Ubicación de boquillas en el separador.....	131
Anexo B. Plano dimensional separador vertical trifásico.	132
Anexo C. Vista superior y eliminador de niebla.....	133

RESUMEN

TÍTULO: DISEÑO DE SEPARADOR HORIZONTAL TRIFÁSICO PARA EL GAS DE COMPRESIÓN PROVENIENTE DEL CAMPO DE PRODUCCIÓN SALINAS.*

AUTOR: CARLOS EDUARDO CASTAÑO ARIAS**

PALABRAS CLAVES Condensados, GLP, Precio regulado, Crudos pesados, Diluyente, Gases asociados, Fase Gaseosa, Fase Líquida.

DESCRIPCIÓN

Hoy en día, los condensados son una mezcla de GLP y gasolina natural, producto de un pretratamiento del gas natural, que han tomado valor debido a su acción diluyente en crudos pesados, facilitando su transporte por oleoductos. Por otra parte, el actual precio regulado de comercialización del GLP en Colombia es significativamente superior al precio promedio de comercialización del gas natural. Estos son solo dos aspectos a mencionar en relación al valor de los condensados en los campos Oil & Gas.

Estas condiciones del mercado permiten apalancar proyectos de construcción de facilidades de superficie, como son los separadores trifásicos en plantas de procesamiento de gas, ya que a través de estos equipos se puede lograr la separación de la fase gaseosa y líquida, retirar impurezas, ajustar especificaciones del gas para transporte y ventas, además de la obtención de los valiosos condensados.

Este documento se desarrolla en tres capítulos: en el primero se mencionan generalidades del gas de compresión del campo de producción Salinas sobre el cual se sentaron las bases de diseño del separador horizontal trifásico; en el segundo capítulo se desarrolla el marco teórico referente a aspectos relevantes en el diseño; finalmente en el tercer capítulo se establecen las características del fluido a tratar, las condiciones operacionales y las características del separador requerido en la operación.

* Monografía de grado

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Especialización en Ingeniería del Gas. Director: M.Sc. Julio César Pérez.

ABSTRACT

TITLE: THREE-PHASE HORIZONTAL SEPARATOR DESIGN FOR GAS COMPRESSED PRODUCED AT LA SALINA FIELD.*

AUTHOR: CARLOS EDUARDO CASTAÑO ARIAS**

KEY WORDS: Condensate, LPG, Regulated Price, Heavy Crudes, Diluent, Associated Gases, Liquid Phase, Gaseous Phase.

DESCRIPTION

Currently, condensate are a mixture of LPG and natural gasoline, product of the natural gas pretreatment, that have taken value due to its diluent action in heavy crudes, improving their transport by pipelines. On the other hand, the current regulated price of LPG in Colombia is significantly higher than the average selling price of natural gas. These are just two things to mention related to the value of condensates in the Oil & Gas fields.

These market conditions make it possible to promote projects for the construction of surface facilities, such as three-phase separators in gas processing plants, as it is possible to achieve separation of the gas and liquid phase, remove impurities, adjust specifications of the gas for transportation and sales, in addition to obtaining the valuable condensate.

This document is developed in three chapters. The first describes generalities of compression gas from the Salinas field of production on which the design bases of the three-phase horizontal separator were laid. In the second chapter, the theoretical framework is developed with respect to relevant aspects in the design. Finally, the third chapter establishes the characteristics of the fluid to be treated, the operational conditions and the characteristics of the separator required in the operation.

* Thesis

** Faculty of physical chemistry engineering. School of Petroleum engineering. Advisor: Julio Cesar Perez Angulo.

INTRODUCCIÓN

- **Reseña histórica.**

El campo de producción “Bloque Las Monas” se encuentra ubicado al norte del río Sogamoso en el valle del Magdalena Medio Santandereano, este campo es productor actualmente de petróleo y gas. El proyecto y las actividades de exploración petrolera en el bloque iniciaron a mediados de 1956, siendo perforado el primer pozo llamado Payoa-1 en 1958 por la empresa Tropical Oil Company. Primero se inició la explotación del Campo Payoa, después del campo Corazón, seguido del campo La Salina, y finalmente los campos Aguas Claras y Las Monas.

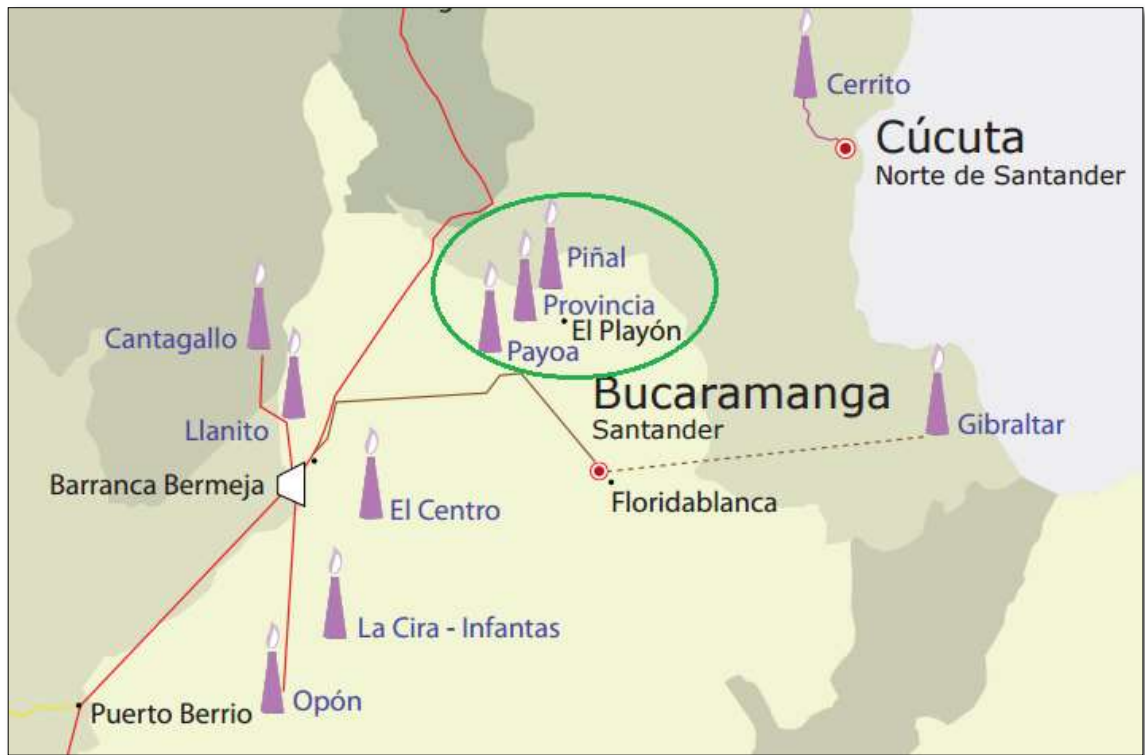
Después de ser explotado y operado por varias compañías del sector, Petrosantander (Colombia) Inc., asume la operación del campo en el año 1995 bajo la modalidad contractual de campos en asociación operativa con Ecopetrol S.A., para el año 2014 la empresa Petrosantander (Colombia) Inc., obtuvo de Ecopetrol S.A la extensión del contrato hasta el final de la vida útil de los campos anteriormente nombrados. En la actualidad el campo de producción La Salina aporta 2.4 MMscfd por medio de un gasoducto de 4” que recorre una distancia aproximada de 6.4 kilómetros (km), interconectando dicho campo con la planta de tratamiento de gas ubicada en la zona industrial del campo Payoa.

- **Ubicación geográfica**

El campo de producción salinas se encuentra ubicado a 29.5 km de la cabecera del municipio de Sabana de Torres, Santander y la planta de tratamiento de gas del campo de Producción Payoa se encuentra ubicada aproximadamente a 19 km del mismo municipio. Como se mencionó anteriormente el gasoducto que

transporta el gas proveniente del sistema de compresión del campo La salina recorre aproximadamente 6.4 km hasta la planta de gas del campo Payoa en un tubo de diámetro 4" y en la totalidad de su trayectoria tiene 4 válvulas del tipo compuerta que cumplen función de seccionamiento, permitiendo asegurar el gasoducto en caso de eventualidades operacionales. Es de anotar que este gasoducto no atraviesa cascos urbanos o zonas de alta influencia poblacional por lo que no representa un potencial riesgo para el desarrollo de las comunidades aledañas.

Figura 1: Ubicación de la Planta de Gas, Campo Payoa.

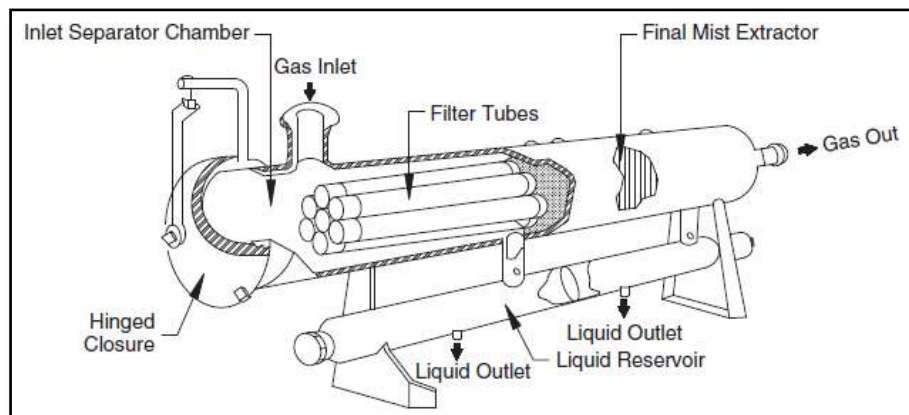


Fuente: ECOPEPETROL S.A. Mapa gasoductos campos gas [En línea] disponible en: http://www.ecopetrol.com.co/especiales/Mapa_gasoductos_campos_gas.pdf

- **Características del proceso.**

El gas que produce el campo salinas corresponde a 2.4 MMscfd y es comprimido por un compresor del tipo recíprocante de tres etapas de compresión de referencia Dresser Rand modelo 5.5 RDS 4 con una capacidad de compresión de 3.9 MPCSD conducido por un motor a combustión marca Waukesha modelo L7042GSI de 1250 caballos de potencia. Este compresor eleva la presión de 25 psi a 810 psi, presión requerida para fluir el gas desde el campo La Salina hasta la planta de tratamiento de gas. La temperatura del gas de la etapa final de descarga corresponde en promedio a 290 grados Fahrenheit (°F). Luego de recorrer los 6.4 km hasta la planta de tratamiento este gas ingresa con una temperatura promedio de 88 °F a un filtro separador horizontal de dos barriles cuya función es remover las partículas sólidas y líquidas existentes.

Figura 2: Filtro separador horizontal de dos barriles.



Fuente: SANTOS. N Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 49 P

Finalmente después de almacenarse los líquidos en los reservorios inferiores del separador son drenados por medio de válvulas de control hacia disposición residual a la planta de tratamiento de aguas de producción. Finalmente el gas que es liberado por el tope del separador ingresa a la planta de gas en donde es

tratado y fraccionado para condensar los hidrocarburos presentes superiores a los propanos (C3+).

1. GAS DE COMPRESIÓN DEL CAMPO SALINAS

Actualmente en la planta de gas no existe un equipo que permita separar los fluidos en estado líquido que provienen de la corriente de gas del campo Salinas. Esta corriente de gas es rica en agua e hidrocarburos intermedios y posee un GPM (C3+) superior a 2.2 y al ingresar al filtro separador todos los líquidos recuperados en fondo son drenados hacia la batería de recolección para su disposición residual sin aprovechamiento ni posibilidad de procesamiento.

Lo anteriormente expuesto se debe a que no existe tratamiento alguno de este gas en el campo en donde se producen y la composición química garantiza presencia de hidrocarburos superiores a los normal butanos (C4+). Adicional el gasoducto a través del cual es transportado desde el campo de producción La Salina hasta la Planta de tratamiento de gas recorre una distancia superior a 6.4 km, generando una caída de temperatura que provoca la condensación de hidrocarburos y agua, facilitando la acción e implementación de un separador trifásico horizontal. De continuar con lo anterior, no realizando el tratamiento y la separación física de los fluidos, haciendo énfasis en la separación eficaz y efectiva del gas, separando la mayor cantidad de líquido presente en el mismo no se podría materializar la oportunidad de procesar y estabilizar estos líquidos del gas natural.

1.1 GENERALIDADES

El desarrollo de esta monografía establecerá las bases de diseño, especificará los parámetros de operación, seleccionará la instrumentación de medición y control asociada a un separador horizontal trifásico que tenga como fin la separación óptima de los fluidos, estabilizando y recuperando los condensados de una

corriente de gas existente, que pueda permitir el aprovechamiento de un producto de alto valor del cual se pueda obtener un margen de ganancias considerables adicionales.

El volumen de condensados que pueda lograr estabilizarse bajo las condiciones de diseño del separador trifásico, potencialmente podrán ser mezclados con el crudo producido, logrando obtener un incremento del volumen de crudo para ventas, adicional generando una acción diluyente mejorando la gravedad API, facilitando operaciones de transporte y mejorando la calidad para su comercialización.

2. MARCO TEORICO

Generalmente los fluidos que se obtienen de un campo de producción petrolífero son de naturaleza multifásica. El proceso de separación física de las fases es una de las actividades principales en las operaciones de producción, recolección y tratamiento de crudos y gases. Los separadores, por lo general, representan una de las primeras facilidades del procesamiento, razón por la cual debe considerarse con atención su diseño, debido a que un dimensionamiento no apropiado del separador puede crear una disminución en la capacidad de la operación de la totalidad de las instalaciones asociadas a las facilidades de producción.

2.1 GAS NATURAL

El gas natural es un combustible de origen fósil formado por una cadena de hidrocarburos que en los yacimientos convencionales se encuentra en estado gaseoso o en disolución con el aceite crudo. En los campos petroleros puede ser producido como “gas natural asociado” cuando está en compañía del aceite crudo y como “gas natural no asociado” en ausencia de él.

El hidrocarburo que compone principalmente el gas es el metano, que generalmente compone el 85%, otros componentes que pueden acompañar las mezclas gaseosas son el etano, el propano, butano y también pueden asociarse fracciones más pesadas como el pentano, hexano y heptano.

Tabla 1: Cromatografía típica de gas rico.

Fecha		nitrogeno	CO2	metano	etano	propano	i_butano	n_butano	i_pentano	n_pentano	n_hexano
		%	%	%	%	%	%	%	%	%	%
1-Abr-17		0.50455	1.90483	82.55169	10.06579	3.71163	0.56608	0.53367	0.09307	0.04575	0.02294
2-Abr-17		0.50207	1.9431	82.53909	10.00233	3.71974	0.57781	0.54617	0.0978	0.04811	0.02378

Fuente: GASES DE OCCIDENTE. Cromatografía del gas natural abril de 2017 [en línea] disponible en: http://www.gdo.com.co/sites/default/files/cromatografia_del_gas_natural_-_abril_16_de_2017.pd12f

Al gas natural se encuentran asociadas impurezas o fracciones no deseadas como lo son el nitrógeno, dióxido de carbono, helio, oxígeno y vapor de agua entre otras. Estas impurezas pueden ser removidas mediante procesos fisicoquímicos como la deshidratación utilizando inyección de glicoles, eliminando sulfuros y dióxidos de carbono mediante la inyección de aminas o membranas porosas. Igualmente en la industria es típico observar la instalación de filtros y/o separadores a la entrada de plantas o procesos con el fin de remover partículas sólidas y líquidas que puedan llegar a ser contaminantes.

2.2 CLASIFICACIÓN DEL GAS NATURAL.

El gas natural puede ser clasificado teniendo en cuenta su composición química, propiedades físicas, estructuras moleculares, formación y localización en la formación.

2.2.1 Clasificación de acuerdo a composición.

- **Gas Dulce:** Denominado de esta forma debido a que es conformado por cantidades menores de sulfuro de hidrogeno (H_2S) menores a 4 ppm. El reglamento único de transporte de gas natural (RUT) establecido para Colombia define que un gas se encuentra en condiciones de transporte por gasoductos si presenta un contenido inferior a 6 mg/m³ como contenido total de H_2S .
- **Gas agrio o ácido:** Este gas en particular puede contener cantidades considerables de sulfuro de hidrogeno, dióxidos de carbono (CO_2) y algunos otros componentes de carácter ácido como lo son los sulfuros de carbono, sulfuros de carbonilo y mercaptanos entre otros, es por esta razón que este tipo de gases en presencia de agua libre puede volverse corrosivo.

La normatividad RUT permite para el gas natural transportado en gasoducto un máximo del 2% de contenido volumétrico de estos componentes ácidos.

Tabla 2: Especificaciones de Calidad del gas natural.

<i>Especificaciones</i>	<i>Sistema Internacional</i>	<i>Sistema Inglés</i>
Máximo poder calorífico bruto (GHV) <i>(Nota 1)</i>	42.8 MJ/m ³	1.150 BTU/ft ³
Mínimo poder calorífico bruto (GHV) <i>(Nota 1)</i>	35.4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³
Contenido de Líquido <i>(Nota 2)</i>	Libre de líquidos	Libre de líquidos
Contenido total de H ₂ S máximo	6 mg/m ³	0.25 grano/100PCS
Contenido total de azufre máximo	23 mg/m ³	1.0 grano/100PCS
Contenido CO ₂ , máximo en % volumen	2%	2%
Contenido de N ₂ , máximo en % volumen	3	3
Contenido de inertes máximo en % volumen <i>(Nota 3)</i>	5%	5%
Contenido de oxígeno máximo en % volumen	0.1%	0.1%
Contenido máximo de vapor de agua	97 mg/m ³	6.0 Lb/MPCS
Temperatura de entrega máximo	49 °C	120°F
Temperatura de entrega mínimo	7.2 °C	45 °F
Contenido máximo de polvos y material en suspensión <i>(Nota 4)</i>	1.6 mg/m ³	0.7 grano/1000 pc

Fuente: COMISIÓN DE REGULACIÓN DE ENERGÍA Y GAS. Resolución CREC 054 [en línea] disponible en: <http://apolo.creg.gov.co/Publicac.nsf/1c09d18d2d5ffb5b05256eee00709c02/8cdd3bcfeb0a1adc0525785a007a6f37?OpenDocument&Highlight=0,NoResolucionCREG054-2007>

Gas Rico (Húmedo): Este gas tiene la característica que al ser procesado puede entregar una cantidad considerable de hidrocarburos líquidos superiores al C3+, considerando aproximadamente un GPM (galones por cada mil pies cúbicos) superior a 3. Es de considerar que el GPM considerado y evaluado para estos gases no tiene consideración alguna con la cantidad de vapor de agua que pueda estar contenida en el gas.

Gas Pobre (Seco): Básicamente la composición química de este gas obedece en su mayoría a la presencia del metano (C1) y etano (C2). Hay que clarificar que cuando se abarcan estudios de compresión de gas se puede encontrar una

terminología referente al gas húmedo, pero para estos casos prácticos se refiere a la cantidad de vapor de agua presente en el gas y la referencia para el gas seco se define como la ausencia de vapor de agua.

La normatividad RUT establece un máximo de contenido de vapor de agua de 6 libras por cada millón de pie cubico de gas natural transportado en gasoducto.

Tabla 3: Clasificación del gas natural de acuerdo a su composición.

Denominación Estándar	Gas Dulce Seco	Gas Amargo Seco	Gas Dulce Húmedo	Gas Amargo Húmedo
Componente	Gas No Asociado		Gas Asociado	
Etano	<10%	<10%	>10%	>10%
H ₂ S	<1%	>1%	<1%	>1%
CO ₂	<2%	>2%	<2%	>2%

Fuente: UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE MÉXICO. [en línea] disponible en: <http://profesores.fib.unam.mx/l3prof/Carpeta%20energ%EDa%20y%20ambiente/Gas%20Natural.pdf>

2.3 CONSIDERACIONES PARA EL GAS NATURAL.

Como lo hemos descrito, el gas natural se compone básicamente de una mezcla de hidrocarburos gaseosos con características fisicoquímicas como el bajo peso molecular. El gas natural puede ser encontrado en el yacimiento o formaciones en estado gaseoso (típicamente) pero al traerlo a la superficie en donde se incluyen operaciones de despresurización y/o regulación generalmente es tratado en forma gaseosa pero pueden aparecer líquidos, por lo que se hace necesario incluir la separación para lograr conseguir un tratamiento individual de las fases. Dada la naturaleza gaseosa la caracterización y el tratamiento del gas natural debe realizarse estableciendo procedimientos basados en la teoría de los gases, lo

anterior con el fin de facilitar la definición y estudio de sus propiedades y adicional lograr obtener los requisitos de calidad que son solicitados por cada uno de los consumidores finales

2.3.1 Aspectos que inciden en el comportamiento de los gases.

Presión: La presión que puede ejercer un fluido sobre una superficie se puede definir como la fuerza normal ejercida por el mismo fluido por una unidad de área de la superficie en mención ¹. La fuerza se mide en Newton y el área en metros cuadrados, la presión podrá ser expresada en Pascales cuyo símbolo es Pa la cual es la unidad básica de medición de presión del sistema internacional. Para el sistema inglés, la unidad de ingeniería más común es la libra fuerza por pulgada cuadrada (psi).

Temperatura: Puede ser representada como una medida de la intensidad de calor y el calor a su vez es una forma de energía que puede ser medida en unidades de calorías. Este concepto puede interpretarse de una mejor forma cuando se logra colocar un cuerpo caliente en contacto con uno frío, inmediatamente el calor logra fluir del cuerpo caliente al frío.

Para los gases, la temperatura logra ser proporcional a la energía cinética media de las moléculas del gas, estableciéndose que a mayor energía cinética mayor es la temperatura y viceversa. La temperatura de los gases puede expresarse en grados Kelvin (°K).

Densidad: Es definida en su expresión más sencilla como una relación de masa por unidad de volumen. La densidad de una sustancia es dependiente de la

¹ SMITH, J. Van Ness, H. Abbott, M. (1997) Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química.

temperatura y la presión. La densidad de la mayoría de los gases es proporcional a la presión e inversamente proporcional a la temperatura.

