

**ESTUDIO, SELECCIÓN Y DISEÑO DE LA MEJOR ALTERNATIVA
TECNOLOGICA PARA EL MEJORAMIENTO DE LA SEPARACION
DE HIDROCARBUROS PESADOS DEL GAS TRANSPORTADO A
TRAVES DEL GASODUCTO FLOREÑA-YOPAL**

Jose Andrés Díaz Lobo

Proyecto de Grado

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICO QUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA

2009

**ESTUDIO, SELECCIÓN Y DISEÑO DE LA MEJOR ALTERNATIVA
TECNOLOGICA PARA EL MEJORAMIENTO DE LA SEPARACION
DE HIDROCARBUROS PESADOS DEL GAS TRANSPORTADO A
TRAVES DEL GASODUCTO FLOREÑA-YOPAL**

Jose Andrés Díaz Lobo

Tesis de Grado presentado como requisito para optar al titulo de

INGENIERO DE PETROLEOS

DIRECTOR DE PROYECTO

M.Sc. Nicolás Santos Santos

Co-Director

Ing. Luis Eduardo García

Corporación CDT de Gas

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICO QUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA DE PETROLEOS
BUCARAMANGA

2009

TABLA DE CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCION	1
1. GENERALIDADES	2
1.1 Origen y Composición del Gas Natural	2
1.2 Comportamiento de Fases del Gas Natural	4
1.3 Procesamiento y Productos Principales	7
1.4 Mercado del Gas Natural a Nivel Internacional	9
1.5 Mercado del Gas Natural en Colombia	10
2. PROCESAMIENTO DEL GAS NATURAL	13
2.1 Separación Gas-Líquido	13
2.1.1 Difusores de Entrada	16
2.1.2 Eliminadores de Niebla	17
2.1.3 Guías de Flujo Interno	27
2.1.4 Slug Catchers	28
2.2 Procesamiento de Gas Natural	31
2.2.1 Absorción	32
2.2.2 Refrigeración	33
2.2.3 Criogénico	38

3.	ESTADO ACTUAL DEL SISTEMA	41
3.1	Análisis Del Comportamiento de Fases	43
3.2	Análisis del Sistema de Separación	46
3.2.1	Análisis Dimensional	47
3.2.2	Análisis de la Distribución de Tamaño de Partícula	50
3.2.3	Análisis de la Eficiencia Actual	52
3.3	Análisis del Estado Actual del Sistema	53
3.4	Análisis de las Condiciones de Operación	55
4.	ALTERNATIVAS DE ESTUDIO	58
4.1	Rediseño del Separador	58
4.2	Implementación de un Nuevo Separador	59
4.3	Adicionar un Intercambiador de Calor al Sistema de Separación	60
4.4	Procesamiento del Gas Natural	61
4.5.	Tubo Vortex	61
4.6	Separador Supersónico Twister	62
4.7	Selección de las Alternativa de Trabajo	65
5.	REDISEÑO DEL SISTEMA DE SEPARACION	66

5.1	Distribución del Tamaño de Partícula a la Entrada	66
5.2	Eficiencia Requerida	66
5.3	Selección y Dimensionamiento del Eliminador de Niebla	67
5.4	Eficiencia de Separación	69
5.5	Plano del Scrubber	70
6.	IMPLEMENTACION DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR	71
6.1	Diseño a Partir de Simulaciones	74
6.1.1	Diseño N°1: Dos Intercambiadores en Serie	74
6.1.2	Diseño N°2: Un Intercambiador Convencional	76
6.1.3	Diseño N°3: Intercambiador Convencional Modificado	77
6.2	Diseño a Partir de Fundamentos Teóricos	78
7.	COSTOS DE LOS SISTEMAS PROPUESTOS	83
7.1	Costos para el Eliminador de Niebla	83
7.1.1	Costos de Fabricación	83
7.1.2	Costos de Instalación	83
7.1.3	Costos de Operación y Mantenimiento	83
7.1.4	Costos Totales	84

7.2	Costos para el Intercambiador de Calor	84
7.2.1	Costos de Fabricación	84
7.2.2	Costos de Instalación	85
7.2.3	Costos de Operación y Mantenimiento	86
7.2.4	Costos Totales	86
7.3	Costos Totales del Sistema de Separación	86
7.3.1	Valor Presente Neto (VPN)	86
7.3.2	Periodo de Recuperación de la Inversión (PRI)	87
7.3.3	Tasa Interna de Retorno (TIR)	88
	CONCLUSIONES	89
	RECOMENDACIONES	90
	BIBLIOGRAFIA	91