En algunas ocasiones la densidad de una sustancia se puede analizar de forma relativa a la densidad de una sustancia bien conocida. El anterior análisis es conocido como densidad relativa y es definida como la razón de la densidad de una sustancia entre la densidad de alguna sustancia estándar a una temperatura especificada que es normalmente el agua a 4°C y con una densidad de 1000 Kg entre metros cúbicos (kg/m³). La densidad relativa de una sustancia es una cantidad adimensional, sin embargo en unidades del sistema internacional, el valor numérico de la densidad relativa de una sustancia es exactamente igual a su densidad en g/cm³ o kg/L, puesto que la densidad del agua a 4°C es 1 g/cm³ = 1kg/L = 1000 kg/m³.²

Cantidad: La cantidad de un gas se puede medir y puede ser determinada como magnitud por la masa, generalmente expresándose en unidades de ingeniería como el gramo. Para el sistema internacional de unidades, la cantidad también puede ser expresada mediante el número de moles que contiene la sustancia, lográndose calcular al dividir el peso del gas entre su peso molecular.

Volumen: Puede ser definida como la medida del espacio tridimensional que ocupa un cuerpo. Para los gases específicamente, pueden expandirse para ocupar todo el espacio de los recipientes en los cuales se almacenan. El volumen que ocupan los gases es generalmente medido en metros cúbicos (m³) o decímetros cúbicos (dm³) de acuerdo al tamaño de sus contenedores. Debido al pequeño tamaño de las partículas que componen un gas, la mayor parte del volumen que ocupa un gas se encuentra compuesto por espacios vacíos.³

² CENGEL, Y. Michael, A. (2011) Termodinámica. Ed.7.

³ SMITH, J. Van Ness, H. Abbott, M. (1997) Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química.

2.3.2 Propiedades del gas natural. Al tratar de aprovechar tecnológicamente un gas en todas sus fases operacionales, encontramos una serie de propiedades que inciden y que pueden lograr definir su comportamiento. Como lo hemos abordado el gas natural es una mezcla de hidrocarburos que inicialmente se encuentra en estado gaseoso, sin embargo lo anterior depende de su composición, de la presión y temperatura a las cuales se encuentra sometido, por ende cualquier gas puede ser licuado o mantenido en estado gaseoso al ser sometido a condiciones particulares de temperatura y presión. El estado gaseoso es un estado disperso de la materia, es decir que las moléculas del gas están separadas unas de otras por distancias mucho mayores del tamaño del diámetro real de las moléculas.⁴ Por la anterior definición se infiere que el volumen (V) ocupado por un gas depende de la presión (P), la temperatura (T) y de la cantidad o número de moles (n).

2.3.3 Variables físicas del gas natural.

Peso Molecular aparente (MWa): Cuando tratamos mezclas de gas natural, no hablamos de peso molecular, si no de peso molecular aparente, debido a que la composición de la mezcla se encuentra en su mayoría formada por moléculas de diferentes tamaños y no es más si no el resultado de la sumatoria de los pesos moleculares de cada compuesto multiplicado por su composición o fracción molar respectivamente⁵.

Viscosidad del gas (μg): Esta definida como la relación entre el esfuerzo constante y la velocidad del esfuerzo igualmente constante, que se aplica a una porción de fluido para que adquiera movimiento (viscosidad dinámica). Existen diferentes tipos de viscosidad, siendo las de mayor estudio la dinámica y la cinemática, siendo esta ultima la resistencia que se genera en un fluido al fluir bajo el efecto de la gravedad.

⁴ FUENTES, E. Descripción de las características y Propiedades del gas natural. 2010

⁵ AHMED, T. Comportamiento de la Fase de Hidrocarburo. 1989

La viscosidad de los gases tendrá el siguiente comportamiento:

- A bajas presiones (menores a 1500 psi), un aumento de la temperatura aumentará la viscosidad del gas.
- A altas presiones (mayores a 1500 psi), un aumento de la temperatura disminuye la viscosidad.
- A cualquier temperatura, si se aumenta la presión la viscosidad aumenta.
- La viscosidad será mayor, a medida que el gas posea componentes más pesados.

Gravedad específica: Al definir la gravedad específica de un gas se usa como referencia la relación de igual, mayor o menor peso que un gas pueda tener con respecto al peso molecular del aire. La relación molecular tiene la ventaja de que el peso molecular de los elementos no es afectado por la presión o por la temperatura, por lo tanto se puede utilizar ya que su valor permanece relativamente constante. De igual manera la gravedad específica también se puede definir como la relación entre la masa de un determinado volumen de una sustancia con respecto a la masa de un volumen tomado como estándar. Para los gases generalmente el aire es el gas utilizado como estándar y el agua para los líquidos, teniendo como base las condiciones de referencia para Colombia, definidos a una temperatura de 60°F y a una presión de 14.65 Psia.

Volumen específico: Puede definirse como el volumen ocupado por una masa de gas, es decir, el volumen dividido entre la masa. Para tratamientos de gases ideales corresponde al inverso de la densidad.⁶

Temperatura crítica para compuestos puros: Se encuentra definida como la máxima temperatura a la cual puede licuarse un gas, lo que indica que es la temperatura por encima de la cual no puede existir el líquido. La temperatura

⁶ AHMED, T. Comportamiento de la Fase de Hidrocarburo. 1989

crítica de una sustancia pura es la temperatura máxima en la que pueden coexistir las fases líquidas y vapor en equilibrio.⁷

Presión crítica para compuestos puros: Es una característica de cualquier sustancia, que define el campo en el que ésta puede convertirse en vapor en presencia del líquido correspondiente.⁸

Volumen crítico para compuestos puros: Corresponde al volumen ocupado por un gas a la temperatura y a la presión crítica. Generalmente las propiedades críticas tienen una gran importancia, sobre todo para determinar el comportamiento de los hidrocarburos, especialmente cuando se tratan compuestos como los alcanos pesados y sus mezclas correspondientes, especialmente para el diseño de los procesos en la industria petroquímica, como la destilación, absorción y extracción.

2.3.4 Contenido líquido de un gas. También es conocido como “riqueza de un gas”, definido como el número de galones de líquido que pueden obtenerse de 1000 pies cúbicos de gas procesado. Expresado comúnmente por el símbolo GPM y es un factor muy usado principalmente en plantas de tratamiento de gas. En los procesos de tratamiento es muy común recuperar en estado líquido, el propano y los compuestos más pesados que contenga el gas, usualmente no se considera el metano y etano al calcular el contenido de líquido (GPM). Para efectos del cálculo del GPM de un gas, se parte de la suposición que todos los componentes como el propano y elementos superiores más pesados pueden ser totalmente convertidos a líquidos, aunque en la realidad, las plantas de tratamiento solo pueden recuperar un porcentaje de acuerdo a la tecnología y enfriamiento que estén utilizando para este fin.

⁷ SMITH, J. VAN NESS, H. ABBOTT, M. Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química. 1997

⁸ ROLLE, K. Termodinámica. Ed. 6. 2006

A medida que las plantas que utilizan tecnologías basadas en sistemas criogénicos (licuefacción a temperaturas inferiores a -265°F) han mejorado, ese porcentaje recuperado de líquidos ha aumentado considerablemente, razón por la cual en la actualidad se puede hablar de recuperación profunda de los líquidos del gas natural (más del 98%).⁹ Para calcular el GPM, debemos conocer el número de pies cúbicos de un componente en estado gaseoso, que se requieren para producir un galón de líquido. Este factor es fácilmente determinado a partir de la densidad líquida y el peso molecular de cada componente puro.

Citando un ejemplo, la densidad del propano en estado líquido sometido a una presión de 14.7 (psia) y 60°F corresponde a 31.64 lbs/pie cúbico y el peso molecular del mismo componente puro a 44.097. El volumen estándar ocupado por 1 lb-mol de gas a las mismas condiciones de referencia (14.7 psia y 60°F) corresponde a 379.6 PCS / lb-mol. Adicional el volumen correspondiente a 1 pie cúbico equivale a 7.4805 galones. Por tanto la relación entre los galones líquidos que se puedan obtener de un volumen de gas, teóricamente con una eficiencia del 100% de licuefacción corresponde a:

Ecuación 1: Relación entre el volumen de gas de una sustancia por unidad de volumen líquido

$$\frac{\text{pcn}}{\text{Galón de líquido}} = \frac{379,6 \rho_l}{7,4805 M}$$

$$\frac{\text{pcn}}{\text{galón de líquido}} = \frac{(379,6)(31,64)}{(7,4805)(44,097)} = 36,41 \text{ pcn } C_3$$

Fuente: PALACIO, Ramiro.; Martínez, Marcíaz. Ingeniería de Gas, 1994 86 P

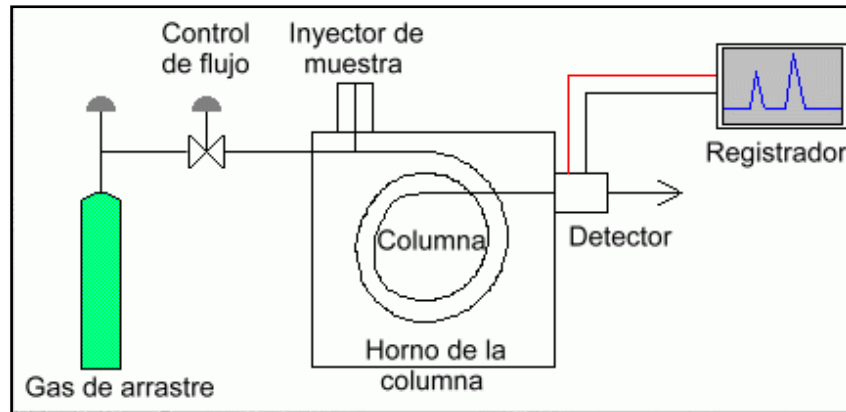
⁹ PALACIO, R. Martínez J, M. Características y comportamiento de los hidrocarburos 1994

Por el resultado anterior se logra concluir que en un volumen gaseoso de 36.41 pies cúbicos a condiciones de referencia de propano, se puede obtener al someterse a licuefacción 1 galón líquido del mismo gas. Similarmente este cálculo puede hacerse para cualquier otro componente gaseoso, solo debemos conocer algunas propiedades físicas del gas en estudio como la densidad en estado líquido y el peso molecular.

2.3.5 Cromatografía de gases. La cromatografía de gases es un método físico de separación para la caracterización de mezclas complejas, la cual tiene aplicación en todas las ramas de la ciencia y la física. Es un conjunto de técnicas basadas en el principio de retención selectiva, cuyo objetivo es separar los distintos componentes de una mezcla, permitiendo identificar y determinar las cantidades de dichos componentes. Las técnicas cromatográficas son muy variadas, pero en todas ellas hay una fase móvil que consiste en un fluido (gas, líquido o fluido supercrítico) que arrastra a la muestra a través de una fase estacionaria que se trata de un sólido o un líquido fijado en un sólido.

Los componentes de la mezcla interactúan en distinta forma con la fase estacionaria. De este modo, los componentes atraviesan la fase estacionaria a distintas velocidades y se van separando. Después de que los componentes hayan pasado por la fase estacionaria, separándose, pasan por un detector que genera una señal que puede depender de la concentración y del tipo de compuesto.

Figura 3: Esquema de Cromatógrafo de Gases



Fuente: Nuevas Tecnologías y Contaminación de Atmósferas, para PYMEs. VI-1-2, Pág. 2
A. Requena, R. Quintanilla, J.M. Bolarín, A. Vázquez, A. Bastida, J. Zúñiga y L.M. Tomás.
Universidad de Murcia. España.

Pequeñas diferencias en el coeficiente de partición de los compuestos da como resultado una retención diferencial sobre la fase estacionaria y por tanto una separación efectiva en función de los tiempos de retención de cada componente de la mezcla. La cromatografía puede cumplir dos funciones básicas que no se excluyen mutuamente:

- Separar los componentes de la mezcla, para obtenerlos más puros y que puedan ser usados posteriormente (etapa final de muchas síntesis).
- Medir la proporción de los componentes de la mezcla (finalidad analítica).
- En este caso, las cantidades de material empleadas son pequeñas.

2.4 MEDICIÓN DEL GAS NATURAL

En todas las actividades de producción, tratamiento, acondicionamiento, compresión, regulación, medición y comercialización es necesario establecer un sistema de medidas que sea reconocido y aceptado por todos los involucrados en las actividades. Para los últimos años el sistema de medidas ha venido migrando

como practica estándar al “sistema internacional de unidades” (SI) que tiene como base el metro y el kilogramo. La internacionalización de la industria y el comercio ha generado la necesidad de tener un único patrón de unidades de medidas que nos permita estandarizar y comunicarnos sin la generación de incertidumbres en las medidas realizadas.

El crecimiento conceptual al respecto de las magnitudes hace indispensable evitar errores o comunicaciones no entendidas; ya que no es muy entendible hablar de mil millones de millones o mil billones o un trillón, la necesidad nos impone el uso de unidades más manejables como una giga (1 G), un Tera (1T) o un Exa (1 E). Ante esta nueva situación el uso del “Sistema internacional de unidades” (SI) está obteniendo cada día más vigencia en el ámbito mundial.¹⁰

En el año de 1875, diecisiete naciones decidieron firmar el primer acuerdo internacional para unificar las unidades de medida y los patrones de medición, con la intención de adoptar un sistema de unidades único para todo el mundo y así facilitar el intercambio comercial, científico y de todo aquello que tuviera relación con las mediciones; así nació la Convención del Metro de la cual hacen parte hoy 84 países, entre ellos Colombia, que se adhirió en el año 2012. En sus inicios, se adoptó el Sistema Métrico Decimal como referente, pero en el año 1960 se modificó por el Sistema Internacional de Unidades (que se conoce con la abreviatura SI). El SI tiene 7 magnitudes básicas, y cada una de ellas tiene su propia unidad definida en fenómenos físicos fundamentales (a excepción del kilogramo).

A pesar de que el sistema internacional de unidades va venido estandarizándose también es cierto que no todos los países tienen el mismo grado de adecuación, nuestro país por ejemplo de tradición métrica decimal, sin embargo debido a la influencia estadounidense, se utilizan unidades de medida como los galones y

¹⁰ GRAZIANI, L. El Gas Natural. 2002

barriles para medir la gasolina y el petróleo. Por otro lado Estados Unidos de Norte América, tradicionalmente usuario del sistema pie – libra, sin oficializar el sistema internacional, ya inicio a establecer políticas para el uso del SI en el área de los hidrocarburos, en la cual tradicionalmente predominó el sistema pie – libra. En la actualidad el metro cúbico está logrando sustituir al pie cúbico y los prefijos mega (M), giga (G) y Tera (T) están sustituyendo a los confusos millón, billón y trillón americanos.¹¹

Tabla 4 Magnitudes básicas del Sistema Internacional de Unidades.

Magnitud	Unidad	Símbolo
Longitud	Metro	m
Masa	Kilogramo	kg
Tiempo	Segundo	s
Corriente eléctrica	Ampere	A
Temperatura termodinámica	Kelvin	K
Intensidad luminosa	Candela	cd
Cantidad de sustancia	Mol	mol

Fuente: SUPERINTENDENCIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO. Sistema internacional de unidades [en línea] disponible en: <http://www.sic.gov.co/sistema-internacional-de-unidades>

2.4.1 Tecnologías de medición para el gas natural. Son múltiples las tecnologías que están comercialmente disponibles para la medición de gas natural y pueden ser clasificadas de acuerdo a sus características. La primera clasificación que podemos realizar es según la aplicación o el uso que se vaya a dar al medidor.

Iniciamos con una descripción de la medición más general que es la operacional realizada en el marco de un proceso industrial con el propósito exclusivo de realizar un monitoreo y control. Generalmente los medidores que se emplean en

¹¹ GRAZIANI, L. El Gas Natural. 2002

medición operacional poseen un desempeño medio y dependiendo del proceso, éstos pueden operar a condiciones estables o altamente variables en términos del caudal, presión, temperatura y composición. Normalmente no se seleccionan medidores de un muy alto desempeño, optándose por equipos de costo medio, pero que ofrezcan una buena robustez para soportar las condiciones del proceso. Ejemplos de mediciones operacionales son: el medidor que se instala a una caldera o un horno o el medidor usado para medir el gas quemado en tea.

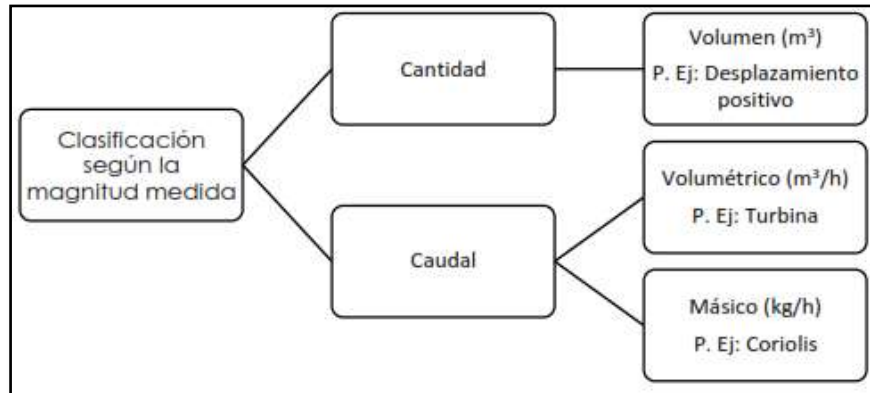
La medición fiscal se encuentra desarrollada para actividades de producción de un pozo o campo. Es llamada fiscal pues la determinación de su medida es la base sobre la cual se calcula el volumen de gas extraído del subsuelo y que por consiguiente está sujeto al pago de regalías, generalmente esta medición es controlada y auditada por parte de una entidad gubernamental.

Como última tecnología, el tipo de medición testigo o de respaldo es aquella que se instala en serie con el medidor “oficial” que puede ser parte de una medición operacional o fiscal, y que es usada para llevar un registro simultáneo de los volúmenes medidos en el equipo oficial, con el propósito de realizar monitoreo y seguimiento, validar situaciones anómalas o simplemente usarse cuando se requiera un mantenimiento o el envío a calibración del equipo oficial.¹²

Las tecnologías de medición pueden clasificarse con base en la magnitud medida, conforme se muestra en la siguiente figura.

¹² ORTIZ, M. Diseño y Operación de sistemas de medición de gas. 2016

Tabla 5 Figura 4: Clasificación de las tecnologías de medición según la magnitud medida.



Fuente: ORTIZ. J. Diseño y operación de sistemas de medición de gas, UIS, 68, P.

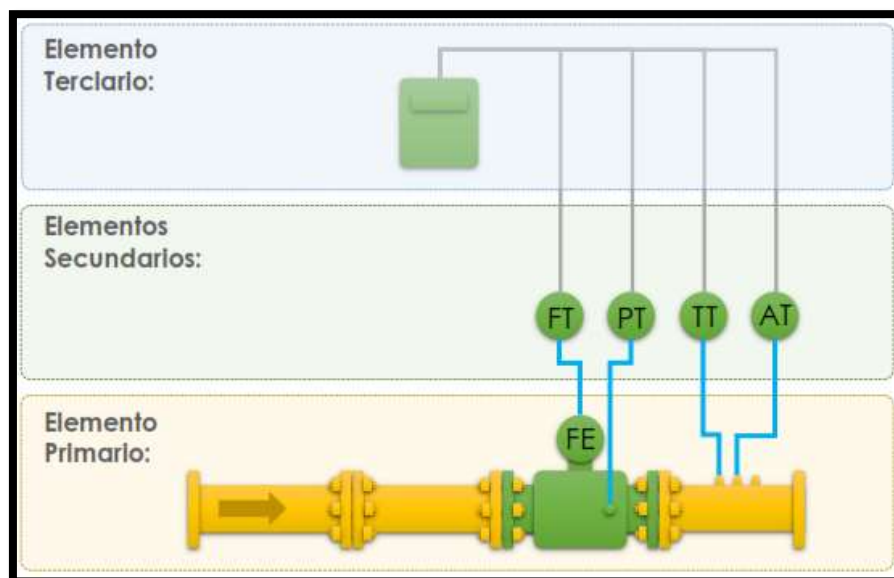
2.4.2 Sistemas de medición de gas. Para realizar la medición de gas no basta tan solo con un medidor, es necesario que el sistema posea más instrumentos, elementos de flujo y accesorios necesarios para poder realizar los cálculos de volumen con una exactitud apropiada a los propósitos de medición. Dentro de estos accesorios e instrumentos se destacan entre otros los siguientes:

- Medidor: Volumen o caudal
- Instrumentos de presión: Transmisores de presión estática y/o diferencial
- Instrumentos de temperatura: Conjunto sensor, transmisor y termo pozo.
- Tuberías, accesorios y acondicionadores de flujo: Para conectar el medidor y los elementos del sistema, reproduciendo unas condiciones óptimas de flujo.
- Válvulas de bloqueo: Para aislar el sistema durante las actividades de operación y mantenimiento
- Válvulas de control: Para regulación de presión o de caudal
- Computador de flujo: Para recibir las señales del medidor y los instrumentos asociados, realizando cálculos y almacenando los registros en una memoria
- Analizadores de calidad: Para determinar composición y propiedades del gas tales como el poder calorífico, el factor de compresibilidad, la densidad y otras

El conjunto del medidor con todos los elementos necesarios para poder llevar a cabo la medición se conoce con el nombre de sistema de medición. Un sistema de medición se compone de:

- Elementos primarios: Corresponden al medidor de flujo, así como los elementos de tubería y acondicionadores de flujo necesarios para reproducir las mejores condiciones de flujo.
- Elementos secundarios: Instrumentos usados para medición de presión estática, presión diferencial, temperatura, composición, densidad y otras variables que constituyen datos de entrada para el sistema de medición.
- Elementos terciarios: Comúnmente conocidos como computadores o correctores de flujo. Se configuran y programan para recibir señales de los elementos primarios y secundarios, procesarlas, realizar cálculos, almacenar registros y almacenarlos.

Figura 5: Componentes de un sistema de medición de gas



Fuente: ORTIZ. J. Diseño y operación de sistemas de medición de gas, UIS, 70 P.

2.4.3 Medición por presión diferencial. Un tipo de medición que puede aplicarse al ámbito operacional es la medición por presión diferencial, la cual se basa en la relación cuadrática existente entre el caudal másico y la caída de presión que presenta el flujo del gas al pasar a través de una obstrucción instalada en la tubería ($q_m \sim \sqrt{\Delta P}$). Este tipo de medición es de gran uso en la industria, siendo la tecnología más usada a nivel mundial para efectos de medición operacional. También es usada en transferencia de custodia, específicamente mediante el uso de elementos tipo placa de orificio concéntrico de borde recto y afilado, comúnmente usado en la medición de volúmenes medios y altos que pueden estar a altas presiones.¹³

Figura 6: Medición de gas por presión diferencial



Fuente: CALSCAN Soluciones. [en línea] disponible en:
<http://www.calscan.net/pdf/Hawk%209500%20General%20Description%20v1.pdf>

¹³ ORTIZ, M. Diseño y Operación de sistemas de medición de gas. 2016

2.4.4 Medición por velocidad. En las tecnologías de medición por **velocidad**, el medidor en lugar de medir directamente el volumen o el caudal, determina la velocidad del gas en una sección transversal de la tubería, la cual tiene un área constante bien definida.