LISTA DE FIGURAS

		Pág.
Figura 1	Diagrama de Fases para una Mezcla de Hidrocarburos	5
Figura 2	Análisis de las Condiciones del Gas Natural a Diferentes Etapas	5
Figura 3	Comportamiento de un Fluido Bajo Condensación Retrograda	7
Figura 4	Evolución del Consumo de Gas Natural 2004-2030	9
Figura 5	Reservas de Gas Natural a Nivel Mundial	10
Figura 6	Reservas Probadas de Gas Natural en Latinoamérica	10
Figura 7	Producción versus Reservas en Colombia	11
Figura 8	Evolución Histórica Reservas-Producción	12
Figura 9	Asentamiento Gravitacional	14
Figura 10	Separador Gas-Líquido	15
Figura 11	Esquema de un Scrubber	15
Figura 12	Distribución de Flujo en un Difusor	16
Figura 13	Difusores de Entrada	16
Figura 14	Malla Demister para Flujo Vertical	18

Figura 15	Captura y Coalescencia de Gotas en las Mallas	19
Figura 16	Malla de Alambre	20
Figura 17	Malla de Fibras	20
Figura 18	Eliminador de Niebla Tipo MistFix	20
Figura 19	Eliminador de Niebla Tipo Aleta	21
Figura 20	Captura de Líquidos en las Aletas	22
Figura 21	Posibles Configuraciones de las Aletas	23
Figura 22	Fenómeno de Arrastre e Inundación	23
Figura 23	Configuración Malla-Aleta para Mayor Eficiencia de Separación	26
Figura 24	Configuración Aletas-Malla para Altas Cargas de Líquidos	26
Figura 25	Montaje Incorrecto de un Eliminador de Niebla	27
Figura 26	Guías de Espaciamiento para Mantener Perfiles de Velocidad Uniforme en Separadores	28
Figura 27	Regímenes de Flujo con Burbujas y Slugs	29
Figura 28	Slug Catcher Tipo Tubería	30
Figura 29	Slug Catcher Tipo Recipiente	30
Figura 30	Funcionamiento de Slug Catcher Tipo Tubería	30

Figura 31	Procesamiento de Gas Natural	31
Figura 32	Proceso de Absorción	34
Figura 33	Proceso de Refrigeración	36
Figura 34	Proceso Criogénico	40
Figura 35	Diagrama de proceso para el Tratamiento de Gas por parte de BP Floreña	41
Figura 36	Recorrido del Gas desde Floreña hasta su disposición Final	42
Figura 37	Envolventes Superpuestas para el Gas Entregado por BP Floreña a COINOBRAS	45
Figura 38	Envolvente del Gas Tratado en el City Gate de Yopal	46
Figura 39	Separador en el City Gate Yopal	47
Figura 40	Dimensiones de Separadores Verticales	49
Figura 41	Influencia del Tamaño de Partícula en la Separación Gas-Líquido	50
Figura 42	Denominación del Líquido de acuerdo al Tamaño de Partícula	51
Figura 43	Separación Actual en el City Gate de Yopal	53
Figura 44	Plano del Tanque de Almacenamiento Usado en City Gate de Yopal	54

Figura 45	Determinación de la Presión Óptima de Operación	55
Figura 46	Recuperación de Fluidos en Función de la Temperatura de Operación	56
Figura 47	Forma General de un Tubo Vortex	61
Figura 48	Movimiento de los Fluidos en el Tubo Vortex	62
Figura 49	Separador Supersónico Twister	63
Figura 50	Boquilla de Laval	63
Figura 51	Funcionamiento del Twister	63
Figura 52	Enfriamiento del Twister Frente a otras Tecnologías Similares	64
Figura 53	Intercambiador de Calor de Tubo y Carcasa	71
Figura 54	Sistema Actual de Separación	72
Figura 55	Sistema de Separación Propuesto	74
Figura 56	Plano del Intercambiador Diseñado	82

LISTA DE TABLAS

		Pág.
Tabla 1	Especificaciones de Calidad para el Gas Natural según RUT	8
Tabla 2	Valores Recomendables para el Factor K según el Eliminador de Niebla	25
Tabla 3	Problemas más usuales en el Proceso de Refrigeración	37
Tabla 4a	Composición Promedio del Gas	44
Tabla 4b.	Composición con Mayor GPM del Gas Transportado	44
Tabla 4c.	Composición con Menor GPM del Gas Transportado	44
Tabla 5	Guía de Selección de Eliminadores de Niebla a Partir del Tamaño de Partícula	51
Tabla 6	Máximos GPM Condensables	52
Tabla 7	Guía de Selección de Eliminadores de Niebla Convencionales	67
Tabla 8	Principales Criterios de Diseño	73
Tabla 9	Dimensiones del Diseño N°1	75
Tabla 10	Dimensiones del Diseño N°2	76
Tabla 11	Dimensiones del Diseño N°3	78

Tabla 12	Comparación entre los Resultados del Simuuldor y los del Método Delaware	81
Tabla 13	Nomenclatura Usada para el Plano del Intercambiador (Figura 5-4)	81
Tabla 14	Condiciones para el Intercambiador de Calor	81

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A: METODO DELAWARE	95

1. TITULO: ESTUDIO, SELECCIÓN Y DISEÑO DE LA MEJOR ALTERNATIVA TECNOLÓGICA PARA EL MEJORAMIENTO DE LA SEPARACIÓN DE HIDROCARBUROS PESADOS DEL GAS TRANSPORTADO A TRAVÉS DEL GASODUCTO FLOREÑA-YOPAL*

2. AUTOR: Jose Andrés Díaz Lobo*[Ⓜ]

3. PALABRAS CLAVES: Gas Natural, RUT, Condensación, Scrubber, Rediseño, Intercambiador de Calor

4. CONTENIDO

Con una industria que presenta gran competitividad, es esencial optimizar los procesos al máximo con el fin de disminuir los costos de operación y aumentar las ganancias, acondicionando los fluidos a sus condiciones más apropiadas.