Para obtener el caudal volumétrico se emplea la ley de continuidad, la cual expresa que el caudal volumétrico es igual al producto de la velocidad por el área ($q = V \times A$). Los medidores de velocidad son empleados en la medición de volúmenes medios y altos, siendo estos la alternativa tecnológica que surgió para competir con sus ventajas a las placas de orificio.

El medidor de velocidad más común es la turbina y su construcción constituyó un avance tecnológico con respecto a la medición por placa de orificio en el segmento de la medición de altos caudales. Las turbinas son medidores de naturaleza mecánica y se caracterizan por poseer una gran repetibilidad y una mejor relación máximo/mínimo con respecto a las placas de orificio. Son muy usados en los sectores de transporte y distribución de gas natural.¹⁴

2.5 USOS DEL GAS NATURAL.

El gas natural genera para la industria una fuente energética con grandes ventajas, entre ellas su bajo costo, calidad y limpieza. El desarrollo generado por la utilización y masificación del uso del gas en nuestro país involucra no solo esta fuente de energía si no también los líquidos que se puedan generar producto del tratamiento del mismo. Entre estos líquidos del gas natural tenemos al GLP (gases licuados del petróleo), el etano, hexano y gasolinas naturales. Es por esta razón que el gas natural puede utilizarse como combustible o como materia prima

¹⁴ ORTIZ, M. Diseño y Operación de sistemas de medición de gas. 2016

petroquímica para obtener otros productos, como combustible su uso más relevante es en centrales térmicas para la generación de electricidad.

Como materia prima petroquímica el etano puede ser convertido en etileno para luego ser suministrado como insumo a la industria petroquímica. El propano y el butano se encuentran en estado gaseosos a temperaturas y presiones normales y la mezcla de estos compuestos sea en estado gaseoso o líquido (si es enfriado por debajo de 107°F) es llamada GLP y puede comercializarse para uso como combustible en calentadores, hornos, cocinas y en otros usos industriales. Es importante para efectos prácticos tener clara la diferencia entre GLP y lo que se denomina LGN (líquidos del gas natural) que se refiere a la combinación de propano, butano, pentano, hexano y otros condensados que pueden estar presentes en el gas natural.

Cuando el gas natural contiene cantidades considerables de LGN es conveniente económicamente separar algunos de sus componentes, evitando de esta forma que no se condensen en las tuberías para lograr que el gas pueda cumplir con especificaciones de transporte y uso. Adicional los líquidos del gas natural tienen un valor comercial más alto que el metano. Los hidrocarburos más pesados como el pentano, hexano y heptano logran pasar con facilidad al estado líquido y son los que generalmente se conocen como gasolinas naturales o condensados del gas natural.¹⁵

2.6 EQUIPOS DEL PROCESO EN PLANTAS DE TRATAMIENTO DE GAS.

En las plantas de procesamiento, tratamiento y fraccionamiento de gas, los fluidos líquidos y gaseosos van de una facilidad y equipo a otro, en los cuales se controla

¹⁵ GRAZIANI, L. El Gas Natural. 2002

bajo condiciones particulares, diferentes variables presentes en el proceso como lo son la temperatura y la presión.

Es en estos procesos en donde intervienen y son requeridos algunos de los siguientes equipos:

- Separadores, torres contactoras y fraccionadoras
- Sistemas para contacto gas/líquido
- Intercambiadores de calor
- Bombas
- Compresores
- Tuberías de interconexión
- Válvulas y accesorios¹⁶

La fabricación e instalación de estos equipos y accesorios está gobernada por códigos y estándares que usualmente tienen relación con aspectos de seguridad así como con su desempeño.

2.61 Separación Gas – Líquido. Los equipos de separación tienen como objetivo separar mezclas de líquido y gas. El proceso es ampliamente aplicado en la industria petrolera, fundamentalmente para lograr la mayor recuperación de hidrocarburos líquidos, sin embargo no hay un criterio único para diseñar y establecer las condiciones adecuadas para una operación óptima. Cuando el sistema de separación ocurre en varias etapas y el gas producido se envía a una planta para su tratamiento, es importante considerar las presiones de separación del gas en cada etapa, a fin de reducir a un mínimo los requerimientos de compresión.

¹⁶ SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas. 2015

Un proceso de separación se diseña y aplica debido a que los pozos producen hidrocarburos líquidos y gaseosos mezclados en un solo flujo. Hay líneas en las que aparentemente se maneja solo líquido o gas, pero debido a los cambios de presión y temperatura que se producen, existe vaporización de líquido o condensación de gas. En ocasiones el flujo de gas arrastra líquidos en cantidades apreciables a los equipos de procesamiento (compresores). En campos productores donde el gas es quemado y no se tiene equipo adecuado de separación, una cantidad considerable de aceite liviano arrastrado por el flujo de gas, también se quema, originando pérdidas económicas debido al mayor valor comercial.

Figura 7: Separadores en facilidad Petrolera.



Fuente: SANTOS. N Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 29 P

En la compresión y transporte del gas se debe eliminar la mayor cantidad de líquido para evitar problemas como: corrosión del equipo de transporte, aumento en las caídas de presión y disminución en la capacidad de las líneas. Los equipos “agua abajo” de los procesos generalmente no manejan mezclas de líquido-gas. Citando las bombas, estas requieren líquido sin gas para evitar cavitación, mientras que los compresores y equipos de deshidratación están diseñados para

corrientes de gas libre de líquidos. Además, los sistemas de medición para gas o crudo son altamente inexactos cuando se presenta otra fase.¹⁷

2.6.2 Clasificación de los separadores de producción. Por su forma los separadores pueden ser clasificados en verticales, horizontales y esféricos. Por la función en bifásico y trifásicos. Además, de acuerdo a la operación en separador de prueba y de producción. Entre los equipos más utilizados en la industria petrolera tenemos los separadores de agua libre, a baja temperatura, eliminadores y depuradores.¹⁸

De acuerdo a su función los separadores bifásicos son utilizados para separar el gas de la corriente total de líquido y los separadores trifásicos, adicional separan la corriente de líquido en sus componentes de agua y petróleo. Algunas veces, los separadores son llamados “gas scrubbers” (depuradores de gas), cuando la relación de la tasa de gas a líquido es muy alta. Los “slugcatchers” son un tipo especial de separador bifásico que maneja grandes flujos de gas y baches de líquido en la corriente gaseosa. Algunos operadores utilizan el término “trampas” para referirse a los separadores que reciben el flujo que proviene directamente del pozo. En cualquier caso, todos tienen la misma configuración y su dimensionamiento se hace mediante el mismo procedimiento.

2.6.3 Factores que inciden sobre una óptima separación. Las características de las corrientes de los flujos que ingresan al separador afectarán en gran medida el diseño y la operación del mismo. Los siguientes factores deben determinarse antes de diseñar un separador:

- Tasas de flujo de líquido y gas (mínima, promedio, y máxima).
- Presión y temperatura de operación y diseño.

¹⁷ SANTOS, N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas. 2015

¹⁸ DIAZ, A.; PAGUAY, A.; TOMALÁ, H.; KLEBER, M. Parámetros Requeridos en el diseño de separadores para manejar mezclas gas líquido. 2013

- Tendencias de oleaje en la corriente de alimento.
- Propiedades físicas de los fluidos tales como densidad y factor de Compresibilidad.
- Grado de separación del diseño
- Presencia de impurezas (parafina, arena, escamas, etc.)
- Tendencias de espumado del crudo y tendencias corrosivas de los líquidos o del gas.

2.6.4 Secciones de un separador. Sin tener en cuenta las dimensiones, formas y tamaños los separadores pueden contener cuatro secciones a saber: Deflector de entrada, sección de asentamiento de líquido, sección de asentamiento gravitacional y extractor de niebla. (Ver Figura 8).¹⁹

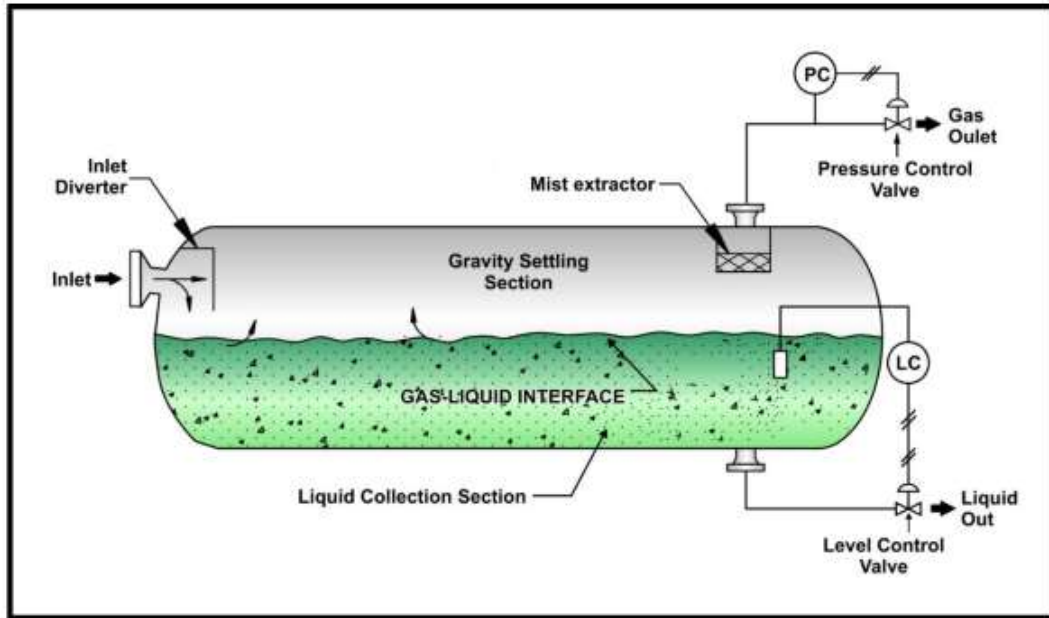
- **Deflector de entrada.**

El ingreso de la corriente de fluido al separador es realizado generalmente a altas velocidades como una mezcla de propiedades turbulentas de líquido y gas. Dada la alta velocidad de ingreso de los fluidos al separador se genera un alto momento del líquido ($\text{masa} \cdot \text{velocidad}$). El deflector de entrada, conocido también como sección de separación primaria, modifica abruptamente la dirección del flujo por la absorción del momento, logrando que el líquido y el gas se separen. Permitiendo una separación inicial del líquido y el gas.²⁰

¹⁹ SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas. 2015

²⁰ SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas. 2015

Figura 8: Secciones principales de un separador bifásico horizontal.



Fuente: Santos, N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 31 P

- **Sección de asentamiento de líquido**

Se encuentra localizada en la parte inferior del separador, es la encargada de suministrar el tiempo de retención requerido para que el gas atrapado escape a la sección de asentamiento gravitacional. El grado de separación depende del tiempo de retención proporcionado. El tiempo de retención es afectado por la cantidad de líquido que el separador puede retener, la tasa a la cual los fluidos entran al separador y la diferencia de densidades de los fluidos. La separación líquido – líquido requiere tiempos de retención más largos que la separación gas – líquido.²¹

²¹ SANTOS. N.
Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas. 2015

- **Sección de asentamiento gravitacional**

En la forma en que la corriente de gas entra a la sección de asentamiento gravitacional, la velocidad decrece y gotas de tamaño pequeño de líquido que están contenidas en el gas y no fueron separadas en el deflector de entrada son separadas por gravedad y caen a la interfaz gas – líquido. La sección de asentamiento gravitacional es diseñada y dimensionada para que las gotas de líquido mayores que 100 – 140 micras se suspendan a la interfaz gas – líquido, mientras las gotas de líquido de tamaño más pequeño permanezcan con el gas.

En el diseño y operación del separador estas gotas son indeseables ya que pueden saturar el extractor de niebla localizado en la parte superior a la salida del separador.

- **Extractor de niebla.**

Cuando la corriente de gas abandona la sección de asentamiento gravitacional este flujo de gas almacena pequeñas gotas de líquido, generalmente de un tamaño menor a 100 – 140 micras. Es por este motivo que antes que el gas abandone el separador, pasa por una sección de coalescencia o extractor de niebla. Esta sección utiliza elementos coalescedores que suministran una gran área superficial que ayuda a la separación de las gotas de líquido de tamaño más pequeño. Cuando la corriente de gas ingresa y atraviesa los elementos coalescedores esta debe realizar numerosos cambios de dirección. Debido a su mayor masa, las gotas de líquido no pueden seguir los rápidos cambios en la dirección del flujo de gas. Dichas gotas se agrupan en los elementos coalescedores y caen a la sección de asentamiento de líquido, al tener tamaño de gota más grande y por tanto mayor peso.²²

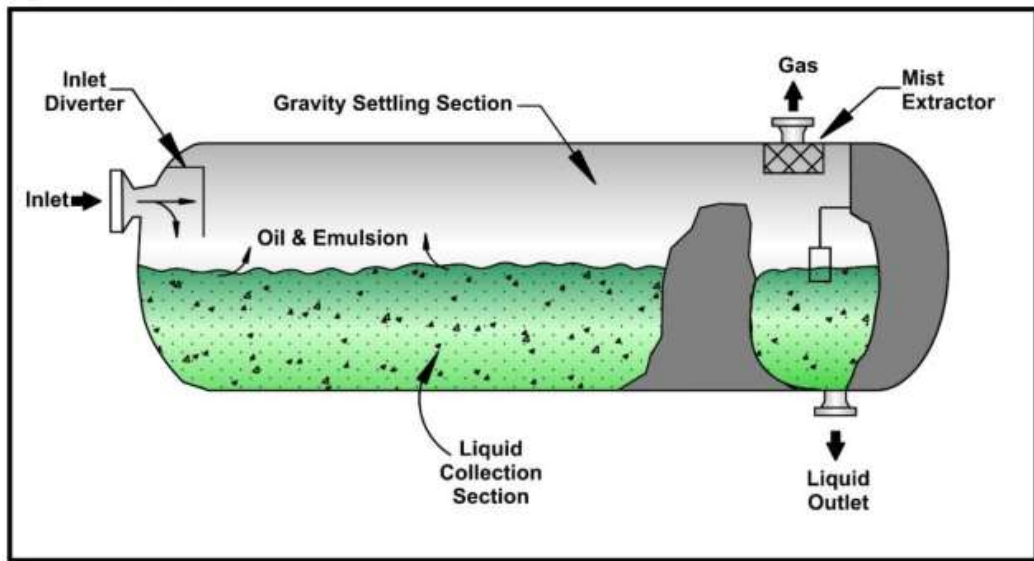
²² SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas. 2015

2.6.5 Tipos de Separadores Por su forma estructural, los separadores se pueden clasificar en verticales, horizontales y esféricos. Por otra parte, los separadores se pueden clasificar según su función en bifásicos y trifásicos. Los bifásicos separan gas y líquido y los trifásicos separan gas, hidrocarburo líquido y agua. En la operación de campos, los separadores se pueden denominar como de prueba o de producción.

- **Separadores Horizontales**

En este tipo de separadores el fluido ingresa al separador y golpea el deflector de entrada causando un cambio súbito del momento. Inicialmente la separación de líquido y vapor ocurre en el deflector de entrada. La acción de la gravedad genera que las pequeñas gotas de líquido caigan al fondo del separador en donde son almacenadas. Esta sección de recolección de líquido provee el tiempo de retención requerido para que el gas disuelto en el fluido se desprenda del aceite y ascienda al espacio de vapor (sección de asentamiento gravitacional) y alcance el “equilibrio termodinámico”. De igual forma es la encargada de entregar un volumen que permite manejar la posible presencia de olas y de baches de líquido. El líquido abandona al separador por medio de la válvula de descarga. Esta válvula de descarga es accionada por un controlador de nivel, el cual monitorea los cambios en el nivel del líquido y controla la válvula de descarga.

Figura 9: Separador bifásico horizontal



Fuente: SANTOS. N Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 34 P

Rocio de gas conocido como “niebla” y aceite fluye sobre el deflector de entrada y luego horizontalmente atravesando la sección de asentamiento gravitacional que está ubicada por encima del líquido. A medida que hay flujo de gas por esta sección, gotas de tamaño pequeño de líquido contenidas en el gas y que no fueron separadas en el deflector, finalmente logran ser separadas por gravedad para caer en la interfaz gas – líquido.²³

Es característico que algunas de las gotas por ser de diámetros muy pequeños no puedan ser separadas fácilmente en la sección de asentamiento gravitacional. Antes que el gas abandone al separador, este flujo pasa a través de una sección de coalescencia o extractor de niebla.²⁴ Esta sección utiliza diferentes elementos como veletas, malla de alambre o platos que proporcionan una gran área superficial, permitiendo y logrando la coalescencia y remoción de las gotas de líquido de tamaño más pequeño, antes que el gas abandone el separador.

²³ SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas. 2015

²⁴ DIAZ, A.; Paguay, A.; Tomalá, H.; Kleber, M. Parámetros Requeridos en el diseño de separadores para manejar mezclas gas líquido. 2013

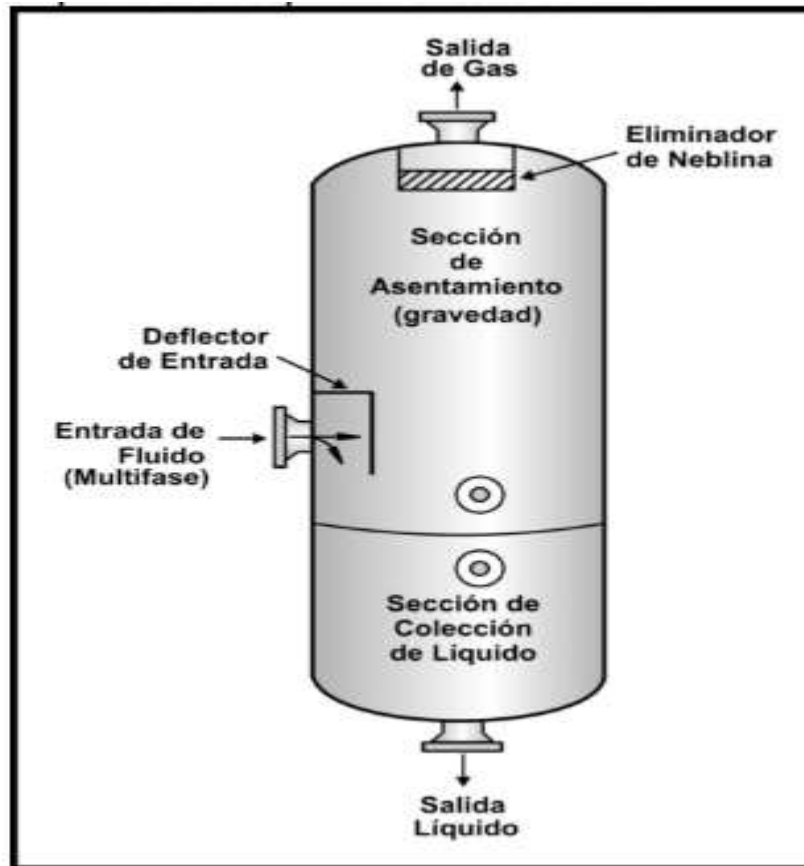
La presión generada en el separador es gobernada mediante un controlador de presión ubicado en la salida del gas. Este controlador detecta los cambios de presión en el separador y genera una señal correctiva para abrir o cerrar la válvula de control de presión. Generalmente, los separadores horizontales se operan a medio volumen (50% llenos) de líquido para maximizar el área superficial de la interfaz gas – líquido.

- **Separadores Verticales**

El flujo que se suministra a este tipo de separadores ingresa lateralmente. De manera similar al separador horizontal, el deflector de entrada realiza la mayor separación inicial. El líquido fluye hacia la parte inferior en sentido de la sección de recolección del separador. Finalmente el líquido sigue moviéndose hacia abajo, buscando la sección de salida del líquido en donde generalmente se comunica con la válvula controladora de nivel de líquido.

A medida que el fluido líquido alcanza el equilibrio, las burbujas de gas fluyen en contracorriente con la dirección de flujo de líquido y generalmente migran al espacio de vapor. El controlador de nivel y la válvula de descarga de líquidos funcionan de la misma forma que en un separador horizontal. El gas fluye sobre el deflector de entrada y luego verticalmente en dirección superior en búsqueda de la sección de salida de gas. La separación secundaria se da en la parte superior de la sección de asentamiento gravitacional. En esta sección, las gotas de líquido caen verticalmente en contracorriente con el flujo ascendente de gas.

Figura 10: Esquema de separador bifásico vertical



Fuente: SANTOS. N Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 38 P

La velocidad con que ocurre el asentamiento de la gota de líquido es directamente proporcional a su diámetro. Para tamaño de gotas muy pequeños, éstas serán arrastradas hacia arriba y saldrá con el gas. Por lo tanto, es necesario adicionar una sección de extracción de niebla para contener las gotas de tamaño más pequeño contenidas en el líquido. El flujo gas pasa a través de la sección de extracción de niebla antes de salir del separador. La presión y el nivel son mantenidos similarmente como en un separador horizontal.²⁵

Generalmente, los separadores verticales son usados en caudales de ingreso con relaciones gas – líquido bajas a intermedias. Su funcionamiento es óptimo cuando

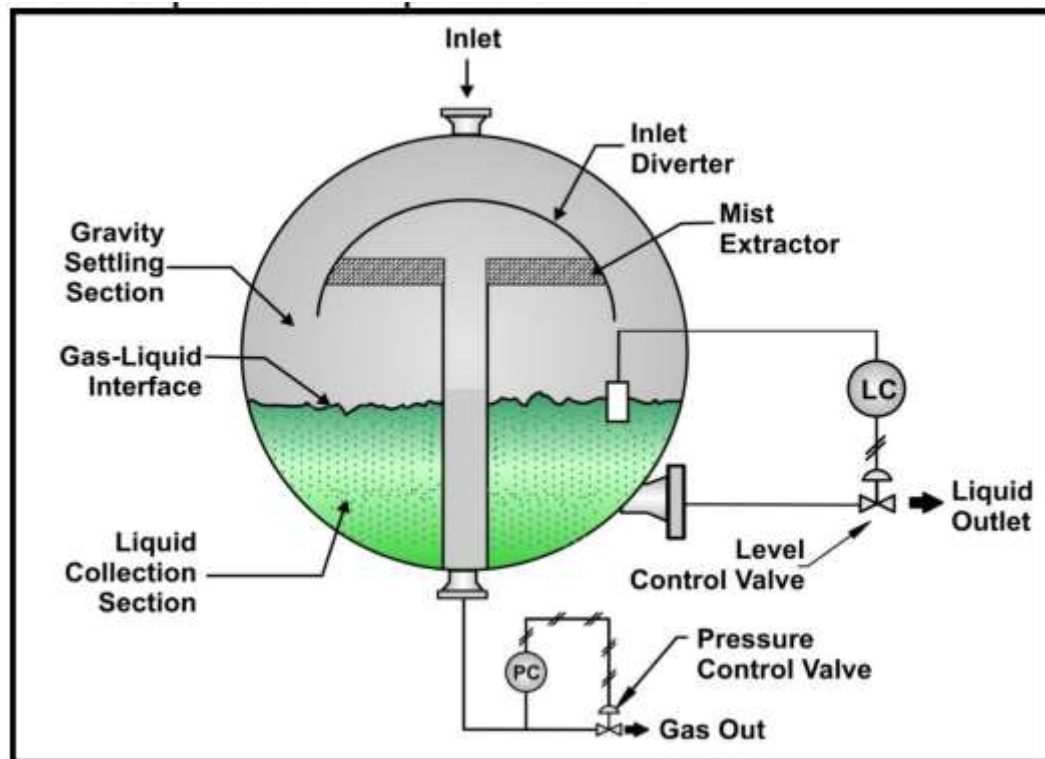
²⁵ SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas. 2015

se produce arena y otros sedimentos y es común la adaptación de un cono en la parte inferior para el manejo de la arena producida.

- **Separadores esféricos**

En este tipo de separadores pueden encontrarse las mismas cuatro secciones definidas en los separadores verticales y horizontales. Los separadores esféricos son muy similares a los separadores verticales, la diferencia es que se suprime la conexión de forma cilíndrica que une los dos cabezales. ²⁶

Figura 11: Esquema de separador bifásico esférico.



Fuente: SANTOS. N Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 39 P

²⁶ SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas. 2015

De igual forma a los anteriores separadores el fluido ingresa al separador a través del deflector de entrada en donde el flujo es dividido en dos corrientes. El nivel de líquido es controlado por la acción de un flotador que se encuentra conectado mecánicamente a la válvula de descarga. La presión se mantiene mediante un controlador de presión que acciona una válvula de control, mientras el nivel de líquido se controla mediante una válvula de descarga de líquido. Los separadores esféricos inicialmente fueron diseñados por tener teóricamente mejor desempeño que los separadores horizontales y verticales. Sin embargo, de acuerdo a comportamiento práctico, estos separadores presentan mal desempeño operativo y son muy difíciles de dimensionar.

Se destaca la eficiencia en cuanto a su resistencia a la presión pero debido a su geometría de diseño tienen poca capacidad de cambio de volumen de líquido, por lo que se puede producir oleaje al interior y por la dificultad en su fabricación, no es común verlos en las baterías de producción de los campos de producción.

2.6.6 Selección del separador adecuado. Dependiendo de la función, diseño y forma de construcción cada separador puede ofrecer ventajas y desventajas. Por su parte los separadores horizontales son de tamaño más pequeño y más eficientes cuando manejan grandes volúmenes de gas y de menor costo comparado con los verticales cuando se maneja una capacidad de gas definida.

En cuanto a la sección de asentamiento gravitacional de un separador horizontal, las gotas de líquido caen perpendicularmente al flujo de gas por lo que son más fácilmente removidas de la fase continua de gas. De igual forma, como el área de la interfaz es más grande en un separador horizontal, resulta más fácil para las burbujas de gas que salen del fluido a medida que el líquido se acerca al equilibrio, alcanzar el espacio de vapor.²⁷

²⁷ DIAZ, A.; Paguay, A.; Tomalá, H.; Kleber, M. (2013) Parámetros Requeridos en el diseño de separadores para manejar mezclas gas líquido.

- **Ventajas y desventajas de los separadores horizontales.**

Poseen una mayor capacidad de líquido y resultan más convenientes cuando se trata una separación líquido - líquido y para cuando se manejan crudos con tendencias a formar espumas.

Entre otras los separadores horizontales ofrecen las siguientes ventajas

- Eficientes en el manejo y procesamiento de alto RGL
- Menor costo inicial.
- Mayor capacidad en el manejo de crudos espumosos.
- Mayor facilidad de transporte.
- Más eficiente en el manejo de emulsiones.
- Más eficiente en el manejo de producciones con altas relaciones gas/aceite.
- Mayor facilidad en el manejo y mantenimiento de instrumentos de control.

No obstante lo anterior, los separadores horizontales presentan las siguientes desventajas, que podrían conducir a una selección de los separadores verticales en ciertas condiciones operacionales. Entre otras desventajas tenemos las siguientes:

- Los separadores horizontales presentan deficiencia operativa comparada con los verticales en el manejo de sólidos. El drenaje de sólidos en un separador vertical puede ser ubicado en el centro de la cabeza inferior, de forma tal que los sólidos no se acumulan en los fondos del separador y puedan ser removidos fácilmente y con una frecuencia de drenaje determinada, mientras que los líquidos salen del separador mediante una válvula de control de nivel, ubicada en una posición más elevada con el fin de que no sea obstruida por los sedimentos o sólidos que puedan llegar a presentarse.

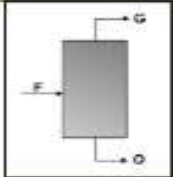
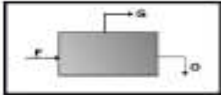
- En un separador horizontal, son instalados varios drenajes a lo largo de la longitud del separador. Como los sólidos tienen un ángulo de sedimentación de 45° a 60°, los drenajes son instalados dejando espacios de separación entre ellos muy cercanos.²⁸
- Los separadores horizontales requieren de más área plana para realizar la misma separación que los separadores verticales. Este factor puede no ser de importancia ni considerarse en el diseño para una locación en tierra, pero sí es base de diseño indispensable en facilidades costa afuera (offshore).
- **Ventajas y desventajas de los separadores Verticales.**

Entre otras los separadores verticales ofrecen algunas ventajas tales como:

- Fácil control de nivel.
- Son eficientes cuando el fluido contiene poco gas.
- Mejor manejo de sólidos (arena).
- Ocupa un menor espacio en la facilidad.
- Fácil mantenimiento.
- Poca re-evaporación de líquido

²⁸ SANTOS. N. (2015) Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas.

Tabla 6: Comparación entre separadores verticales y horizontales

Función	Vertical	Horizontal
Uso	Para bajos GOR (relaciones gas-aceite)	Para altos GOR (relaciones gas-aceite)
Ubicación de las Corrientes de entrada y salida		
Capacidad o Eficiencia	Alta capacidad para fluidos	Alta capacidad para gas
Control de material extraño	Clasificado como No. 1	Clasificado como No. 3
Eficiencia de Separación	Clasificado como No. 2	Clasificado como No. 1
Más usado en Medio Oriente	Clasificado como No. 2	Clasificado como No. 1
Control de crudos espumosos	Clasificado como No. 2	Clasificado como No. 1
Mantenimiento e Inspección	Muy Difícil	Accesible
Costo por capacidad	Término medio	Menos costoso
Instalación	Más difícil	Término medio

Fuente: SANTOS. N Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 40 P

Para efectos de diseño y construcción de igual forma deben considerarse los siguientes aspectos, que pueden ser considerados como desventajas en la operación de un separador vertical

- Alto costo
- Requiere mayor diámetro para una capacidad dada de gas
- La válvula de alivio y algunos de los controles (disco de ruptura y otros accesorios) pueden ser difíciles de manejar sin escaleras o plataformas especiales

- El separador puede tener problemas en su transporte debido a las restricciones de altura

En conclusión en cuanto a inversión inicial, el diseño e implementación de un separador horizontal es más económica para la separación normal gas-líquido, específicamente cuando pueden existir problemas con emulsiones, espumas o altas relaciones gas-líquido. Por otra parte los separadores verticales tienen mayor efectividad en aplicaciones de GOR bajo. De igual forma pueden ser usados en algunas aplicaciones de GOR muy alto, como los separadores conocidos como “scrubbers” en donde sólo rocíos o nieblas de fluido se requieren retirar del gas.²⁹

²⁹ SANTOS. N. (2015) Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas.

3. DISEÑO DE SEPARADOR HORIZONTAL TRIFÁSICO PARA EL GAS DE COMPRESIÓN PROVENIENTE DEL CAMPO DE PRODUCCIÓN SALINAS.

Para efectos de diseñar el separador trifásico requerido, se deben considerar los parámetros que afectan el comportamiento del sistema. Se analizarán las propiedades de los fluidos que ingresaran al separador, de los cuales se deriva el comportamiento de la fase gaseosa y líquida que se separarán cuando la mezcla de hidrocarburo entre al recipiente. Las características del gas y del líquido dentro del separador intervendrán de manera directa en el dimensionamiento del mismo.

3.1 PARÁMETROS DE OPERACIÓN Y PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS.

Las variables más importantes a considerar y que sentaran las bases de diseño para el separador trifásico horizontal entre otras son las siguientes:

- Presión.
- Temperatura.
- Caudal de gas
- Caudal de Condensados.
- Caudal de Agua

Entre las propiedades de los fluidos a tener en cuenta tenemos:

- Viscosidad.
- Gravedad específica.
- Densidad.
- Gravedad API.
- Factor de compresibilidad (z).

3.2 PARÁMETROS A DETERMINAR PARA EL DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES.

Es importante determinar ciertas características geométricas para lograr obtener una separación eficiente de los fluidos que ingresaran al separador, por consiguiente es necesario clarificar los siguientes conceptos:

- Capacidad de gas.
- Capacidad de líquido.
- Diámetro del separador.
- Longitud del separador.
- Dimensión y ubicación de las distintas boquillas del separador y el dispositivo extractor de neblina.
- Las características de dimensionamiento deben satisfacer las necesidades de producción tomando en cuenta el menor costo posible.

3.3 SECUENCIA PARA EL DISEÑO DE SEPARADORES

En el diseño del separador intervendrán varios parámetros, por tal motivo se requiere unos datos operativos de entrada, los cuales permitirán la elaboración de una serie de cálculos matemáticos, que nos llevará a obtener el diseño del separador que cumpla con las exigencias y requisitos de la operación. Esta secuencia de diseño permitirá determinar el separador trifásico gas-condensado-agua más adecuado, dependiente de los datos de entrada.

3.4 DIMENSIONAMIENTO SEPARADOR GAS-PETRÓLEO-AGUA HORIZONTAL

Se establecerá la secuencia paso a paso, que permitirá diseñar el separador horizontal gas – condensado - agua más adecuada a partir de los datos de entrada obtenidos en el campo de operación.

Datos de entrada:

- Presión = p (psia)
- Temperatura = T (°F)
- Tasa de petróleo = Q_o (bpd)
- Tasa de gas = Q_g (MMscfd)
- Tasa de agua =: Q_w (bpd)
- Gravedad específica del gas = GE_g
- Gravedad específica del agua = GE_w
- Gravedad API
- Viscosidad del petróleo (cp)
- Tamaño de gota = d_m (micrón)
- Tiempo de retención del condensado = t_{ro} (min)
- Tiempo de retención de agua = t_{rw} (min)

3.5 LEVANTAMIENTO DE INFORMACIÓN DE CAMPO.

Como se describió en el apartado de características del proceso la corriente de gas para la cual se va a diseñar el separador, proviene del campo de Producción salinas a una presión de 810 psi y es entregado a una temperatura de 290°F por la tercera etapa de compresión de un compresor del tipo recíprocante. Esta corriente de gas es transportada por una tubería de 4" recorriendo 6.4 kilómetros hasta las facilidades de producción del campo de producción Payoa en donde finalmente se recibe a una presión de 780 psi y a una temperatura de 88°F promedio.

3.6 COMPOSICIÓN QUÍMICA DEL GAS QUE INGRESA AL SEPARADOR.

Con el fin de caracterizar el gas natural que ingresará al separador se contrató la realización de un análisis composicional C15 de una muestra representativa del gas del campo Salinas, mediante la metodología por cromatografía de gases, aplicando el método de ensayo “Determinación de la composición de una muestra de gas natural, mediante la comparación de las áreas de respuesta de la muestra y la de tres materiales de referencia gaseosos y uno líquido, obtenidas a partir de un análisis cromatógrafico”. Las propiedades fisicoquímicas del gas analizado fueron evaluadas a partir de la composición del gas obtenido. El lugar en donde fue analizada la muestra corresponde al laboratorio de calidad de gas del CDT de gas y los resultados obtenidos son los que se registran en la siguiente figura:

Tabla 7: Cromatografía Gas de compresión proveniente del Campo Salinas

Resultados del análisis

CO₂, N₂, C₁ – C₆ (ASTM D1945):

COMPONENTE	CONCENTRACIÓN	DESVEST	INCERTIDUMBRE	F. COBERTURA
	% mol	% mol	% mol	k
Nitrógeno	3,569	0,018	0,063	2,08
Metano	87,548	0,053	0,410	1,96
Dióxido de carbono	14,611	0,029	0,064	2,13
Etano	6,885	0,011	0,110	2,01
Propano	3,958	0,049	0,059	2,57
Isobutano	0,677	0,011	0,018	2,45
n-Butano	1,390	0,034	0,048	2,57
Isopentano	0,348	0,015	0,022	2,57
n-Pentano	0,471	0,023	0,035	2,57
n-Hexano	0,408	0,003	0,120	2,20

C₅ – C₁₅ (ASTM D2163, ASTM D2887):

COMPONENTE	CONCENTRACIÓN	DESVEST	INCERTIDUMBRE	F. COBERTURA
	% mol	% mol	% mol	k
2-Metil butano (isopentano)	0,342	0,018	0,028	2,57
n-Pentano	0,434	0,019	0,030	2,57
2-Metil pentano	0,013	0,001	0,005	2,57
n-Hexano	0,395	0,004	0,007	2,36
2,4-Dimetil pentano	0,056	0,003	0,005	2,57
n-Heptano	0,031	0,005	0,014	2,36
Tolueno	0,028	0,010	0,014	2,36
n-Octano	0,004	0,001	0,002	2,36
p-Xileno	0,005	0,001	0,004	2,45
n-Propil benceno	0,001	0,001	0,001	1,97
n-Decano	0,001	0,001	0,001	2,02
n-Butil benceno	0,000	0,000	0,000	0,00
n-Dodecano	0,000	0,000	0,000	0,00
n-Tridecano	0,000	0,000	0,000	0,00
n-Tetradecano	0,000	0,000	0,000	0,00
n-Pentadecano	0,000	0,000	0,000	0,00

Nota1: Dentro de los análisis realizados se observaron concentraciones traza de Oxígeno, las cuales no fueron cuantificadas debido a que no se encuentra dentro del alcance del laboratorio.

Fuente: Reporte de análisis INRA – 16 – HCC – 049 – 2526. Laboratorio CDT de Gas, 2016.

Tabla 8: Propiedades Físicoquímicas del gas de compresión Salinas.

Propiedades Físicoquímicas:					
PARÁMETRO	UNIDADES	VALOR CALCULADO	INCERTIDUMBRE	F. COBERTURA	REFERENCIA
			absoluta	k	---
Poder Calorífico Superior (real)	BTU/ft ³	1025,0	7,000	1,99	ASTM D 3588
Densidad (real)	Lb/ft ³	0,064	0,0004	1,99	ASTM D 3588
Gravedad Específica (real)	--	0,840	0,005	1,99	ASTM D 3588
Factor de compresibilidad	--	0,997	0,003	2,06	AGA 8 DETALLADO
Peso Molecular	---	24,300	0,140	2,00	AGA 8 DETALLADO
Índice de Wobbe	BTU/ft ³	1120,0	10,000	1,98	ASTM D 3588

Nota2: Las propiedades físico-químicas reportadas fueron calculadas a las condiciones base, establecidas en el Reglamento Único de Transporte –RUT– (P: 14,65 psia y T: 60°F).

Fin del reporte

Fuente: Reporte de análisis INRA – 16 – HCC – 049 – 2526. Laboratorio CDT de Gas, 2016.

El reporte completo del análisis se relacionará como un anexo.

3.7 CAUDAL DE GAS DE COMPRESIÓN DEL CAMPO SALINAS

La primera facilidad de operaciones que se evidencia en la zona industrial del campo de producción Payoa, al llegar el gasoducto que transporta el gas proveniente del campo Salinas es un medidor porta placa de orificio del tipo única cámara, de referencia “Daniel Junior” a este medidor primario se encuentra conectado un registrador del tipo carta giratoria, el cual se encarga de graficar por 24 horas las tendencias generadas por la presión diferencial y la presión estática producidas por el caudal de gas a través de la restricción generada por la placa de orificio.

Los elementos mecánicos de medición están compuestos por uno de tipo helicoidal que registra la medición estática con un rango de 0 – 3000 psi y otro de tipo celda de presión diferencial que registra una presión de 0 -100” de columna de agua.

Figura 12: Medidor Primario “Daniel Junior”. Gasoducto gas de Salinas en Zona industrial.



Fuente: Petrosantander (Colombia) Inc., (2017). Facilidades de Producción Gas de compresión Salinas

Los valores registrados en la carta corresponden en promedio a:

- Para el color rojo 43%, color que corresponde a la variable presión diferencial. Rango de medición de 0 – 100” de columna de agua. Equivale a 43” de columna de agua.

- Para el color azul 26%, color que corresponde a la variable presión estática. Rango de medición de 0 – 3000 psi de columna de agua. Equivale a 3000 psi * 26% = 780 psi.

Con los datos anteriores de presión estática y presión diferencial procedemos a realizar el cálculo del caudal de gas que está siendo transportado por el gasoducto que contiene el gas proveniente del campo Salinas.

Para el cálculo del caudal de gas se utilizará el archivo de Excel “CALCULO DE VOLUMEN DE GAS”, este cálculo fue desarrollado por PSCI en base a la norma ANSI/API MPMS 14.3.2 – 1992 Reporte AGA 3, en donde se establecen las especificaciones y requerimientos para la medición de flujos Newtonianos usando medidores de placa de orificio concéntricos.

Tabla 9: Cálculo de flujo del gas de compresión Salinas por AGA 3 + NX - 19

CALCULO VOLUMEN DE GAS (AGA 3 + NX-19)		
MEDIDORES PLATINA DE ORIFICIO		
DIA 1		
PLANTA DE GAS CAMPO PAYOA		
PRODUCTO	GAS SALINAS	
TEMPERATURA AMBIENTE (°F)	Ta	87,00
ELEVACION (FEET)	Elev	500
LATITUD (DEG)	Lat	7,33
PRESION ATMOSFERICA	Pa	14,686
DIAMETRO ORIFICIO	d	1,500
DIAMETRO TUBERIA	D	3,826
RELACION DE DIAMETROS	BETA	0,392
PRESION DIFERENCIAL	hw	43,00
PRESION ESTATICA	Pf	780,00
TEMPERATURA DE FLUJO	Tf	88,00
PRESION BASE	Pb	14,65
PRESION AJUSTADA	Pajd	728,92
COEFICIENTE DE PRESION	Pc	0,74
TEMPERATURA BASE	Tb	60,00
TEMPERATURA AJUSTADA	Tajd	20,51
COEFICIENTE DE TEMPERATURA	Tc	0,96
	B	270,96
COEFICIENTE DE FLUJO FLANGE TAPS	E	406,42
	Ke	0,61
COEFICIENTE DE FLUJO NUMERO DE REYNOLDS GRANDE	Ko	0,61
FACTOR BASICO DE ORIFICIO	Fb	462,28
	K	0,61
	b	0,03
FACTOR DEL NUMERO DE REYNOLDS	Fr	1,00
	X2	0,00
FACTOR DE EXPANSION (AGUAS ABAJO)	Y	1,00
RELACION (Cp/Cv)	k	1,30
FACTOR DE PRESION BASE	Fpb	1,01
FACTOR DE TEMPERATURA BASE	Ftb	1,00
FACTOR DE TEMPERATURA DE FLUJO	Ff	0,97
FACTOR DE GRAVEDAD ESPECIFICA	Fgr	1,09
FACTOR COMPRESIBILIDAD DEL AIRE	Zaire	0,9996
FACTOR COMPRESIBILIDAD DE LA MEZCLA	Zmezcla	1,01
PORCENTAJE DE CONTENIDO DE NITROGENO	Mn	3,5690
PORCENTAJE DE CONTENIDO DE CO2	Mc	14,6116
GRAVEDAD GAS IDEAL	Gideal	0,8400
GRAVEDAD REAL	Gr	0,847
	m	0,03
	n	5,65
	B1	10,94
	E2	1,00
	b1	32,61
	D1	4,33
FACTOR DE SUPERCOMPRESIBILIDAD	FPV	1,09
		3,88
	Fm	1,00
	Fl	1,00
	Fa	1,00
CONSTANTE DE ORIFICIO	C'	533,819
FLUJO DE GAS EN F13H A CONDICIONES STANDARD	Qv	98655,79
TIEMPO DE OPERACION	Hb	24,00
PIES CUBICOS STANDARD DIA	MMSCFD	2,368

Fuente: Petrosantander (Colombia) Inc., 2017. Plantilla de cálculo de caudal de gas

El cálculo anterior nos indica que el gasoducto de 4" transporta 2.368 millones de pies cúbicos de gas del campo Salinas al día.

Los datos porcentuales de contenido de nitrógeno, Co₂ y gravedad gas ideal fueron tomados del análisis cromatografico realizado por el CDT de gas. Los valores de temperatura ambiente y temperatura de flujo fueron suministrados por el departamento de producción. De igual forma el departamento de producción suministró el diámetro del orificio que actualmente se encuentra instalado el cual corresponde a una platina de orificio del tipo concéntrico con un diámetro del orificio de la placa igual a 1.5”, sin embargo como objetivo específico de esta monografía realizaremos los cálculos que permitan validar si esta selección es acorde.

3.8 CALCULO DE VALIDACIÓN DEL DIÁMETRO DEL ORIFICIO DE LA PLACA.

De acuerdo a los datos de proceso, podemos calcular el tamaño apropiado del orificio de la placa y a la vez validar el orificio que se encuentra instalado.

- Tamaño de la línea (4” Sch80) = 3.826
- Gravedad especifica = 0.840
- Temperatura de flujo (°F) = 88
- Presión a condiciones de flujo (psi) = 780
- Caudal de gas (scf/hr) = 98655.79
- Presión diferencial deseada (“H₂O) = 50

Para determinar el tamaño del orificio requerido, inicialmente debemos calcular el coeficiente del orificio de acuerdo a la ecuación de cálculo de flujo de gas para medidores con platina de orificio.