El gas transportado a través de Gasoducto Floreña-Yopal es entregado a la empresa transportadora a 1200psig y $85\pm 10^{\circ}\text{F}$, condiciones a las que posee una gran cantidad de hidrocarburos pesados en fase gaseosa que generan problemas a nivel operativo y potencialmente problemas con los usuarios durante el consumo. Antes de entrar al City Gate de Yopal, el gas pasa por una etapa de filtración y regulación que lo condiciona a parámetros RUT (Resolución CREG 071 de 1999) disminuyendo la presión hasta 400psig, generando así la condensación de gran parte de hidrocarburos pesados que deben separarse antes de distribuir el gas para su consumo.

Analizando el estado actual desde el punto de vista del fluido y el scrubber utilizado, se encontraron inconvenientes como mal dimensionamiento del equipo y de sus componentes internos reduciendo la eficiencia del proceso a un 22% a condiciones del separador; por esta razón, después del estudio de diferentes tecnologías se selecciona el rediseño del separador y la implementación de un intercambiador de calor como la mejor manera de aumentar la eficiencia del proceso y con esto lograr las mejores condiciones en el gas para su transporte, atenuar o erradicar los problemas que se venían presentando por efecto de la presencia de condensados en las líneas y aumentar las ganancias para la compañía.

* Proyecto de Grado

* Facultad de Ingenierías Físico Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos.
Director: M.Sc. Nicolás Santos Santos. Co-Director: Ing. Luis Eduardo García

1. TITLE: STUDY, SELECTION AND DESIGN OF THE BEST TECHNOLOGICAL ALTERNATIVE TO IMPROVE THE SEPARATION OF HEAVY HYDROCARBONS OF THE GAS TRANSPORTED THROUGH THE FLOREÑA-YOPAL GAS DUCT*

2. AUTHOR: Jose Andrés Diaz Lobo^{*[2]}

3. KEY WORDS: Natural Gas, RUT, Condensation, Scrubber, Redesign, Heat Exchanger.

4. ABSTRACT

With an industry of highly competitiveness, is essential to optimize every process with the purpose of decrease operational cost and increase the profits, setting up the fluids involve to their optimum conditions.

The gas carry through the Floreña-Yopal gas duct is delivering to the transportation company at 1200psig and $85\pm 10^{\circ}\text{F}$, showing a considerable amount of heavy hydrocarbons in gas phase that generate problems in an operative level and could represent potential problems for the users. Before the gas pass through the Yopal City Gate, it pass through a filtration and regulation stage that adjust the gas properties to RUT conditions (CREG Resolution 071 of 1999) that reducing the pressure to 400psig, generating the condensation of a great part of the heavy hydrocarbons that must be separated from the gas before it's distribution.

Analyzing the current status of the process focus on the fluid properties and the scrubber currently installed, it was found inconvenience as bad sizing of the scrubber and his intern components reducing the process efficiency to 22% at separator conditions, for that matter, after studying different technologies it's selected the redesign of the separator and the implementation of a heat exchanger as the best way to increase the efficiency of the process, achieve better conditions for the gas transportation , reduce or eliminate the problems associate to the presence of heavy hydrocarbons condensates in the lines and increase the profits for the transportation company.

* Proyecto de Grado

* Facultad de Ingenierías Físico Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: M.Sc. Nicolás Santos Santos. Co-Director: Ing. Luis Eduardo García

INTRODUCCION

Con los retos que representa en la actualidad ser un profesional competente, es importante que los estudiantes experimenten la mayor cantidad de situaciones que los acerquen a los problemas que se pueden presentar en la naturaleza de los posibles trabajos a realizar, facilitando el empalme entre los conocimientos adquiridos durante la vida universitaria con la realidad de su respectivo entorno laboral.

Por esta razón, y con la ayuda de la Corporación CDT de Gas, fue posible el desarrollo de este proyecto, que, desde una perspectiva académica, refleja el desarrollo de proyectos reales para la industria del petróleo.

1 GENERALIDADES

El gas natural es la fuente de energía fósil que ha presentado un mayor avance desde los años 70 debido principalmente a las ventajas económicas y ecológicas que posee respecto a otros tipos de combustible, como el petróleo o el carbón.