Ecuación 2: Ecuación de cálculo de flujo de gas para medidores con platina de orificio.

$$Q_h = Key_g * F_{tf} * F_g * \sqrt{h_w * P_f}$$

Fuente: GPSA, (2004).Medición, Sección 3.

En dónde;

Q_h = Caudal de flujo de gas, medido en pies cúbicos estándar hora (scf/hr).

Key_g = Factor del orificio de la placa.

F_{tf} = Factor de temperatura de flujo de gas, aplicado al cambio de temperatura del flujo considerado a 60°F a las condiciones actuales del flujo de gas.

F_g = Factor de gravedad específica aplicado al cambio de una gravedad específica de 1.0 (aire) a las condiciones de gravedad del flujo de gas.

h_w = Presión diferencial deseada a través de la platina de orificio.

P_f = Presión estática a condiciones de flujo del gas.

Para condiciones de flujo de gas, el factor de corrección F_{tf} debe ser aplicado.

Ecuación 3. Calculo del factor de corrección por temperatura de flujo de gas.

$$F_{tf} = \sqrt{520 / (460 + T_f)}$$

Fuente: GPSA, (2004).Medición, Sección 3.

En dónde;

T_f = Temperatura del gas a condiciones de flujo.

Remplazando en la ecuación 3;

$$F_{tf} = \sqrt{520 / (460 + 88)}$$

$$F_{tf} = \mathbf{0.9741}$$

Ecuación 4: Calculo del factor de corrección por gravedad específica del flujo de gas

$$F_g = \sqrt{1/G}$$

Fuente: GPSA, (2004).Medición, Sección 3.

En dónde;

G = Gravedad específica del gas a 60°F

Remplazando en la ecuación 4;

$$F_g = \sqrt{1 / 0.840}$$

$$F_g = 1.0911$$

Despejando el factor del orificio de la placa de la ecuación 2 y conociendo los factores de corrección por gravedad y temperatura;

$$Key_g = Q_h / (F_{tf} * F_g * \sqrt{h_w * P_f})$$

$$Key_g = 98655.79 / (0.9741 * 1.0911 * \sqrt{50 * (780 + 14.686)})$$

$$Key_g = 465.659$$

Con el factor del orificio de la placa Key_g calculado para un diámetro interno de línea de 3.826 utilizaremos la figura 18 para calcular el diámetro de placa requerido.

Tabla 10: Dimensionamiento del diámetro del orificio de la placa.

Plate Sizing and Approximate Flowrate, Natural Gas, Natural Gas Liquids and Steam (For Flange Taps)									
Plate ID Inches	KEY Nominal Meter Tube ID (Inches)							Plate ID Inches	
	2	3	4	6	8	10	12		16
0.25	13								0.25
0.50	50	50							0.50
0.75	115	113	113						0.75
1.00	210	202	201	200					1.00
1.25	347	320	315	313	313				1.25
1.50	557	471	457	452	451	451			1.50
1.75		663	630	617	615	614			1.75
2.00		911	836	809	804	802	801		2.00
2.25			1084	1029	1019	1016	1015		2.25
2.50			1382	1280	1262	1256	1254	1252	2.50
2.75			1746	1563	1532	1522	1518	1516	2.75
3.00				1882	1830	1815	1809	1805	3.00

Fuente: GPSA, (2004).Medición, Sección 3.

Según se observa en la tabla 9 no se presenta el valor para un factor del orificio de placa $Key_g = 466$ directamente, pero se encuentran los valores para Key_g de 457 y 630, con lo cual procedemos a realizar un proceso de interpolación matemática

457 1.50
 466 x La interpolación matemática para esta matriz de 3 * 3:
 630 1.75

$$X = ((1.75 - 1.50) * (466 - 457) / (630 - 457)) + 1.50$$

$$X = 1.513$$

Con el proceso anterior podemos verificar que el diámetro de orificio de la placa utilizada para medir el caudal de gas se encuentra muy cercano al calculado, actualmente se utiliza un diámetro de orificio de 1.5" y el cálculo arrojo un diámetro de 1.513, por lo que la medición puede ser validada.

3.9 CALCULO DE LAS GPM DE LA CORRIENTE DE GAS DEL CAMPO DE PRODUCCIÓN SALINAS.

Por medio de este cálculo identificaremos cual es la riqueza del gas que ingresará al separador y que cantidad teórica de líquidos podrían llegar a obtenerse, el objetivo es calcular los galones de líquidos por cada mil pies cúbicos (GPM), determinar el volumen en galones para cada componente de acuerdo a la composición química detallada en la cromatografía y comparar el volumen que pueda llegar a obtenerse en el separador a las condiciones de temperatura, presión y caudal de ingreso de gas de la corriente de interés.

Para este fin realizaremos una simulación del funcionamiento del separador aplicando todas las variables de proceso que nos permita emular las condiciones de operación y cuantificar el volumen de hidrocarburo junto con su composición química, de esta forma lograremos identificar los porcentajes de hidrocarburos que deberán ser removidos en el separador.

Para calcular las GPM debemos conocer la composición química del gas de Salinas, peso molecular (M_j) de cada una de las fracciones y gravedad específica (γ_{oj}) del líquido para cada uno de sus componentes.

Tabla 11: Calculo de las GPM para el gas de Compresión de Salinas

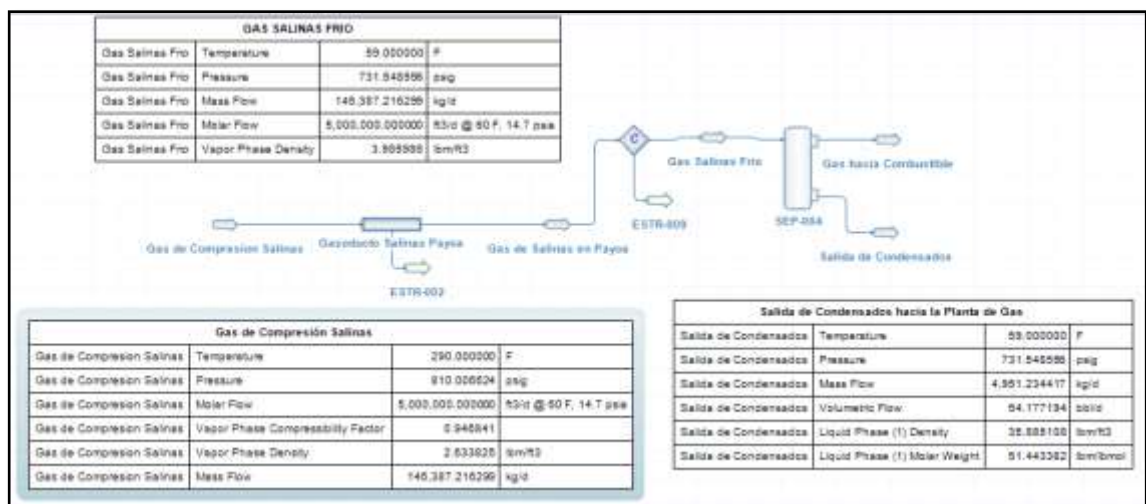
Componente	Composición Fracción molar y_i	Peso Molecular M_j	Gravedad Específica del líquido γ_{oj}	Contenido de Líquido $0.3151 \frac{y_j M_j}{\gamma_{oj}}$
Nitrógeno	0.03569			
Metano	0.67546			
Dióxido de carbono	0.14611			
Etano	0.06885	30.069	0.356	1.830
Propano	0.03956	44.096	0.507	1.083
Isobutano	0.00677	58.122	0.563	0.220
n-butano	0.01390	58.122	0.584	0.436
2-Metil butano	0.00342	72.149	0.625	0.124
n-pentano	0.00434	72.149	0.631	0.156
2-Metil pentano	0.00013	86.175	0.658	0.005
n-Hexano	0.00395	86.175	0.664	0.162
2,4-Dimetil pentano	0.00056	100.202	0.677	0.026
n-Heptano	0.00031	100.202	0.688	0.014
Tolueno	0.00028	92.138	0.872	0.009
n-Octano	0.00004	114.229	0.707	0.002
p-Xileno	0.00005	106.165	0.866	0.002
n-Propil benceno	0.00001	120.192	0.867	0.000
n-Decano	0.00001	142.282	0.734	0.001
	1.0		GPM (C3+)	2.2

3.10 IDENTIFICACIÓN DE HIDROCARBUROS QUE SERÁN TRATADOS POR EL SEPARADOR.

Conociendo los datos operativos más relevantes para iniciar con el diseño del separador trifásico como el caudal de gas, temperatura, presión de operación y composición química del gas, realizaremos una simulación del proceso con el objeto de conocer el volumen de hidrocarburos que tratará el separador. El simulador de procesos seleccionado es el DWSIM, software aplicativo de descarga libre, totalmente gratuito y de código abierto.

Iniciamos la simulación caracterizando la corriente de gas de entrada al separador que corresponde al “Gas de Compresión Salinas”, ingresando la composición química como fracción molar, flujo molar, temperatura y presión de operación. Al respecto del volumen de gas que ingresará al separador y para efectos del dimensionamiento del mismo, se incrementara el flujo de gas hasta 5.0 MMscfd, pronostico suministrado por el departamento de Producción de acuerdo al incremento de potencial y a planes a corto plazo de perforación.

Figura 13: Simulación Diseño de Separador para la corriente de Gas de compresión Salinas



Fuente: Simulación “Separador Trifásico”. Software DWSIM.

Tabla 12: Composición Gas de Compresión Salinas

Mixture	Vapor	
Compound		Amount
Nitrogen		0.035710
Methane		0.675838
Carbon dioxide		0.146192
Ethane		0.068889
Propane		0.039582
Isobutane		0.006774
N-butane		0.013908
2-methyl-1-butene		0.003422
N-pentane		0.004342
2-methylpentane		0.000130
N-hexane		0.003952
2,4-dimethylpentane		0.000560
N-heptane		0.000310
Toluene		0.000280
N-octane		0.000040
P-xylene		0.000050
N-propylbenzene		0.000010
N-decane		0.000010

Fuente: Simulación "Separador Trifásico". Software DWSIM.

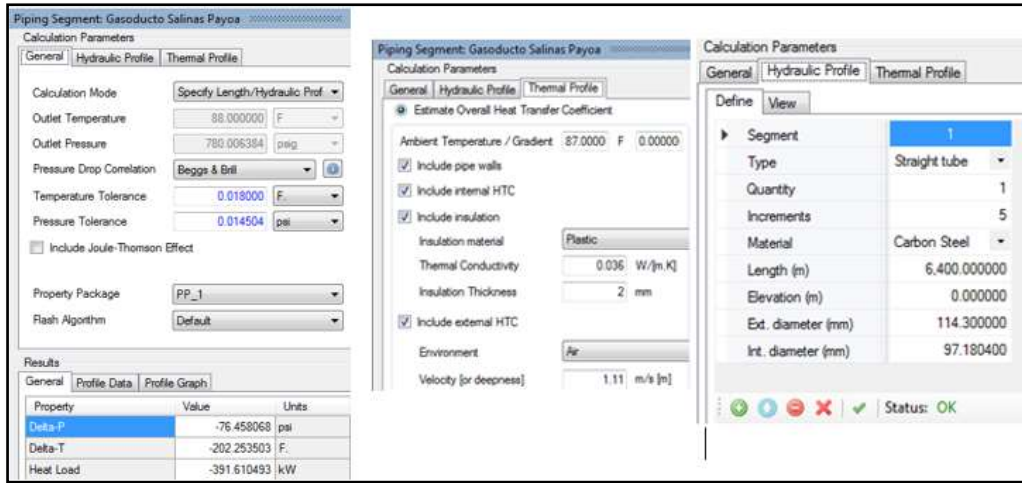
Tabla 13: Parámetros operacionales gas de compresión Salinas

Gas de Compresión Salinas			
Gas de Compresion Salinas	Temperature	290.000000	F
Gas de Compresion Salinas	Pressure	810.006624	psig
Gas de Compresion Salinas	Molar Flow	5,000,000.000000	ft3/d @ 60 F, 14.7 psia
Gas de Compresion Salinas	Vapor Phase Compressibility Factor	0.946841	
Gas de Compresion Salinas	Vapor Phase Density	2.633825	lbm/ft3
Gas de Compresion Salinas	Mass Flow	145,387.216299	kg/d

Fuente: Simulación "Separador Trifásico". Software DWSIM.

Con el simulador de procesos se estableció un segmento de tubería que abarca 6.4 Km de longitud desde el campo Salinas hasta la zona industrial del campo Payoa. Este segmento corresponde al gasoducto fabricado en tubería de 4" calibre 80 acero al carbón, con un diámetro externo de 4.5" (114,3 mm) y diámetro interno de 3.826" (97.1804 mm).

Tabla 14: Parámetros del gasoducto Campo La Salina – Planta de Gas



Fuente: Simulación “Separador Trifásico”. Software DWSIM.

A su llegada a la zona industrial del campo Payoa el gas de Salinas después de ser transportado en el gasoducto, presenta las siguientes características, podemos observar una delta de presión y temperatura de 76 psi y 202 °F.

Tabla 15: Parámetros operacionales flujo de gas Salinas que ingresa a Planta

GAS DE SALINAS EN PAYOA	
Material Stream	
Temperature	87.746497 F
Pressure	Gas de Comp: 733.548556 psig
Mass Flow	145,387.216299 kg/d
Molar Flow	5,000,000.000000 ft3/d @ 60 F, 14.7 psia
Volumetric Flow	15,298.907199 bbl/d

Fuente: Simulación “Separador Trifásico”. Software DWSIM.

Finalmente en la zona industrial el gas de Salinas ingresa a la torre de enfriamiento del tipo tiro inducido en contracorriente, en donde es enfriado en promedio a una temperatura de 59°F, a su salida de los intercambiadores de calor se presenta un delta de presión de 2 psi, obteniendo las siguientes características.

Tabla 16: Parámetros del gas Salinas enfriado en planta

GAS SALINAS FRIO	
Material Stream	
Temperature	59.000000 F
Pressure	731.548556 psig
Mass Flow	145,387.216299 kg/d
Molar Flow	5,000,000.000000 ft3/d @ 60 F, 14.7 psia
Volumetric Flow	13,893.173332 bbl/d

Fuente: Simulación “Separador Trifásico”. Software DWSIM.

La corriente “Salida de Condensados hacia la Planta de gas” es la que finalmente ingresará al separador trifásico que se diseñará, en la simulación se utilizó un separador bifásico vertical para efectos de cuantificar e identificar toda la fracción líquida y el volumen de hidrocarburos que maneja el separador trifásico.

Tabla 17: Parámetros de los condensados de entrada del separador trifásico

Salida de Condensados hacia la Planta de Gas			
Salida de Condensados	Temperature	59.000000	F
Salida de Condensados	Pressure	731.548556	psig
Salida de Condensados	Mass Flow	4,951.234417	kg/d
Salida de Condensados	Volumetric Flow	54.177194	bbl/d
Salida de Condensados	Liquid Phase (1) Density	35.885108	lbm/ft3
Salida de Condensados	Liquid Phase (1) Molar Weight	51.443382	lbm/lbmol

Fuente: Simulación “Separador Trifásico”. Software DWSIM.

De acuerdo a la simulación realizada se obtiene finalmente un flujo volumétrico de condensados de 54.18 barriles por día con una densidad de 35.89 Libras por pie cúbico.

3.11 IDENTIFICACIÓN DEL CAUDAL DE AGUA QUE SERÁ TRATADA POR EL SEPARADOR.

Para efectos de calcular el agua que satura la corriente “Gas de compresión Salinas”, identificamos que la fracción porcentual de CO₂ corresponde a 14.6%, es decir que nuestra mezcla posee una cantidad de componentes ácidos por debajo del 40%, por tal motivo utilizaremos la siguiente ecuación para estimar el contenido de agua:

Ecuación 5: Contenido de agua en el gas de compresión salina.

$$W = Y_{HC} W_{HC} + Y_{CO_2} W_{CO_2} + Y_{H_2S} W_{H_2S}$$

Fuente: Perez, J. Propiedades Físicoquímicas y Termodinámicas del gas natural, UIS, 106 P

En dónde;

Y_{HC} : Fracción molar de hidrocarburo contenida en la mezcla.

W_{HC} : Contenido de agua en el hidrocarburo.

Y_{CO_2} : Fracción molar de CO₂ contenida en la mezcla.

W_{CO_2} : Contenido de agua en el CO₂.

Como la corriente de gas del campo Salinas no contiene H₂S esta parte de la ecuación no se tendrá en cuenta. El contenido de hidrocarburo de la mezcla gas salinas corresponde a 81.8% y el contenido de CO₂ corresponde a 14.6%, con una presión de 810 psi (824.7 Psia) y 290°F. Para el desarrollo de este cálculo se utilizará las gráficas de contenido de agua para mezcla de gases con contenido de hidrocarburos suministrada por la GPSA (Ver figura 14) y la gráfica de contenido de agua en mezclas de gases que contengan CO₂, (ver figura 15).

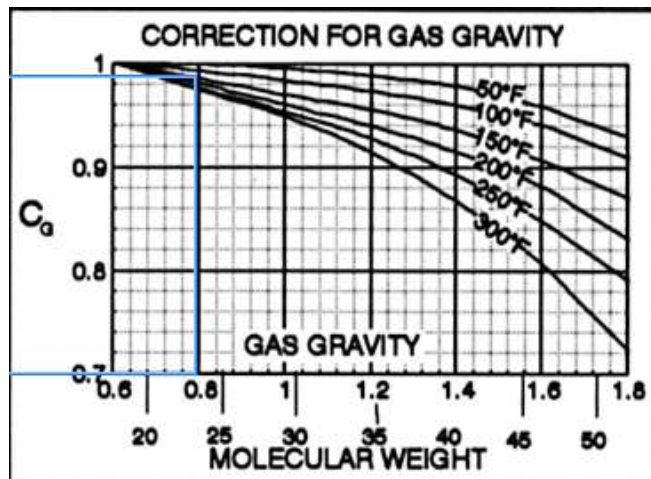
El contenido de agua en mezclas de gases con hidrocarburos es de aproximadamente 3600 Lb/MMscf y para CO₂ es de 2900 Lb/MMscf; ahora con estos datos despejamos en la ecuación 5:

$$W = (0.818) * 3600 + (0.146) * 2900$$

$$W = 3368 \text{ Lb/MMscf}$$

Es decir que se estima que el contenido de agua que satura la corriente de gas que ingresara al separador corresponde a una masa de 3368 Lb por cada millón de pie cubico que ingrese al separador. No se realiza corrección por gravedad del gas al contenido de agua calculado en las gráficas debido a que la temperatura de operación del gas de Salinas es de 290°F y para este valor las curvas arrojan un factor muy cercano a 1.

Figura 14: Factor de corrección a cantidad de agua por Gravedad Específica y Temperatura.



Fuente: PEREZ, J. Propiedades Fisicoquímicas y Termodinámicas del gas natural, UIS, 108 P

Para efectos de contrastar los cálculos realizados basados en las gráficas suministradas por la GPSA se utilizará un cálculo realizado en Excel basado igualmente en las correlaciones y en las cartas de contenido de agua para hidrocarburos suministrado por la GPSA, esta hoja de cálculo se encuentra disponible en la Web y es de código abierto con descarga totalmente libre.

Esta hoja de cálculo requiere adicional a la temperatura y a la presión la densidad relativa del gas y el simulador DWSIM nos entrega la densidad a condiciones de operación, por tal motivo debemos calcularla.

Ecuación 6. Cálculo de densidad del gas en la corriente Gas de compresión Salinas

$$\rho_g = \frac{(P * MW)}{(ZRT)}$$

Fuente: PEREZ, J. Propiedades Fisicoquímicas y Termodinámicas del gas natural, UIS, 37 P

ρ_{gas} = Densidad del gas

P = Densidad del gas

MW = Masa molar

Z = Factor de compresibilidad

R = Constante de los gases

T = Temperatura del gas

Ahora reemplazando en la ecuación N°6 con los datos obtenidos en el simulador se obtiene la densidad del gas.

Tabla 18. Parámetros gas de compresión Salinas

Gas de Compresión Salinas			
Gas de Compresion Salinas	Temperature	290.000000	F
Gas de Compresion Salinas	Pressure	810.006624	psig
Gas de Compresion Salinas	Molar Flow	5,000,000.000000	ft3/d @ 60 F, 14.7 psia
Gas de Compresion Salinas	Vapor Phase Compressibility Factor	0.946841	
Gas de Compresion Salinas	Vapor Phase Density	2.633825	lbm/ft3
Gas de Compresion Salinas	Mass Flow	145,387.216299	kg/d

Fuente: Simulación “Separador Trifásico”. Software DWSIM.

Con el valor de la densidad del gas calculado y conociendo la densidad del aire a 60°f y 14.7 Psia calculamos la densidad relativa del gas de compresión de salinas.

Ecuación 7: Calculo de gravedad específica

$$\gamma = \rho_{gas} / \rho_{aire}$$

Fuente: PEREZ, J. Propiedades Fisicoquímicas y Termodinámicas del gas natural, UIS, 8 P

$$\gamma = \frac{0.0631 \text{ lb/ft}^3}{0.0764 \text{ lb/ft}^3}$$

$\gamma = 0.8251$; Densidad relativa para la corriente “Gas de compresión Salinas”

Con este valor de densidad relativa calculado, porcentaje molar de CO2 y nitrógeno podemos registrar los datos en la hoja de cálculo.

Tabla 19: Calculo del contenido de agua en el gas de compresión Salina

Calculation of Water Content in Natural Gas			
Limits: 40-300F, 10,000psia, <30% nonHC			
(Enter data in Green Fields)			
	Reservoir data	Separator data	
Temperature, F	290	290	
Pressure, psia	825	824.7	
Gas Gravity	0.841	0.841	
Equiv. NaCl, ppm	0	0	
	Non HC Estimates	Standard Conditions	
N2 Mole %	3.57	T, F	60
CO2 Mole %	14.61	P, psia	14.7
H2S Mole %	0.00		
	Reservoir	Separator	Water Removed at separator
H2O Lb / MMSCF	3725	3725	0
Ft3 / MMSCF	59.660	59.660	0.00
Bbl / MMSCF	10.625	10.625	0.00
Mole % Water	7.861	7.861	
Gas Z- factor	0.955	0.955	
Gas MW	24.35	24.35	

Fuente: THUISEXPERIMENTEREN. (2017). [en línea] disponible en: <http://www.thuisexperimenteren.nl/software/moisturecontentcalc.xls>

Para efectos de diseño del separador trifásico, trabajaremos con el volumen de agua suministrado por la hoja de cálculo de 10.625 bbl/MMscf y caudal volumétrico de gas de 5.0 MMscfd, los que nos arroja un caudal de volumétrico de agua de 53.13 bbl/día que serán tratados por el separador trifásico que se diseñará.