1.1 *Origen y Composición del Gas Natural*

El gas natural es una mezcla de hidrocarburos gaseosos formada fundamentalmente por metano y etano, aunque también posee cantidades menores de propano, butano, pentano, otros hidrocarburos más pesados y elementos no hidrocarburos como agua, dióxido de carbono (CO_2), compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno; estos compuestos no hidrocarburos son considerados contaminantes ya que producen corrosión en las tuberías y afectan propiedades del gas como el poder calorífico. La formación del gas natural proviene de un proceso similar al de la formación del petróleo, es decir, por medio de la descomposición de material orgánico como plantas y animales pequeños a lo largo de más de 200 millones de años bajo unas condiciones de presión y temperaturas óptimas.

El gas es almacenado en yacimientos subterráneos, ya sean por mar o por tierra y pueden encontrarse tanto en formaciones rocosas, como en domos salinos o en la matriz del carbón. Dependiendo de los fluidos que se encuentren en el yacimiento de gas, es posible catalogar al gas

como gas asociado o gas no asociado. El gas asociado es aquel que es extraído de un yacimiento de petróleo con cantidades considerables de hidrocarburos pesados, por otro lado, el gas no asociado es aquel que es extraído de un yacimiento donde solo existe gas natural, lo que indica cantidades pequeñas de hidrocarburos pesados. Esta clasificación tiene en cuenta únicamente la presencia de petróleo en el yacimiento y no del agua, dado que este suele encontrarse en todos los yacimientos ya sea en fase líquida o en fase vapor.

Otra clasificación que tiene el gas, está enfocada en la cantidad de componentes pesados condensables, de manera que un gas rico, se refiere al gas que posee cantidades representativas de hidrocarburos pesados (a partir de C_4 principalmente), mientras que el gas pobre es aquel que está compuesto principalmente por metano y etano. Este tipo de clasificación es muy importante para las operaciones de producción ya que determina que clase de procesos va a experimentar el gas una vez es extraído y llevado a superficie para cumplir con las regulaciones de transporte y entrega del gas.

Para cuantificar la cantidad de hidrocarburos condensables del gas natural, es usado en la industria el término GPM, que representa la cantidad de galones de líquido que están presentes en 100 pies cúbicos estándar de gas. Para estimar esta propiedad es necesario conocer la composición del gas, aunque es importante tener en cuenta que este es un cálculo teórico ideal, de manera que en la práctica nunca se van a obtener estos valores de hidrocarburos condensables dado que la condensación total de los compuestos (principalmente el etano) representaría la implementación de procesos costosos, largos e imprácticos y una disminución considerable del poder calorífico del gas.

El poder calorífico es la propiedad que mide la cantidad de energía que es liberada al quemar un volumen de gas, esta propiedad se mide en Btu/scf donde Btu significa Unidades Térmicas Británicas. El valor del gas natural es medido a partir de su poder calorífico, que es un valor que depende fuertemente de la composición, ya que grandes cantidades de hidrocarburos pesados aumentan el poder calorífico considerablemente mientras que elementos no hidrocarburos disminuyen el poder calorífico.

Por esta razón el gas natural, después de ser extraído, debe pasar por una serie de procesos que reduzcan la cantidad de elementos no hidrocarburos contaminantes y la cantidad de hidrocarburos pesados, principalmente estos últimos, que representan otra fuente de comercio para la empresa operadora, con el fin de lograr un gas natural con un poder calorífico óptimo, limpio y apto para el consumo humano (ya que altos poderes caloríficos o altos contenidos de contaminantes pueden ser perjudiciales para la salud de las personas).

1.2 Comportamiento de Fases del Gas Natural

Una forma de caracterizar el comportamiento del gas natural es por medio de un diagrama de fases. Este diagrama representa los efectos que generan las propiedades termodinámicas del fluido (presión y temperatura) en el estado físico del fluido; en el caso de una sustancia pura el diagrama de fases se representa como una línea, pero cuando se trata de una mezcla de sustancias, el diagrama de fases se observa como una envolvente que representa la unión de los diagramas de fases individuales de cada una de las sustancias que componen la mezcla.

Un diagrama de fases representativo de una mezcla de hidrocarburos como el gas natural se puede ver en la Figura 1 donde se puede diferenciar:

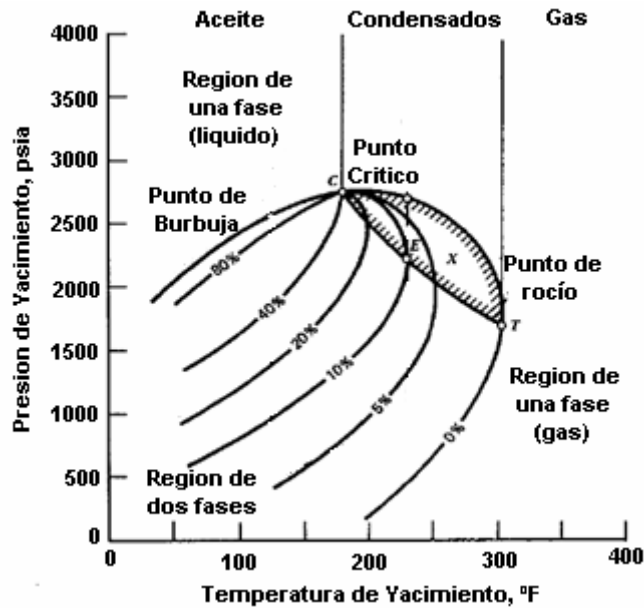


Figura 1. Diagrama de Fases para una Mezcla de Hidrocarburos

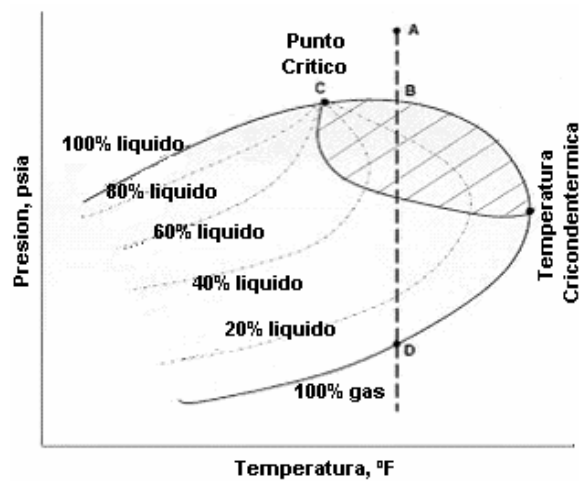


Figura 2. Análisis de las Condiciones del Gas Natural durante Diferentes Etapas

- Un punto C o punto crítico que representa las condiciones donde no se puede definir la fase ni las propiedades de la mezcla.
- Una línea de punto de burbuja a la izquierda de C, que separa la región de dos fases (al interior de la envolvente) de la región de hidrocarburos líquidos.
- Una línea de punto de rocío a la derecha de C, que separa la región de dos fases de la zona de condensación retrograda (en la parte superior a la línea) y la zona de gas (en la parte lateral a la línea)

Además de estas propiedades, un diagrama de fase nos permite estimar la temperatura máxima de formación de líquidos o temperatura cricondentermica y la presión máxima para la presencia de líquidos o presión cricondenbarica. Para el gas natural, el diagrama de fases nos permite determinar si la corriente va a experimentar estados de dos fases durante la extracción, la producción y el transporte del gas (Figura 2).

El diagrama de fases es una herramienta que depende fuertemente de la composición de los fluidos, en este caso del gas natural y de la cantidad de hidrocarburos pesados ya que esto puede variar significativamente la forma y el alcance de la envolvente.

Uno de los fenómenos que se puede identificar gracias al uso de los diagramas de fase es la Condensación Retrograda (Figura 3), este fenómeno, lo experimentan gases que se encuentran entre el punto crítico (C) y al temperatura cricondentermica al exterior de envolvente (A) y se caracteriza por una condensación de líquidos al disminuir la presión seguida de una evaporación de estos condensados; la principal consecuencia de esto radica en que los fluidos contarán con dos

presiones de rocío, una presión de rocío normal (B) y una presión de rocío retrograda (D)

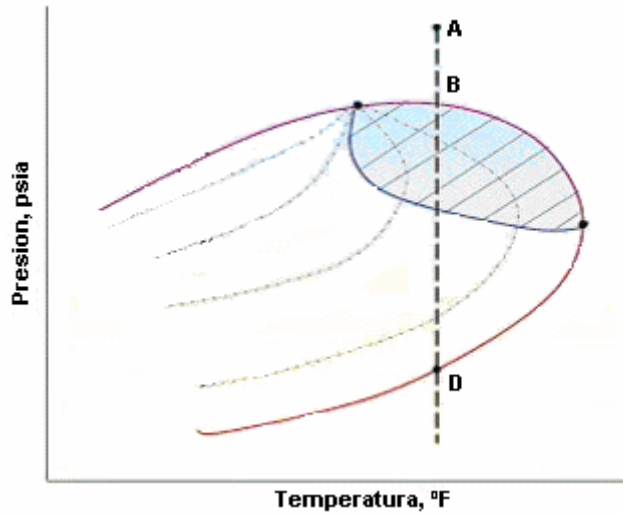


Figura 3. Comportamiento de un Fluido bajo Condensación Retrograda

Un factor que es importante y ya se mencionó es el punto de rocío, es decir, la temperatura a la cual se empieza el proceso de condensación en un gas a una presión determinada, esta propiedad es importante, principalmente durante operaciones de transporte con el fin de controlar la condensación de estos hidrocarburos en las tuberías, controlando problemas que se puedan dar para la medición, la caída de presión, la capacidad de flujo y el funcionamiento seguro del sistema.

1.3 Procesamiento y Productos Principales

Procesamiento se le denomina a la obtención de componentes individuales del gas a partir de diferentes procesos que se van a tratar más adelante. Como resultado de este procesamiento es posible obtener los siguientes productos:

- Gas Pobre o Residual: Compuesto principalmente por metano y por cantidades de etano (si este no es requerido durante el procesamiento).
- Gases Licuados del Petróleo (GLP): Compuestos por C₃ y C₄, representan soluciones puras de propano y butano o mezclas entre ellos.
- Líquidos del Gas Natural (LGN): compuesta por componentes pesados y comúnmente conocida como gasolina natural.