3.12 TIEMPOS DE RETENCIÓN

Determinada cantidad de tiempo de almacenamiento de los condensados producidos deberá ser determinado para asegurar que éste alcance el equilibrio y se libere del gas instantáneamente. Se necesitará de una cantidad adicional de tiempo de almacenamiento para garantizar que el agua libre pueda incorporarse

en gotas de tamaños suficientes y decantarse por gravedad a la parte inferior del separador. Es común usar tiempos de retención que van desde los 3 minutos hasta los 30 minutos dependiendo de los datos de laboratorio o de campo. Para efectos de base de cálculo utilizaremos la siguiente figura para definir los tiempos de retención de los condensados y agua que maneja el separador.

Tabla 20: Tiempos de retención típicos para separación tipo Líquido - Líquido

Type of Separation	Retention Time, minutes
Hydrocarbon/Water Separators ⁷ Above 35° API hydrocarbon Below 35° API hydrocarbon 100°F and above 80°F 60°F	3 – 5 5 – 10 10 – 20 20 – 30
Ethylene Glycol/Hydrocarbon ⁸ Separators (Cold Separators)	20 – 60
Amine/Hydrocarbon Separators ⁹	20 – 30
Coalescer, Hydrocarbon/Water Separators ⁵ 100°F and above 80°F 60°F	5 – 10 10 – 20 20 – 30
Caustic/Propane	30 – 45
Caustic/Heavy Gasoline	30 – 90

Fuente: GPSA, (2004). Sección 7, 14P.

Los condensados que serán tratados en el separador poseen una densidad correspondiente a 35.89 Lb/ft³ a condiciones de operación, equivalentes a 574.82 Kg/m³. Como los condensados se encuentran en el separador a una temperatura de 59°F, para efectos del diseño se asume la misma densidad para una temperatura de 60°F, debido a la proximidad a la temperatura de detallada en las condiciones estándar de simulación.

Tabla 21: Parámetros salida condensados hacia Planta

Salida de Condensados hacia la Planta de Gas			
Salida de Condensados	Temperature	59.000000	F
Salida de Condensados	Pressure	731.548556	psig
Salida de Condensados	Mass Flow	4,951.234417	kg/d
Salida de Condensados	Volumetric Flow	54.177194	bb/d
Salida de Condensados	Liquid Phase (1) Density	35.885108	lbm/ft3
Salida de Condensados	Liquid Phase (1) Molar Weight	51.443382	lbm/lbmol

Fuente: Simulación "Separador Trifásico". Software DWSIM.

El agua a 60°F presenta una densidad de 999.7999 Kg/m³ y con esta densidad podemos calcular la densidad relativa de nuestro condensado.

Ecuación 8: Densidad relativa del líquido

$$\gamma = \rho_{\text{liquido}} / \rho_{\text{agua}}$$

Fuente: PEREZ, J. Propiedades Fisicoquímicas y Termodinámicas del gas natural, UIS, 7 P

Reemplazando:

$$\gamma = \frac{574.82 \text{ kg/m}^3}{999.79 \text{ kg/m}^3}$$

$$\gamma = 0.5749$$

Con estos valores podemos calcular la gravedad API de los condensados que almacenará el separador.

Ecuación 9: Cálculo de °API

$$^{\circ}API = \left(141.5 / \gamma_{\left(\frac{60^{\circ}F}{60^{\circ}F}\right)} \right) - 131.5$$

Fuente: PEREZ, J. Propiedades Fisicoquímicas y Termodinámicas del gas natural, UIS, 8 P

Reemplazando:

$$^{\circ}API = \left(141.5 / 0.5749 \right) - 131.5$$

$$^{\circ}API = 114.61$$

La alta gravedad api se debe a la composición química del fluido por sus características de condensados del gas natural, adicional estos condensados serán tratados en el separador a una temperatura de 59°f, por esta variable se asumirá un tiempo de retención de 20 minutos para obtener la mejor separación entre el agua y los condensados.

Para el agua de formación producida, un valor típico de densidad relativa de 1.07 será asumido para la base de cálculo del diseño. Para efectos de calcular la densidad del agua se aplicara la ecuación número 8.

$$\gamma = \rho_{\text{agua de formación}} / \rho_{\text{agua@60}^{\circ}F}$$

Remplazando en la ecuación;

$$\gamma = \rho_{\text{agua de formación}} / \rho_{\text{agua@60}^{\circ}F}$$

$$1.07 = \rho_{\text{agua de formación}} / 999.7999 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{agua de formación}} = 1.07 * 999.80 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{\text{agua de formación}} = 1069.79 \text{ Kg/m}^3 = 66.79 \text{ lbm/ft}^3$$

La densidad del agua de formación que tratará el separador corresponde a 66.79 lbm/ft³

3.13 CALCULO DE VISCOSIDAD DE LOS FLUIDOS.

El agua que tratara el separador será considerada como agua de formación con una gravedad de especifica de 1.07, esta agua residirá en el separador a una temperatura de 59°F y a una presión de 731.55 psi. Para calcular la densidad utilizaremos la correlación suministrada por la siguiente grafica en donde se encuentran detalladas las viscosidades de algunos fluidos derivados del petróleo y del agua versus la temperatura de operación.

Al aplicar la correlación para el fluido de interés, agua a la temperatura de operación (59°F) se encuentra una viscosidad para el agua correspondiente a 1.25 centipoises (Ver figura 22).

La viscosidad dinámica de los hidrocarburos condensados se encuentra definida por el simulador para la corriente “Salida de Condensados” en 0.000157 Pa-S, equivalente a 0.0157 centiPoise.

Tabla 22: Parámetros de la corriente de condensados hacia Planta

Material Stream: Salida de Condensados		
Input Data Compounds Phase Properties Annotations		
Mixture Overall Liquid Liquid 1		
Property	Value	Units
Compressibility Factor	0.186516	
Specific Enthalpy	-360.640415	kJ/kg
Molar Enthalpy	-18,552.562702	kJ/kmol
Specific Entropy	-1.055770	kJ/[kg.K]
Molecular Weight	51.443382	lbm/lbmol
Density	35.885108	lbm/ft3
Heat Capacity (Cp)	2.275032	kJ/[kg.K]
Heat Capacity Ratio (Cp/...	1.356233	
Thermal Conductivity	0.100535	W/[m.K]
Isothermal Compressibility	0.000000	-
Bulk Modulus	26,933.481227	psig
Speed of Sound	568.533914	-
Joule Thomson Coefficient	-0.000001	-
Kinematic Viscosity	0.000000	m2/s
Dynamic Viscosity	0.000157	Pa.s

Fuente: Simulación "Separador Trifásico". Software DWSIM.

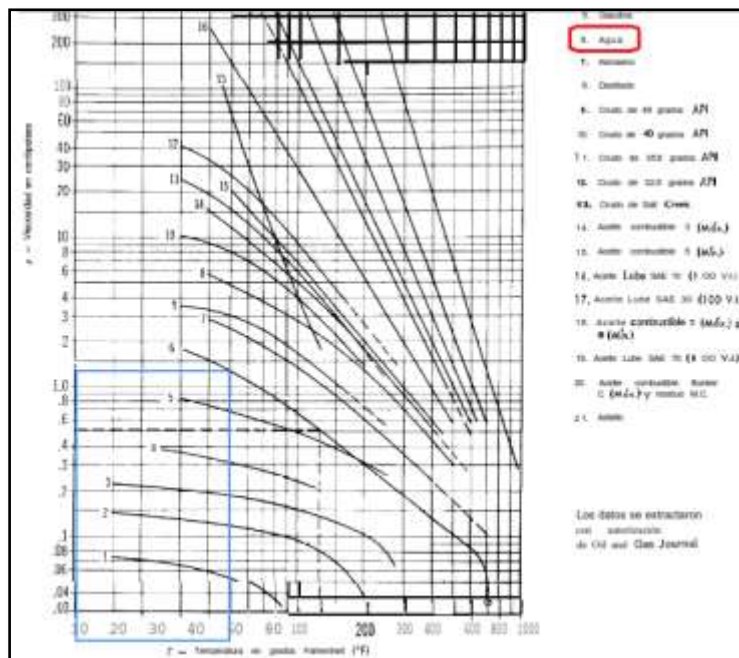
La viscosidad dinámica de gas se encuentra definida por el simulador para la corriente "Gas Salinas Frio" en 0.000012 Pa-S, equivalente a 0.012 centiPoise.

Tabla 23: Parámetros gas salinas frío

Material Stream: Gas Salinas Frio			
Input Data	Compounds	Phase Properties	Annotations
Mixture	Vapor	Overall Liquid	Liquid 1
Property	Value	Units	
Compressibility Factor	0.803330		
Specific Enthalpy	-83.961649	kJ/kg	
Molar Enthalpy	-2,005.214069	kJ/kmol	
Specific Entropy	-1.272503	kJ/[kg K]	
Molar Entropy	-30.390543	kJ/[kmol K]	
Internal Energy	-80.666.890812	kJ/kg	
Molar Internal Energy	-1,926,527.009...	kJ/kmol	
Gibbs Free Energy	282.709979	kJ/kg	
Molar Gibbs Free Energy	6,751.821030	kJ/kmol	
Helmholtz Free Energy	-80,300.219184	kJ/kg	
Molar Helmholtz Free Ene...	-1,917,769.974...	kJ/kmol	
Molecular Weight	23.882500	lbm/lbmol	
Density	3.985986	lbm/ft ³	
Heat Capacity (Cp)	2.175348	kJ/[kg K]	
Heat Capacity Ratio (Cp/...	1.656542		
Thermal Conductivity	0.028058	W/[m K]	
Isothermal Compressibility	0.000000	-	
Bulk Modulus	589.893779	paig	
Speed of Sound	255.512020	-	
Joule Thomson Coefficient	-0.000012	-	
Kinematic Viscosity	0.000000	m ² /s	
Dynamic Viscosity	0.000012	Pa.s	

Fuente: Simulación "Separador Trifásico". Software DWSIM.

Figura 17: Viscosidad del agua y de líquidos derivados del petróleo



Fuente: GONZÁLEZ, M. Tablas y gráficas, Propiedades de los fluidos, U. Francisco de Miranda, 16 P

3.14 TAMAÑO DE LA GOTA DE LÍQUIDO.

El objetivo que cumplirá la sección de separación de gas en nuestro separador trifásico horizontal es acondicionar el gas de entrada con el fin de que las gotas de líquido presente puedan ser decantarse al fondo del separador y no ser arrastradas por el la corriente de gas de salida. De la experiencia de campo se ha observado que si las gotas de 100 micras son removidas en esta sección, el extractor de niebla no se inundará y será capaz de realizar su trabajo de remover las gotas de entre 10 y 100 micras de diámetro.³⁰

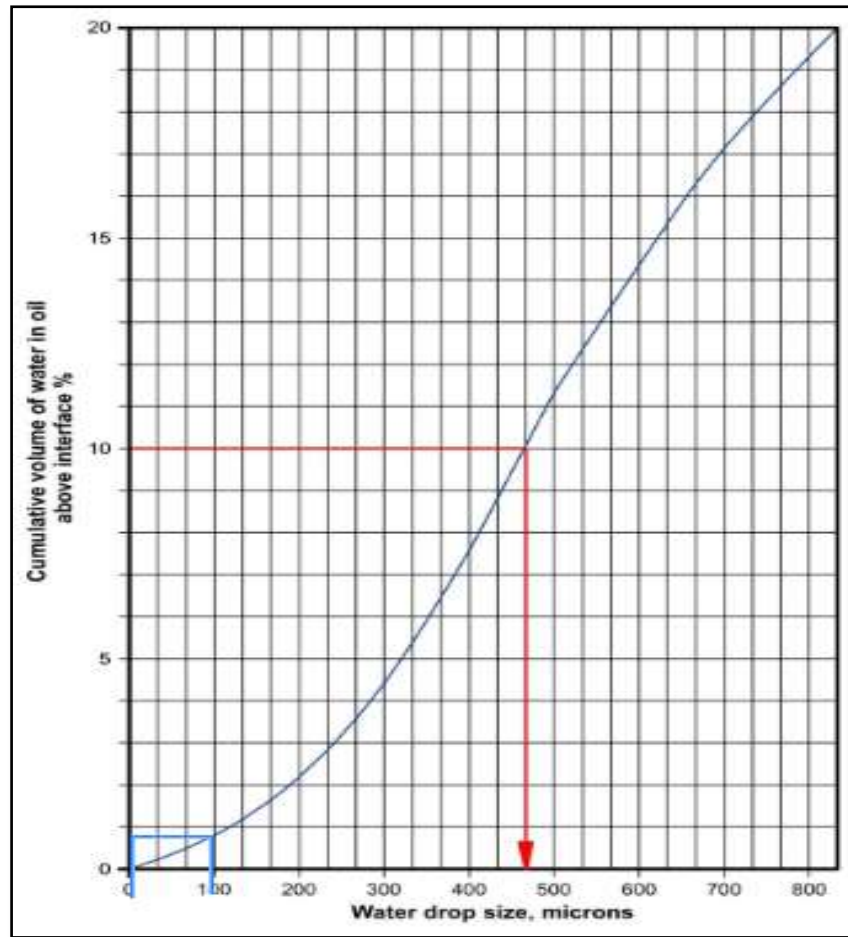
Por lo anterior las ecuaciones de diseño de capacidad del gas que aplicaremos en el desarrollo de esta monografía estarán basadas en la remoción de gotas de 100 micras.

3.14.1 Tamaño de la gota de agua en el condensado Es difícil identificar el tamaño de gota de agua que debe asentarse de la fase de condensado para coincidir con la definición de “condensado libre”. Como no se tienen datos de laboratorio o de campos, diseñaremos la capa de condensado de forma tal que las gotas de agua con diámetro mayor a 100 micras se asienten. Como se muestra en la figura 17, si se consigue este criterio, la emulsión a ser tratada por el equipo corriente abajo deberá contener menos del 0.8% de agua sin un excesivo programa de tratamiento químico.

3.14.2 Tamaño de la gota de condensado en agua. En nuestro caso de diseño, la viscosidad de la fase de agua es más alta que la viscosidad de la fase de condensado. Para este caso la ecuación de asentamiento debe ser aplicada para retirar las gotas de condensado de aproximadamente 150 micras de la fase de agua.

³⁰ SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas. 2015

Figura 14: Distribución del tamaño de la gota de agua en el condensado



Fuente: SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 149P.

Tabla 24: Distribución del tamaño de la gota de agua en el condensado para emulsiones sueltas típicas de condensado del gas natural con agua.

Emulsion Characteristic	Droplet Diameter, microns
Free Liquids	200
Loose Emulsion	150
Moderate Emulsion	100
Tight Emulsion	60

Fuente: GPSA, (2004). Sección 7, 15P.

3.15 CALCULO DEL COEFICIENTE DE ARRASTRE CD.

En la sección de asentamiento gravitacional las gotas de líquido se asentarán a una velocidad determinada al relacionar la fuerza de gravedad en la gota con la fuerza de arrastre (fuerza de dragado) causada por su movimiento relativo en la fase continua de gas. El coeficiente de arrastre está ligado funcionalmente a la forma de la gota de líquido y al número de “Reynolds” del gas que se encuentra fluyendo. Para nuestros propósitos de diseño la forma de las gotas será considerada de forma esférica rígida de característica sólida.³¹

El coeficiente de arrastre se encuentra definido por la siguiente ecuación:

³¹ SANTOS. N. (2015) Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas.

Ecuación 10: Coeficiente de arrastre (dragado) en función del número de Reynolds

$$C' (Re)^2 = (0.95)(10^8)\rho_g Dp^3(\rho_l - \rho_g) / \mu^2$$

Fuente: GPSA, (2004). Sección 7, 2P.

En donde:

$\rho_g =$ Densidad del gas, lb/ft³

$D_p =$ Diametro gota a remover , ft

$\rho_l =$ Densidad del liquido, lb/ft³

$\mu =$ Viscosidad del gas, centiPoise

Remplazando en la ecuación 10:

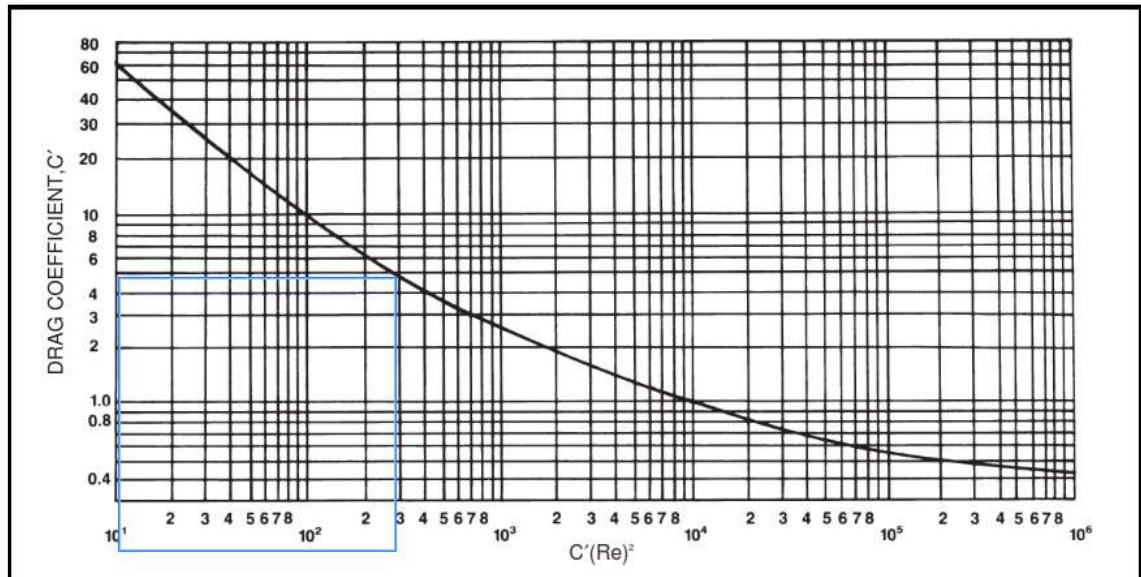
$$C' (Re)^2 = (0.95)(10^8)\rho_g Dp^3(\rho_l - \rho_g) / \mu^2$$

$$C' (Re)^2 = (0.95) * (10^8) * (3.99) * (0.000328^3) * (35.89 - 3.99) / 0.012^2$$

$$C' (Re)^2 = 2962$$

Ubicando este valor en la figura 25 podemos correlacionar el coeficiente de arrastre $C' = 4.8$

Figura 15: Coeficiente de arrastre, para gotas de líquido consideradas como esféricas rígidas.



Fuente: GPSA, (2004). Sección 7, 3P.

3.16 CALCULO DE LA VELOCIDAD DE ASENTAMIENTO (VELOCIDAD DEL GAS CRÍTICA).

La velocidad de asentamiento de la gota de líquido dispersa en la fase continua de gas está dada por la siguiente ecuación:

Ecuación 11: Velocidad de Asentamiento:

$$V_t = \sqrt{(4 * g * D_p * (\rho_l - \rho_g) / 3 * \rho_g C'}$$

Fuente: GPSA, (2004). Sección 7, 2P.

En donde:

ρ_g = Densidad del gas (3.99 lb/ft³).

D_p = Diámetro gota a remover (100 μ m \equiv 0.000328 ft).

ρ_l = Densidad del líquido (35.89 lb/ft³).

μ = Viscosidad del gas (0.012 cP).

C' = Coeficiente de arrastre o dragado (4.8)

g = Aceleración debido a la gravedad. (32.2 ft/s²)

Remplazando en la ecuación 11:

$$V_t = \sqrt{(4 * g * Dp * (\rho_l - \rho_g) / 3 * \rho_g C'}$$

$$V_t = \sqrt{(4 * (32.2) * (0.000328) * (35.89 - 3.99) / 3 * 3.99 * 4.8}$$

$$V_t = 0.153 \text{ ft / s.}$$

Por lo anterior para nuestro diseño se requiere una velocidad de 0.153 ft / s para lograr que las partículas de tamaño iguales y / o mayores a 100 micras (0.000328 ft) se desprendan o caigan fuera de la corriente de gas a través del separador.

3.17 DISEÑO DEL SEPARADOR HORIZONTAL TRIFÁSICO.

A continuación se analizarán y calcularán todas las variables y requerimientos para realizar el dimensionamiento del separador trifásico horizontal lleno al 50% de líquido. Para lograr este objetivo es necesario especificar el diámetro y la longitud junta a junta del separador, las consideraciones como la capacidad del gas y el tiempo de retención establecen ciertas combinaciones aceptables del diámetro y la longitud. La necesidad de asentar gotas de agua con diámetros mayores o iguales a 100 micras dispersas en el condensado establecerá un diámetro máximo para un tiempo de retención dado.

En la tabla N°24 se presentan todos los datos obtenidos y calculados requeridos para el diseño del separador.

3.18 CALCULO DEL ASENTAMIENTO DE LAS GOTAS DE AGUA DISPERSAS EN EL CONDENSADO.

La velocidad de asentamiento de las gotas de agua puede ser calculada usando la Ley de Stokes. A partir de esta velocidad y con un tiempo de retención dado para la fase crudo, se puede determinar la distancia que recorre una gota de agua para asentarse. Esta distancia de asentamiento establece un espesor máximo de la capa de condensado dado por la ecuación número 13.

Tabla 25: Consolidado de datos requeridos para el diseño del separador.

	Propiedad	Valor	Unidad
Condensados	Caudal	54.18	Bbl/d
	Densidad	35.89	lb/ft ³
	Gravedad	114.61	°API
	Densidad relativa	0.575	
	Viscocidad	0.157	centiPoise
	Tiempo de retención	20.0	Min
	Tamaño de gota a remover	150	Micras
Agua	Caudal	53.13	Bbl/d
	Densidad relativa	1.07	
	Densidad	66.79	lb/ft ³
	Viscocidad	1.25	centiPoise
	Tiempo de retención	20.0	Min
	Tamaño de gota a remover	100	Micras
Gas Salinas Frio	Caudal@60°F, 14.7 Psia	5.0	MMscfd
	Caudal @ T, P	77,674.35	scfd
	Densidad	3.986	lb/ft ³
	Gravedad Especifica	1.02	
	Viscocidad	0.012	centiPoise
	Peso Molecular	23.883	lb-mol
	Factor de Compresibilidad	0.803	
Operación	Presion	746.25	Psia
	Temperatura	59.00	°F
	Coeficiente de arrastre	4.80	

Ecuación 12: Espesor máximo de la capa de condensado

$$h_o = (0,00128 (t_r)_o(\Delta GE)d^2m)/\mu$$

Fuente: SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 154P

En donde:

h_o = Altura del colchón de crudo (in).

t_{ro} = Tiempo de retención de condensado (20 min).

d_m = Diámetro de gota de agua (100 $\mu\text{m} \equiv 0.000328$ ft).