Tabla 1. Especificaciones de Calidad Para el Gas Natural –Según RUT-

ESPECIFICACIONES	Sistema Internacional	Sistema Inglés
Máximo poder calorífico bruto	42.8 MJ/m ³	1150 BTU/ft ³
Mínimo poder calorífico bruto	35.4 MJ/m ³	950 BTU/ft ³
Punto de Rocío de Hidrocarburos a cualquier presión y para todos los pisos térmicos	7.2 °C	45 °F
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	5%	5%
Contenido de oxígeno máximo en % volumen	0.1%	0.1%
Contenido de agua máximo	97 mg/m ³	6.0 Lb/MPCS

Estos productos deben cumplir con diferentes requerimientos si desean usarse con seguridad y para poder entrar al mercado con estos condensados; estos sectores se focalizan en la energía, en el mercado petrofísico y en los sectores residenciales, comercial e industrial.

Las especificaciones que deben cumplirse en el caso del gas natural se encuentran regidas por la resolución CREG 071 de 1999 - RUT

(Tabla 1), que es el Registro Único de Transporte, que pide que el gas a comercializar se encuentre entre los siguientes límites.

1.4 Mercado del Gas Natural a Nivel Internacional

Actualmente, el gas natural representa la segunda mayor fuente de energía utilizada, después del petróleo, y según la EIA (Energy Information Administration por sus siglas en Inglés) se esperaría que la demanda de gas natural siguiera creciendo con prospectivas de doblar el consumo actual en el año 2030 (Figura 4)

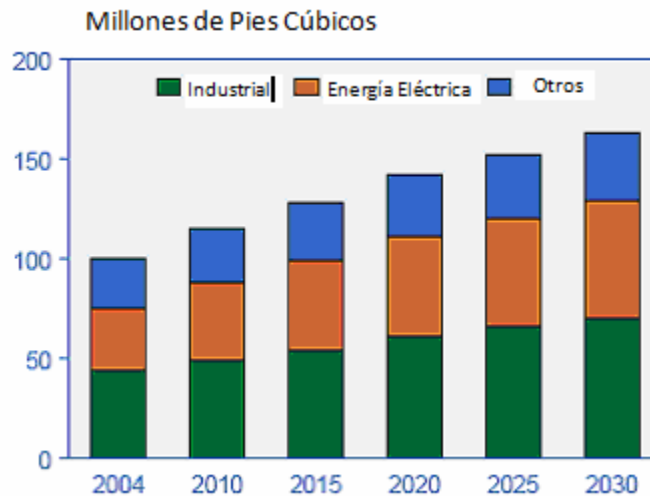


Figura 4. Evolución del Consumo de Gas Natural 2004-2030

Teniendo en cuenta las reservas probadas a nivel mundial a 2007, gran parte del gas natural del mundo se encuentra concentrado en el Medio Oriente y en Eurasia, dejando el resto distribuido de la manera como se ve en la Figura 5.

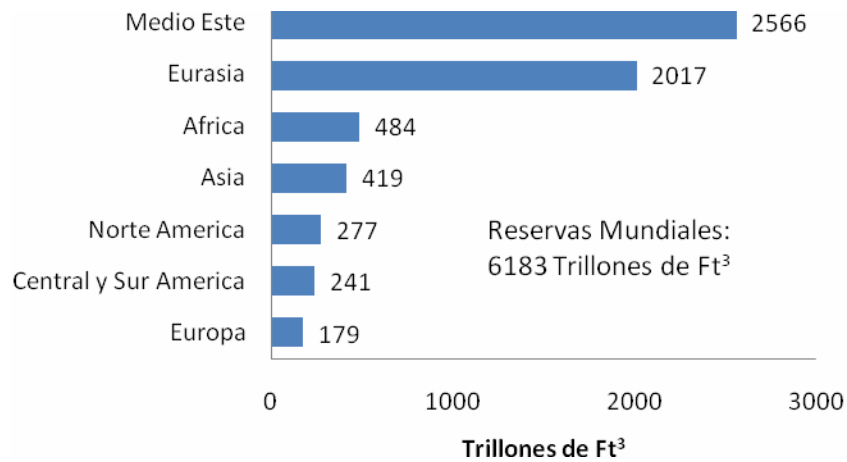


Figura 5. Reservas de Gas Natural a Nivel Mundial

1.5 Mercado del Gas Natural en Colombia

Según la ANH o Agencia Nacional de Hidrocarburos, para 2007 las reservas probadas de gas alcanzaban 7,4, distribuidas principalmente en la Costa Atlántica y el Interior del País. Estas reservas comparadas con otros países de Latinoamérica sitúan a Colombia en el séptimo lugar después de Perú como se observa en la Figura 6

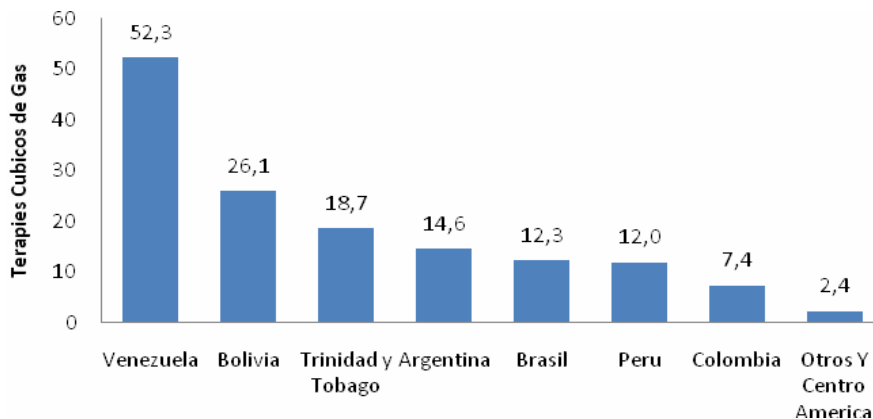


Figura 6. Reservas Probadas de Gas Natural en Latinoamérica

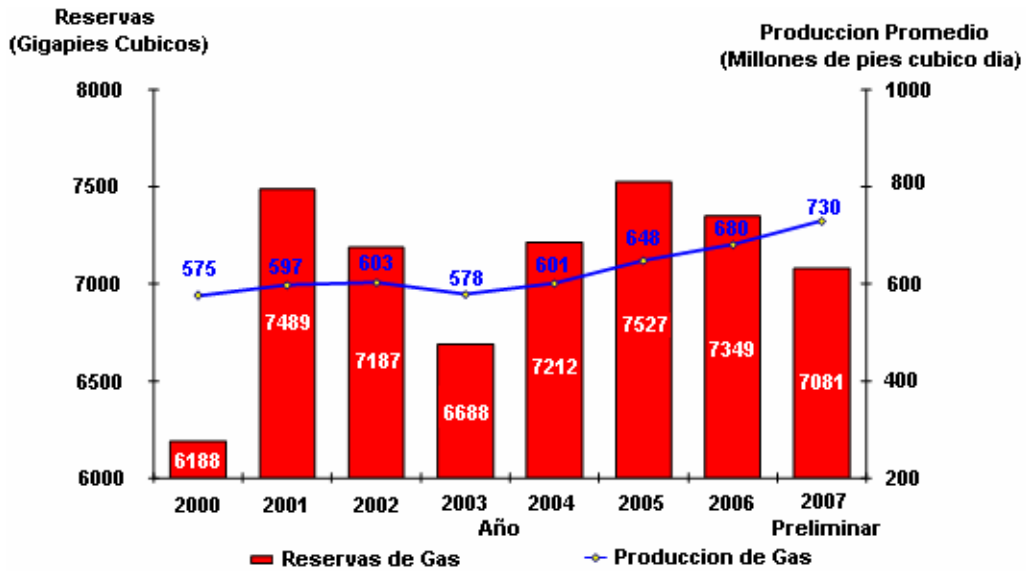


Figura 7. Producción versus Reservas en Colombia

Contrario a lo que ha ocurrido con las reservas, que han ido disminuyendo con el tiempo, la producción de gas natural ha aumentado y se espera que esta tendencia continúe especialmente por la alta demanda de GNV o Gas Natural Vehicular; una forma comparativa reservas producción se puede ver en la Figura 7.

Un análisis de la relación entre las reservas y la producción de Colombia permite realizar un estimativo del tiempo de independencia energética del país en gas natural, en cuyo caso sería de 22 años según el Informe de Reservas de Ecopetrol del 2007, lo cual muestra la importancia de seguir incrementando las inversiones a investigaciones a corto y largo plazo de manera que se pueda garantizar la independencia energética mas allá de esos 22 años.

Estudio, Selección y Diseño de la Mejor Alternativa Tecnológica para el Mejoramiento de la Separación de los Hidrocarburos Pesados del Gas Transportado a través del Gasoducto Floreña-Yopal