μ = Viscosidad del condensado (0.157).

γ_w = Densidad relativa del agua de formación (1.07).

γ_c = Densidad relativa del condensado (0.575).

Reemplazando en la ecuación 12

$$h_o = (0,00128 (t_r)_o(\Delta GE)d^2m)/\mu$$

$$h_o = (0,00128 * 20 * (1.07 - 0.575) * 100^2)/0.157$$

$$h_o = 807.23 \text{ pulgadas}$$

Significa que 807.23" es el máximo espesor que la capa de condensado pudiese tener para lograr que las gotas de agua dispersas en el crudo puedan asentarse en el tiempo $(t_r)_o$ de 20 minutos.

3.19 CALCULO DEL DIÁMETRO MÁXIMO DE ACUERDO CON LA RESTRICCIÓN DEL ESPESOR DE LA MÁXIMA CAPA DE CONDENSADO

Con los tiempos de retención de crudo y agua seleccionados, la restricción del espesor máximo de la capa de crudo h_o establecerá un diámetro máximo de acuerdo al siguiente procedimiento:

$$(h_o)_{\text{max}} = 807.23 \text{ pulgadas}$$

Calculamos la fracción del área de corte seccional del separador ocupada por la fracción de agua definida por la **Ecuación 13**.

Ecuación 13: Relación de área transversal de la fase de agua.

$$A_{w/A} = 0.5 ((Q_w t_{rw}) * (t_{ro} Q_o + t_{rw} Q_w))$$

Fuente: SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 155P

En donde;

Q_w = Caudal del agua, 53 bpd.

t_{rw} = Tiempo de retención del agua, 20 min.

Q_o = Caudal de condensado, 54 bpd.

t_{ro} = Tiempo de retención del condensado, 20 min.

Remplazando en la ecuación 13:

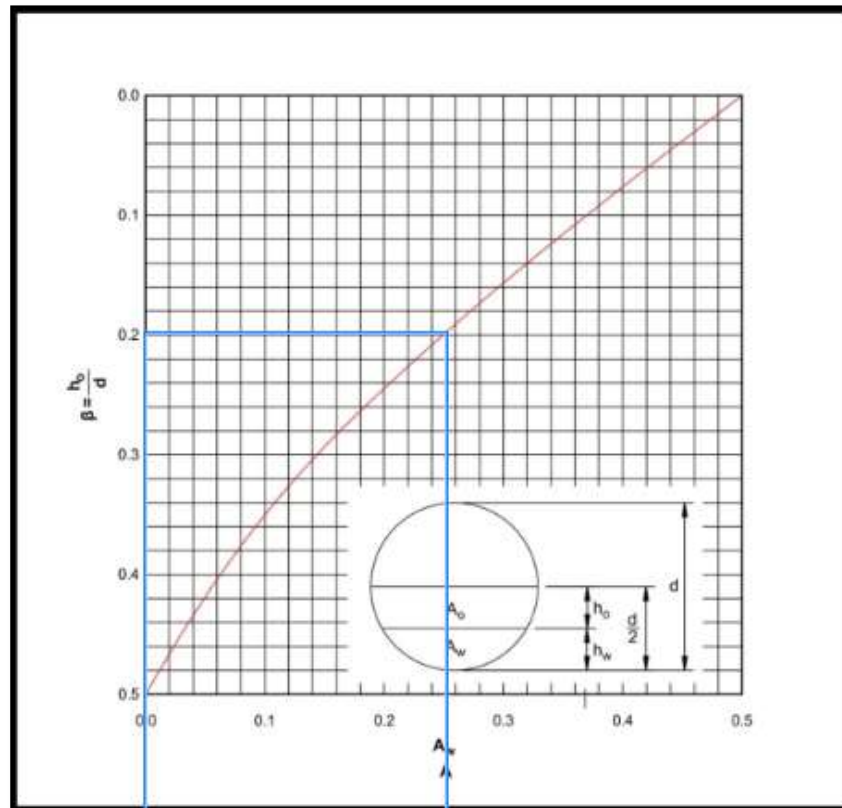
$$A_{w/A} = 0.5 ((Q_w t_{rw}) * (t_{ro} Q_o + t_{rw} Q_w))$$

$$A_{w/A} = 0.5 ((53 * 20) * (20 * 54 + 20 * 53))$$

$$A_{w/A} = 0.248$$

Ahora determinamos el coeficiente β para un cilindro lleno de líquido hasta el 50%, apoyado en la correlación de la figura 15.

Figura 16: Coeficiente para un cilindro lleno de líquido hasta el 50%



Fuente: SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 157P

De la figura 15 obtenemos un coeficiente $\beta = 0.2$.

Procedemos a calcular el diámetro máximo de nuestro separador D_{max} en función de espesor máximo de la capa de condensado h_o y el coeficiente β , para tal fin aplicamos la ecuación 15.

Ecuación 14: Diámetro máximo del separador

$$d_{max} = h_{o\ max} / \beta$$

Fuente: SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 156P

Remplazando en la ecuación N°14.

$$d_{max} = 807.23 / 0.2$$

$$d_{max} = 4036.2 \text{ pulgadas.}$$

El resultado anterior nos indica que si al interior del separador tuviéramos una capa de fluido de 807.23" (máximo espesor para decantar gotas de agua de 100 micrones) el diámetro del separador sería de 4036.2 pulgadas, es decir que el diámetro obtenido se encuentra en función de la restricción del máximo espesor de la capa de condensado.

3.20 CÁLCULO DEL DIÁMETRO DEL SEPARADOR EN FUNCIÓN DE LA RESTRICCIÓN DE LA CAPACIDAD AL GAS.

Los principios que rigen el asentamiento de las gotas de líquido a través del gas, son usados para desarrollar una ecuación que permita dimensionar un separador para un determinado caudal de gas. Igualando el tiempo de retención del gas al tiempo requerido por una gota para asentarse en la interfaz de líquido, obtenemos la ecuación N°16.

Ecuación 15: Calculo del diámetro del separador en función de la capacidad al gas.

$$d L_{eff} = 420 \left(\left(\frac{T Z Q_g}{P} \right) * \left(\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) * \left(\frac{C_D}{d_m} \right) \right) \right)^{1/2}$$

Fuente: SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 152P

En donde,

d = Diámetro interno del separador en pulgadas.

L_{eff} = Longitud efectiva del separador, pies.

T = Temperatura de operación, 519 °R.

Z = Compresibilidad de gas. 0.80

Qg = Tasa de flujo del gas, 5.0 MMPCSD.

P = Presión de operación, 764.25 psia.

ρ_g = Densidad del gas, 3.99 lb/pies

ρ_l = Densidad del líquido, 35.89 lb/pies

CD = Coeficiente de arrastre. 4.8

dm = Gota de líquido a ser separada, 100 micras.

Remplazando en la ecuación N°15

$$d L_{eff} = 420 \left(\left(\frac{TZQ_g}{P} \right) * \left(\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) * \left(\frac{C_D}{d_m} \right) \right) \right)^{1/2}$$

$$d L_{eff} = 420 \left(\left(\frac{519 * 0.80 * 5}{764.25} \right) * \left(\left(\frac{3.99}{35.89 - 3.99} \right) * \left(\frac{4.8}{100} \right) \right) \right)^{1/2}$$

$d L_{eff} = 90.9$; El diámetro en pulgadas y la longitud efectiva en pies.

Con el valor $d L_{eff}$ obtenido podemos relacionar diferentes valores de diámetros que podría tener nuestro separador y de esta forma conocer la longitud efectiva que se tendría para cada diámetro, teniendo en cuenta que la longitud está en función de la restricción por capacidad al gas.

Para este efecto $L_{eff} = 90.9 / \text{Diferentes diámetros internos.}$

Tabla 26: Longitud efectiva del separador en función de la capacidad por gas

Diametro Nominal SCH 80 (pulgadas)	Diametro Interno (pulgadas)	Longitud Efectiva Leff pies
16	14.31	6.35
18	16.12	5.64
20	17.94	5.07
22	19.75	4.60
24	21.56	4.21
26	25.00	3.63

3.21 RESTRICCIÓN DEL TIEMPO DE RETENCIÓN O CAPACIDAD AL LÍQUIDO.

Las restricciones del tiempo de retención o capacidad al líquido generan otra ecuación que puede ser utilizada para determinar combinaciones aceptables de diámetros del separador (d) y longitudes efectivas (Leff). Calcularemos longitudes efectivas (Leff) para diámetros menores que el diámetro máximo calculado (d máx.) por medio de la ecuación de capacidad al líquido.

Ecuación 16: Calculo del diámetro del separador en función de la capacidad al líquido.

$$d^2 L_{eff} = 1.42 (Q_w t_{rw} + Q_o t_{ro})$$

Fuente: SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 152P

En dónde;

Q_w = Caudal del agua, 53 bpd.

t_{rw} = Tiempo de retencion del agua, 20 min.

Q_o = Caudal de condensado, 54 bpd.

t_{ro} = Tiempo de retencion del condensado, 20 min.

Remplazando en la ecuación N°16.

$$d^2 L_{eff} = 1.42 (53 * 20 + 54 * 20)$$

$$d^2 L_{eff} = 3047.4 \text{ El diámetro en pulgadas y la longitud efectiva en pies.}$$

3.22 LONGITUD ENTRE CORDONES DE SOLDADURA, Lss.

La longitud efectiva puede calcularse de la ecuación N°16 de esta, se puede estimar la longitud entre cordones de soldadura (Lss), la cual depende del diseño físico del separador. Para separadores dimensionados basados en la capacidad del gas, cierta porción de la longitud del separador se requiere para distribuir el flujo uniformemente en cercanías al deflector de entrada; otra porción se requiere para el extractor de niebla.

La longitud del separador entre la entrada y el extractor de niebla es la L_{eff} calculada en la ecuación N°15. A medida que el diámetro del separador incrementa, mayor longitud se requiere para distribuir uniformemente el flujo de gas. Sin embargo, sin importar que tan pequeño pueda ser el diámetro, una porción de la longitud se requiere siempre para el extractor de niebla y para la distribución del flujo.³²

Con base en estos conceptos y en la experiencia de campo, la longitud entre cordones de soldadura es la mayor calculada por los siguientes criterios:

$$LSS = (4/3) L_{eff} \text{ (por capacidad al líquido)}$$

$$LSS = L_{eff} + d/12 \text{ (por capacidad al gas)}$$

³² SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas. 2015

3.23 RELACIÓN DE ESBELTEZ, L_{ss}/d o SR “SLENDERNESS RATIO”.

Para cada diseño existe una combinación de longitud efectiva (L_{eff}) y diámetro (d) que minimizará los costos del separador. En general, entre más pequeño sea el diámetro, menor será el costo del separador. Sin embargo, a medida que disminuye el diámetro del separador también aumenta la velocidad de los fluidos y la turbulencia. Igualmente, a medida que disminuye el diámetro del separador también aumenta la dispersión de líquido y aumenta la destrucción de la interfaz gas-líquido.

Sin embargo la experiencia y datos de campo indican que la relación de esbeltez, SR, debe estar entre 3 y 5 para evitar los problemas anteriores.

3.24 CÁLCULOS DE LAS LONGITUDES DE COSTURA-COSTURA Y RELACIÓN LONGITUD-DIÁMETRO.

La longitud costura-costura (l_{ss}) puede ser determinada desde la longitud efectiva usando las ecuaciones 12 y 13. La longitud efectiva puede ser calculada mediante la siguiente ecuación.

Ecuación 17: Calculo de longitud efectiva en función de la capacidad al líquido.

$$L_{eff} = d^2 L_{eff} / d^2$$

En dónde;

d^2 = diámetros internos de tubería correspondientes al cuerpo del separador.

Con la anterior información elaboraremos la tabla N°25 en donde en base a diferentes diámetros nominales de tubería que pueda llegar a tener el separador,

se calculará las diferentes longitudes entre soldaduras y longitudes efectivas en base a la función de la capacidad al líquido.

Tabla 27 Longitudes entre soldaduras (Lss) y longitudes efectivas (Leff) en base a la función de la capacidad al líquido.

Capacidad de Líquido				
Diametro Nominal SCH 80 (pulgadas)	Diametro Interno "d" (pulgadas)	Longitud Efectiva $Leff = (d^2 Leff) / d^2$ (pies)	Longitud entre cordones de soldadura $Lss = (4/3) * Leff$ (pies)	Relación de esbeltez $SR = 12 * (Lss/d)$
16	14.31	14.9	19.8	16.6
18	16.12	11.7	15.6	11.6
20	17.94	9.5	12.6	8.4
22	19.75	7.8	10.4	6.3
24	21.56	6.6	8.7	4.9
26	25.00	4.9	6.5	3.1
Predomina Capacidad de Líquido				

Al Comparar las longitudes obtenidas en la tabla por la capacidad de gas y capacidad de líquido, observamos que el diseño para el diámetro nominal de 24" satisface relación de esbeltez (SR) entre 3 y 5. Igualmente la mayor entre las longitudes, es la longitud Lss predominando la capacidad al líquido. Esta selección debe satisfacer las características para la capacidad de gas que permitirá a las gotas de líquido caer desde el gas hasta la zona de volumen de líquido, mientras que el gas atraviesa la longitud efectiva del separador. Ésta debe proveer un tiempo de retención suficiente para que el líquido se separe del gas.

En la tabla 26 podemos observar que cuando se calculó la longitud efectiva del separador en función de la capacidad por gas obtuvimos 4.21 pies para un separador de 24" de diámetro nominal, con base en lo anterior podemos observar que en nuestro diseño de Leff para capacidad de líquido es de 6.6 pies, por lo que se cumplen los requerimientos por longitud mínima Leff en base a capacidad de gas.

De acuerdo a los datos calculados y registrados en la tabla 26, para nuestro diseño se obtiene un separador con un diámetro nominal de 24”, longitud efectiva de 6.6 pies que será finalmente la distancia entre la boquilla de entrada y la de salida de gas. Esta longitud “Leff” será la distancia horizontal que recorrerán las gota de líquido desde la boquilla de entrada, hasta que se decanta totalmente y se une al líquido retenido en el recipiente, sin ser arrastrada por la fase vapor que sale por la boquilla de salida de gas.

La longitud entre cordones de soldadura “(lss)” se encuentra en 8.7 pies, esta longitud permitirá que la sección de asentamiento de líquido, localizada en la parte inferior del separado suministre el tiempo de retención necesario para que el gas atrapado escape a la sección de asentamiento gravitacional y las gotas de agua que se encuentren presentes en el condensado puedan decantarse hacia el fondo del separador.

3.25 CALCULO DEL DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE ENTRADA.

Para proceder a calcular el diámetro que debe tener la boquilla de entrada que satisfaga los parámetros de diseño establecidos, debemos llevar el caudal de gas Q_g a condiciones de operación para luego aplicar en la ecuación 21, teniendo en cuenta las propiedades de la corriente de gas que ingresará al separador “Gas Salinas Frio”, Ver figura 20

Ecuación 18: Caudal de gas

$$Q_{gop} = Q_g * PM_g * GE_g / 379 * 86400 * \rho_g$$

Fuente: REQUENA, J. Rodriguez, M. Diseño y evaluación de separadores trifásicos. UCV, 61P

En donde,

Q_g = Caudal de gas. 77,674.35 (ft³/d) = 0.898692 (ft³/s) a condiciones de operación.

ρ_g = densidad de gas. 3.986 lb/pie³.

PM_g = Peso molecular. 23.883 Lb-mol.

GE_g = Gravedad específica. 1.02

Q_{gop} = tasa de gas a condiciones de operación (pie³ / s)

Tabla 28: Propiedades Gas Salinas Frio.

Material Stream: Gas Salinas Frio		
Input Data Compounds Phase Properties Annotations		
Mixture Vapor Overall Liquid Liquid 1		
Property	Value	Units
Volumetric Flow Rate @ ...	77,674.345161	ft ³ /d
Mass Flow Rate	140,435.979765	kg/d
Molar Flow Rate	4,919,479.8534...	ft ³ /d @ 60...
Phase Molar Fraction	0.983896	
Phase Mass Fraction	0.965944	
Compressibility Factor	0.803330	
Specific Enthalpy	-83.961649	kJ/kg
Molar Enthalpy	-2,005.214069	kJ/kmol
Specific Entropy	-1.272503	kJ/[kg.K]
Molar Entropy	-30.390543	kJ/[kmol.K]
Internal Energy	-80,666.890812	kJ/kg
Molar Internal Energy	-1,926,527.009...	kJ/kmol
Gibbs Free Energy	282.709979	kJ/kg
Molar Gibbs Free Energy	6,751.821030	kJ/kmol
Helmholtz Free Energy	-80,300.219184	kJ/kg
Molar Helmholtz Free Ene...	-1,917,769.974...	kJ/kmol
Molecular Weight	23.882500	lbm/lbmol
Density	3.985986	lbm/ft ³
Heat Capacity (Cp)	2.175348	kJ/[kg.K]
Heat Capacity Ratio (Cp/...	1.656542	
Thermal Conductivity	0.028058	W/[m.K]

Fuente: Simulación "Separador Trifásico". Software DWSIM.

Remplazando en la ecuación 18;

$$Q_{gop} = (77,674.35 * 23.883 * 1.02) / (379 * 86400 * 3.986)$$

$$Q_{gop} = \mathbf{0.000000168 \text{ ft}^3/\text{s}}$$

Ahora calculamos la densidad de la mezcla utilizando la ecuación 19.

Ecuación 19: Densidad de la mezcla

$$\rho_m = (Q_o * \rho_o + Q_w * \rho_w + Q_{gop} * \rho_g) / (Q_o + Q_w + Q_{gop}),$$

Fuente: REQUENA, J. Rodriguez, M. Diseño y evaluación de separadores trifásicos. UCV, 62P

En dónde;

Q_o = Caudal de condensado. 54.18 Bpd = 0.00352 (ft³/s)

ρ_o = densidad del condensado. 35.89 lbm/ft³

Q_w = 53.125 Bpd = 0.00345 ft³/s

ρ_w = densidad del agua. 66.79 lbm/ft³

Q_{gop} = Caudal de gas a condiciones de operación = **0.000000168 ft³/s**

ρ_g = densidad de gas. 3.986 lbm/ft³

Remplazando en la ecuación 19

$$\rho_m = (0.00352 * 35.89 + 0.00345 * 66.79 + 0.000000168 * 3.986) / (0.00352 + 0.00345 + 0.000000168)$$

$$\rho_m = 51.18 \text{ lbm}/\text{ft}^3$$

Ahora calcularemos la velocidad del gas a través de la boquilla de entrada, teniendo en cuenta que la máxima velocidad permitida es de 30 ft/s. para este cálculo aplicamos la siguiente ecuación.

Ecuación 20: Calculo de la velocidad en la boquilla de entrada.

$$V_{boq} = 80 / (\rho_{mezcla})^{0.5}$$

Fuente: REQUENA, J. RODRIGUEZ, M. Diseño y evaluación de separadores trifásicos. UCV, 62P

Remplazando en la ecuación 20

$$V_{boq} = 80 / (51.18)^{0.5}$$

$$V_{boq} = 11.18 \text{ ft/s}$$

Con los valores anteriores procedemos a calcular el diámetro de la boquilla de entrada para nuestro fluido.

Ecuación 21: Calculo de la boquilla de gas de entrada.

$$\phi_{boq} = ((4 * (Q_o + Q_w + Q_g) / (\pi * V_{boq}))^{0.5}$$

Fuente: REQUENA, J. Rodriguez, M. Diseño y evaluación de separadores trifásicos. UCV, 63P

$$\phi_{boq} = ((4 * (0.00352 + 0.00345 + 0.898692) / (\pi * 11.18))^{0.5}$$

$$\phi_{boq} = 0.321 \text{ ft} = 3.854 \text{ pulg.}$$

Para la boquilla de entrada tenemos un diámetro igual a 3.854". El diámetro interno en una brida de 4" sch 80 corresponde a 3.826" encontrándose por debajo del diámetro de diseño, por este motivo seleccionaremos para nuestro diseño una brida de 6" sch 80 cuyo diámetro interno corresponde a 5.761".

3.26 CALCULO DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE SALIDA DE GAS.

Para calcular el diámetro de la boquilla de salida de gas, inicialmente debemos calcular la velocidad que tendremos en esta boquilla.

$$V_{bg} = 80 / (\rho_g)^{0.5}$$

ρ_g = densidad de gas. 3.986 lbm / ft³.

$$V_{bg} = 80 / (3.986)^{0.5}$$

$$V_{bg} = 40.07 \text{ ft / s}$$

Con el anterior valor procedemos a calcular el diámetro de la boquilla de salida de gas.

$$\phi_{boq} = ((4 * Q_{g(p,t)} / (\pi * V_{boq}))^{0.5}$$

Fuente: REQUENA, J. Rodriguez, M. Diseño y evaluación de separadores trifásicos. UCV, 63P

$$\phi_{boq} = ((4 * 0.898692 / (\pi * 40.07))^{0.5}$$

$$\phi_{boq} = 0.169 \text{ ft} = 2.03 \text{ pulg.}$$

Para la boquilla de salida de gas tenemos un diámetro igual a 2.03". El diámetro interno en una brida de 2" sch 80 corresponde a 1.939" encontrándose por debajo del diámetro de diseño, por este motivo seleccionaremos para nuestro diseño una brida de 3" sch 80 cuyo diámetro interno corresponde a 2.900".

3.27 CALCULO DEL DIÁMETRO DE LA BOQUILLA DE SALIDA DE LÍQUIDO.

La velocidad típica para la salida de líquidos en separadores se encuentra entre 1 a 3 ft/s, para nuestro diseños trabajaremos con el valor de 2 pie/s. Es decir que $V_{bl} = 2 \text{ ft/s}$. Conociendo la velocidad con la que serán evacuados los líquidos del separador procedemos a calcular el diámetro de la boquilla de salida.

Ecuación 22: Cálculo del diámetro de la boquilla de salida

$$\phi_{bsl} = ((4 * (Q_o + Q_w) / (\pi * V_{bl})) ^{0.5})$$

Fuente: REQUENA, J. Rodriguez, M. Diseño y evaluación de separadores trifásicos. UCV, 63P

$$\phi_{bsl} = ((4 * (0.00352 + 0.00345) / (\pi * 2)) ^{0.5})$$

$$\phi_{bsl} = 0.067 \text{ ft} = 0.80'' \text{ pulg}$$

Para la boquilla de salida de líquidos tenemos un diámetro igual a 0.80". El diámetro interno en una brida de 1" sch 80 corresponde a 0.957" por lo que para la salida de agua y salida de condensados serán seleccionadas bridas de 1" sch 80 para ambas salidas de líquido.

3.28 CALCULO DEL EXTRACTOR DE NIEBLA

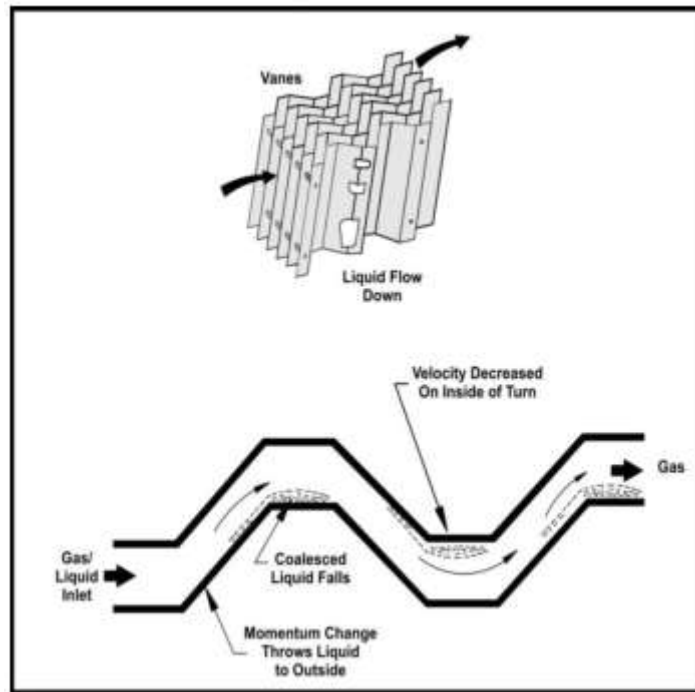
El extractor de neblina se diseñó para gotas mayores a 100 micrones. Se instalara en el extremo donde está la boquilla de salida de gas a una distancia de 3.1" pulgadas y a una distancia del nivel del líquido de 6.1 pulgadas.

El extractor de niebla seleccionado para el diseño del separador trifásico es del tipo impacto, el cual consiste de una serie de baffles, veletas, o platos entre los cuales el gas deberá fluir. El espacio entre los baffles está entre 5 y 75 mm, con una profundidad total en la dirección del flujo de 150 a 300 mm. A medida que el gas fluye a través de los platos, las gotas impactan sobre la superficie del plato. Las gotas se fusionan, caen, y son dirigidas a la sección de almacenamiento de líquido del separador.

Se seleccionó este tipo de eliminador debido a su característica de propiciar un flujo laminar de gas a través del separador y una mínima caída de presión. Los

extractores de niebla de veletas o remueven gotas de líquido de 10 a 40 micras y mayores.

Figura 17: Extractor de niebla tipo veleta



Fuente: SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 77P

La operación de los eliminadores de neblina está generalmente determinada una velocidad de diseño expresada de acuerdo a la siguiente ecuación:

Ecuación 23: Calculo de la velocidad máxima permisible del gas a través del eliminador.

$$V_{gmax} = K ((\rho_l - \rho_g) / \rho_g)^{0.5}$$

Fuente: SANTOS. N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas, UIS, 80P

Para el coeficiente de Souders - Brown utilizaremos un arreglo de eliminadores comerciales tipo veleta verticales, con un factor $K = 0.65 \text{ ft/s}$ (ver figura 17).

En donde:

V = Velocidad del gas de diseño ft/s,

K = Coeficiente de Souders – Brown. 0.65 ft/s

ρ_l = Densidad del condensado. 35.89 lbm/ft³

ρ_g = Densidad del gas. 3.99 lbm/ft³

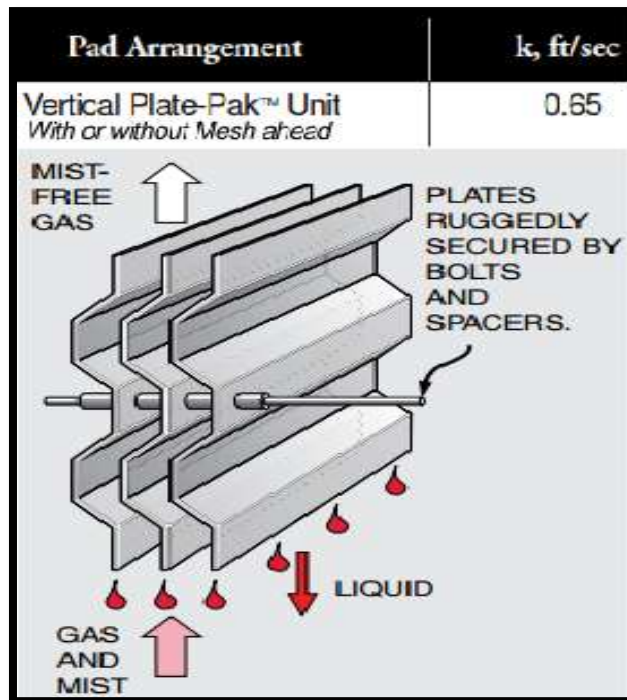
Remplazando en la ecuación 23

$$V_{gmax} = K ((\rho_l - \rho_g) / \rho_g)^{0.5}$$

$$V_{gmax} = 0.65 ((35.89 - 3.99) / 3.99)^{0.5}$$

$$V_{gmax} = 1.839 \text{ ft/s}$$

Figura 18: Eliminadores de niebla tipo veleta (arreglo vertical)



Fuente: AMACS [en línea] disponible en: <http://www.amacs.com/wp-content/uploads/2012/09/AMACS-Plate-Pak-Vane-Brochure.pdf>

Podemos calcular el área de la sección transversal del eliminador de niebla dividiendo el caudal volumétrico del gas que ingresará al separador a condiciones de operación entre la velocidad máxima permisible obtenida.

Área del eliminador de niebla = Caudal volumétrico / Máxima velocidad del gas

$$\text{Área del eliminador de niebla} = Q_{g(p,t)} / V_{gmax}$$

En donde:

$$Q_{g(p,t)} = \text{Caudal de gas a condiciones de operación. } 0.8987 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Remplazando;

$$\text{Área del eliminador de niebla} = (0.8987 \text{ ft}^3/\text{s}) / (1.839 \text{ ft}/\text{s})$$

$$\text{Área del eliminador de niebla} = 0.49 \text{ ft}^2 = 70.378 \text{ inch}^2.$$

Es decir que para nuestro diseño el separador presenta un área de 70.378 inch² en su sección transversal.

3.29 ACCESORIOS EXTERNOS.

Para efectos de calcular las válvulas de seguridad que protegerán al separador en caso de sobrepresión y las válvulas de drenaje de líquidos, se utilizará el software “InstruCalc Instrument Sizing Program Suite” versión licenciada 8.1.0 registrada por Petrosantander (Colombia) inc.

3.29.1 Dimensionamiento Válvula de seguridad y alivio El separador trifásico se encuentra presurizado a 731.55 psig y a una temperatura de 59°F, para efectos de dimensionamiento de la válvula de seguridad se considerará un porcentaje de

sobrepresión del 10% y descarga por sobrepresión a Tea “Quemadero” atmosférico.

De acuerdo al software de diseño, se considerará una válvula de seguridad con una capacidad de manejo de gas igual a 5,4 Msft³/d, una boquilla de salida al interior de la válvula con una área mínima de 0.1821 pulgadas cuadradas, presión de disparo de 805.2 psi. Ver figura 23 para características de diseño completas.

3.29.2 Dimensionamiento Válvula de salida de gas. Para dimensionar la válvula de salida de gas utilizaremos los datos obtenidos en el cálculo del diámetro de la boquilla de salida de gas, en donde fue seleccionada para nuestro diseño una brida de 3” sch 80 cuyo diámetro interno corresponde a 2.900”. La salida de gas del separador trifásico será enviada como alimentación a un sistema de suministro de gas combustible a una presión de 70 psi, por lo que nuestra de válvula de control deberá soportar un delta de presión de 661.55 psi, recordando que la presión en el separador es de 731.55 psi.

Utilizaremos la herramienta de selección de válvulas de control para manejo de gas suministrada por la fábrica de válvulas de control Kimray a través de su página web.

Figura 19: Diseño de válvula de seguridad

Ver.8.1.5. Relief Valve - Gas relief - Known flow

File Fluid properties Options Help

Input data			Output data			
Tag	PSV-SALINAS	Fluid	SALINAS FRIO	Valve capacity	sft3/d	5380486
ASME sect	8 - Unfired vessels - Single valve		Calculated area	in2	.1821	
Valve type	Standard		Valve orifice designation	1E2		
Rupture disk	No		Relief pressure	psig	805.2	
Relief temperature	degF	59	Relieving noise level	dbA	136	
Valve set pressure	psig	732	Atmos reaction force	lb	142	
Normal gas flow	sft3/d	5000000	<div style="text-align: right;"> Calculate 12/04/2017 By Castaño App Monografía </div>			
Total back pressure	psig	0				
Molecular weight	23.8825					
Ratio of specific heats @ FTP	1.656542					
Compressibility factor @ FTP	.80333					
Percent overpressure	10					
Valve discharge coefficient	.975					
Select valve size	in2	.196				
Note 1	calculado para el Gas Salinas Frio					Change Setup
Note 2	Back Pressure, para efectos de calculos 14.7 psia					
Setup selections	Modified volume English, calculate size					
Calculation source	API 520					

Fuente: Simulación "PSV-Salinas". Software InstruCalc Instrument Sizing Program Suite.

Para iniciar con el dimensionamiento de la válvula de salida de gas debemos suministrar la siguiente información correspondiente a la corriente llamada "Gas Salinas Frio"

Gravedad específica del gas: 1.02

Temperatura de flujo: 59°F.

Factor de Flujo Crítico: 0.80 (Ver figura 25).

Presión Aguas arriba: 731.55 psi

Presión Aguas abajo: 70 psi

Coeficiente de flujo de la válvula: 10.1 @ 50% de apertura de la válvula

La válvula seleccionada corresponde a una válvula de control para alta presión, vástago guiado, puerto de entrada de fluido no balanceado, conexión a proceso 3" sch 80, tamaño de los internos igual a 3/4.

Figura 20: Selección de Válvula de salida de Gas

Valve Coefficients

High Pressure Stem Guided Non-Balanced Control Valve and Regulator

High Pressure Stem Guided Non-Balanced Control Valve and Regulator

Trim Type	Connection Size (in.)	Trim Size (in.)	CF	Cv at Stem Travel (% Open)											
				10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%	100%		
Linear (Nominal)	2 & 3"	1/4	0.55	0.4	1	1.5	2	2.5	2.7	2.8	2.9	3			
Linear (Nominal)	2 & 3"	3/8	0.77	0.53	1.33	2.06	2.8	3.4	3.6	3.9	4	4	4		
Linear (Nominal)	2 & 3"	1/2	0.78	0.94	2.38	3.67	4.97	5.98	6.48	6.91	7.06	7.13	7.2		
Linear (Nominal)	2 & 3"	3/4	0.95	1.5	4	6.2	8.4	10.1	11	12	12	12	12		
Linear (Nominal)	2 & 3"	1	0.77	2.8	7	11	15	18	19	20	21	21	21		



Fuente: KIMRAY . [en línea] disponible en: <https://kimray.com/sizing>

Con los anteriores datos podemos ingresar los valores al software suministrado en línea por la página Web.

Figura 21: Dimensionamiento válvula de salida de gas

GAS SIZING and Product Selection

Fill in your conditions and click "Calculate C_v " to display applicable products.

Gas Sizing | Liquid Sizing Simplified | Liquid Sizing

Condition 1 | Condition 2

Gas Specific Gravity: 1.02

Flowing Temp. (° Fahrenheit): 59

Critical Flow Factor (C_f): 0.80 | .75

Upstream Pressure (psig): 731.55

*** Based on your current inputs, Critical Flow would begin when Upstream Pressure is greater than or equal to: 170.226 (psig)

Downstream Pressure: 70

*** Based on your current inputs, Critical Flow would begin when Downstream Pressure is less than or equal to: 326.842 (psig)

Flow Rate (mscfd): 5.248235 | N/A

Valve Flow Coefficient (C_v): 10.1 | N/A

Buttons: Calculate Flow Rate, Calculate C_v

Fuente: Kimray (2017). [en línea] disponible en: <https://kimray.com/sizing>

Es decir que la anterior selección de válvula de control nos asegura que con una apertura del 50% del vástago de la válvula es posible manejar 5.2 Mft³/d, capacidad suficiente y considerada en nuestro diseño de manejo de gas del separador trifásico.

3.29.3 Dimensionamiento Válvula de salida de condensados y agua.

Soportados en la anterior herramienta online web, realizamos la selección para las válvulas de salida de agua y condensados recordando que las boquillas de salida de agua y salida fueron seleccionadas para bridas de 1" sch 80 en ambas salidas de líquido. La salida de los líquidos del separador trifásico será enviados a balsas de almacenamiento con una presión máxima de 210 psi, por lo que nuestra de válvula de control deberá soportar un delta de presión de 521.55 psi, recordando que la presión en el separador es de 731.55 psi.

Para iniciar con el dimensionamiento debemos suministrar la siguiente información correspondiente a la corriente llamada “Gas Salinas Frio”

Gravedad específica del agua: 1.07

Temperatura de flujo: 59°F.

Factor de Flujo Crítico: 0.80 (Ver figura 26)

Presión Aguas arriba: 731.55 psi

Presión Aguas abajo: 70 psi

Coeficiente de flujo de la válvula: 0.09 @ 60% de apertura de la válvula.

Figura 22: Determinación del coeficiente de flujo de la válvula.

Valve Coefficients		High Pressure Stem Guided Non-Balanced Control Valve and Regulator												
Valve Type	Connection Size (in.)	Valve Size (in.)	Cv	10%	20%	30%	40%	50%	60%	70%	80%	90%	100%	
Equal Percentage	1	1/8	0.72	0.01	0.02	0.03	0.04	0.06	0.09	0.15	0.26	0.32	0.34	
Equal Percentage	1	1/4	0.66	0.03	0.10	0.14	0.19	0.25	0.38	0.53	1.27	1.63	1.91	
Equal Percentage	1	1/2	0.78	0.16	0.32	0.47	0.60	0.93	1.74	2.98	4.41	5.65	6.49	

Fuente: Kimray (2017). [en línea] disponible en: <https://kimray.com/sizing>

La válvula seleccionada corresponde a una válvula de control para alta presión, vástago guiado, puerto de entrada de fluido no balanceado, conexión a proceso 1” npt roscado conexión macho, tamaño de los internos igual a 1/8.

Con los anteriores datos podemos ingresar los valores al software suministrado en línea por la página Web.

Figura 23: Dimensionamiento válvula de salida de líquido.

LIQUID SIZING (SIMPLIFIED) and Product	
Fill in your conditions and click "Calculate C_v " to display applicable pro	
Gas Sizing	Liquid Sizing Simplified
Condition 1	
Liquid Specific Gravity	1.07
Critical Flow Factor (C_r)	0.73
Upstream Pressure [psig]	731.55
*** Based on your current inputs, Critical Flow would begin when Upstream Pressure is greater than or equal to:	466.353 (psig)
Downstream Pressure	210
*** Based on your current inputs, Critical Flow would begin when Downstream Pressure is less than or equal to:	333.616 (psig)
Flow Rate [bbl/d] Calculate Flow Rate ⇒	59.4879292
Valve Flow Coefficient (C_v) Calculate C_v ⇒	0.09

Fuente: Kimray (2017). [en línea] disponible en: <https://kimray.com/sizing>

Es decir que la anterior selección de válvula de control nos asegura que con una apertura del 60% del vástago de la válvula es posible manejar 59.4 Bbl/d, capacidad suficiente y considerada en nuestro diseño de manejo de líquidos tanto como condensados como agua en el separador trifásico.

3.29.4 Selección control de nivel de salida de condensados y control de nivel de interfaz. El control seleccionado de acuerdo a las características de diseño corresponde a un control neumático de nivel de líquidos de la serie GEN II de la marca Kimray, de acuerdo a las siguientes especificaciones.

Presión de suministro: 5 a 30 psi

Presión de Salida: 0 a 30 psi (Acción proporcional)

Tipo de control: Proporcional.

Gravedad específica (mínima): 0.2

Tipo de flotador: Longitud de 12", material de construcción PVC.

Figura 24: Especificaciones del sistema de control de nivel



Fuente: Kimray (2017). [en línea] disponible en:
https://kimray.com/Downloads/Marketing/Gen_II/SSGEN-001_rv12-15_Gen_II_web.pdf

3.29.5 Selección control de presión del separador. El control de presión seleccionado para actuar la válvula de salida de gas, es el control de presión neumático Fisher C1 de acuerdo a las siguientes características:

Presión de suministro: 35 psi

Presión de Salida: 6 a 30 psi (Acción proporcional)

Tipo de control: Proporcional.

Tipo de acción: Directa (A incrementos en la variable monitoreada, incremento en la señal de salida).

Elemento sensor de Presión: 0 – 1500 psig.

Figura 25: Sistema de control de presión del separador



Fuente: Emerson Process (2017). [en línea] disponible en:
<http://www.emerson.com/resource/blob/d103292x0es-data-134814.pdf>

4. CONCLUSIONES

El diseño de nuestro separador vertical trifásico fue concebido para un diámetro externo de 24", longitud entre soldaduras de 105" y una presión de trabajo de 732 psi. Los anteriores datos operativos nos permiten preconcebir la viabilidad de la construcción del separador trifásico debido a que se podrían comercializar y/o aprovechar al interior de la organización diariamente 54 barriles de productos blancos obtenidos de la carga del gas de compresión Salinas, teniendo en cuenta la funcionabilidad económica de la implementación derivada por el tamaño reducido obtenido.

Adicional al retirar 53 barriles por día de agua en esta corriente de gas, reducimos considerablemente el impacto de la posible corrosión en equipos y tuberías generada por la formación de ácido carbónico, debido a la presencia de 14% de dióxido de carbono. El gas residual que saldría del separador alimentaría una corriente de gas combustible para equipos de proceso como motores a combustión, tratadores térmicos y hornos de calentamiento, logrando optimizar su comportamiento operacional debido a que esta corriente de gas no tendría compuestos significativos superiores al C6+, mejorando la combustión, disminuyendo el poder calorífico y reduciendo riesgo como detonaciones y/o pre igniciones.

Los elementos externos que protegen y controlan el funcionamiento del separador fueron seleccionados teniendo en cuenta que no se declarara una dependencia de la energía eléctrica, es por este motivo que los elementos finales de control como válvulas fueron seleccionadas con actuadores neumáticos que puedan trabajar con gas natural proveniente del mismo separador, de igual manera esta misma energía pueda servir como suministro para los controladores neumáticos de

presión, controles neumáticos de salida de condensados y controlador de nivel de interfaz.

A pesar de que el diseño se realizó en base a la remoción de un tamaño de gota en el gas de 100 micras, se seleccionó un eliminador de niebla tipo veletas debido a su capacidad de remover gotas de líquido de 10 a 40 micras y mayores.

5. RECOMENDACIONES

Realizar un análisis técnico económico en donde se pueda contrastar el precio de comercialización y/o aprovechamiento en la corriente de crudo de ventas de los productos blancos obtenidos versus la implementación total del separador trifásico como facilidad de producción.

Realizar pruebas de laboratorio extendido como cromatografías C15+ y análisis PIANO a la corriente de gas del campo Salinas y a los condensados derivados de la misma, con el fin de analizar técnicamente la opción de inyectarlos a la planta de procesamiento de gas y verificar su posible fraccionamiento y estabilización.

Adicional a la instalación del separador trifásico vertical, se recomienda el estudio de diseño de una planta de endulzamiento de la corriente de gas del campo Salinas, con el fin de remover desde el origen el dióxido de carbono presente.

Realizar un estudio en donde se pueda complementar al diseño del separador trifásico, la instalación de una válvula de expansión de gas que propicie la generación del efecto “Joule Thomson” con el fin de obtener mayor refrigeración en la corriente de gas y lograr condensar una mayor fracción volumétrica de compuestos pesados.

BIBLIOGRAFÍA

CACERES GRAZIANI, Luis F, El gas natural. Tercera Edición. Perú: Corporación Aceros Arequipa S.A 2002. 118 p.

CENGEL, Yunes, BOLES, Michael. Termodinámica. Séptima Edición. México: McGraw-Hill, 2011. 699 y 670 p.

DIAZ, A, PAGUAY, A, TOMALÁ, H, KLEBER, M. Parámetros requeridos en el diseño de separadores para manejar mezclas gas líquido. Ecuador. 2013. 6 p.

FUENTES, E. Descripción de las características y propiedades del gas natural. Venezuela: Universidad de Oriente, 2010. 125 p.

ORTIZ AFANADOR, Juan M. Diseño y operación de sistemas de medición de gas. Universidad Industrial de Santander, 2016. 180 p.

PALACIO, Ramiro, MARTINEZ, Marcías. Características y comportamiento de los hidrocarburos. Venezuela: Ingenieros Consultores, S.R.L. 1994. 269 p.

PEREZ ANGULO, Julio C. Propiedades fisicoquímicas y termodinámicas del gas natural. Universidad Industrial de Santander, 2011. 307 p.

Reglamento Único de Transporte de Gas Natural- (RUT), 16-19-25 p.

Reglamento Único de Transporte de Gas Natural, Resolución No. 071, 59-60 p.

ROLLE, Kurt. Termodinámica. Sexta Edición. México: Prentice Hall, 2006. 196,199 p.

SANTOS, N. Diseño y Operación de plantas de Tratamiento de Gas. Universidad Industrial de Santander, 2015. 591 p.

SMITH, J, VAN NESS, H Y ABBOTT, M. Introducción a la termodinámica en ingeniería química. México: McGraw-Hill, 1997. 876 p.

TAREK, Ahmed, Hydrocarbon Phase Behavior. Houston: Gulf Publishing Company. 1989. 77 p.

Anexo B. Plano dimensional separador vertical trifásico.