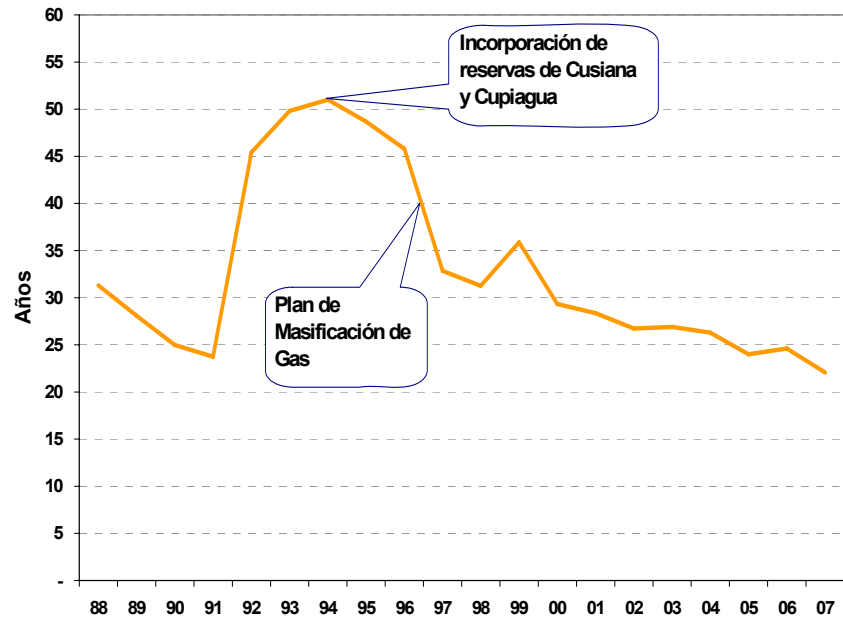


Figura 8. Evolución Histórica Reservas-Producción

2 PROCESAMIENTO DE GAS NATURAL

Como ya se menciona en el Capítulo 1, el procesamiento básicamente es aprovechar al máximo el gas natural, con el fin de remover la mayor cantidad de hidrocarburos intermedios y pesados aptos para carga en refinería o en plantas petroquímicas y además lograr un gas natural que este compuesto fundamentalmente de metano y que cumpla con las especificaciones dadas por el RUT (Tabla 1), especialmente con el poder calorífico que es la propiedad mas importante del gas natural, ya que determina su valor en el mercado y, bajo los rangos adecuados garantiza una combustión eficiente durante su uso.

Con el fin de lograr la mejor compresión del procesamiento del gas natural, se comenzara con los fundamentos de la separación gas líquido, para luego abarcar procesos más amplios de separación.

2.1 *Separación Gas-Líquido*

La separación física de gas y líquido se realiza a partir de tres principios básicos: el asentamiento gravitacional, el momentum, y la coalescencia.

En el asentamiento gravitacional, las partículas de líquido contenidas en un gas, se separan de este si la fuerza gravitacional que actúa sobre cada una las partículas de líquido es mayor a la fuerza de arrastre que la corriente de gas ejerce sobre ellas (Figura 9). Con el momentum, la separación se da por medio de cambios bruscos en la velocidad, que obligan al líquido a separarse con tal de mantener el equilibrio; y con la

coalescencia, se explica el fenómeno de separación de pequeñas partículas líquidas que se van cohesionando entre ellas hasta lograr el tamaño suficiente para separarse por efecto del asentamiento gravitacional.

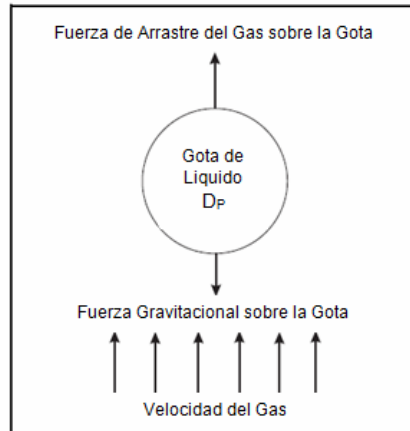


Figura 9. Asentamiento Gravitacional

Los separadores gas-líquido generalmente combinan dos o más de estos principios, razón por la cual suelen estar separados en cuatro secciones internas: un dispositivo de entrada (A) que se encarga de reducir el momentum del gas, distribuir el flujo uniformemente en el separador y lograr la mayor separación de líquido de la corriente; una sección de separación gravitacional (B) que cuenta con las dimensiones necesarias para separar líquido a partir del principio de asentamiento gravitacional; un extractor de niebla (D) que se encarga de retirar del gas las partículas más pequeñas de líquido por medio de coalescencia y una sección de recolección (C) que recibe todas las partículas que fueron separadas gracias a las secciones A, B y D (Figura 10).

Cuando la relación de gas-líquido es alta, la mejor unidad para la separación son los scrubbers; estos scrubbers, son un separador

vertical que consiste de un tanque vertical con una serie de arreglos de separación internamente, de acuerdo a la GPSA (Gas Processors Suppliers Association Engineering Data) con el fin de garantizar la mejor eficiencia de separación, los scrubbers deben cumplir con una serie de relaciones entre sus dimensiones como se puede ver en la Figura 11.

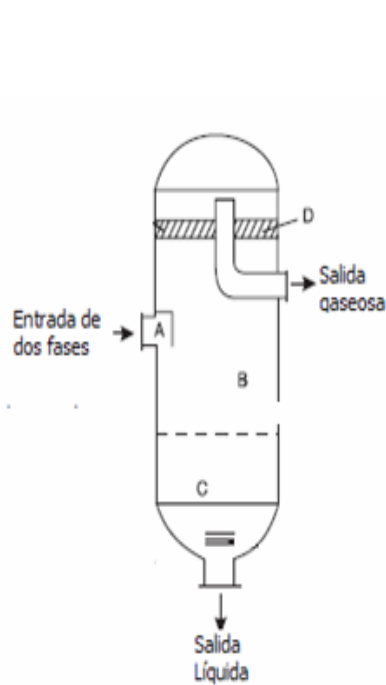


Figura 10. Separador Gas – Líquido

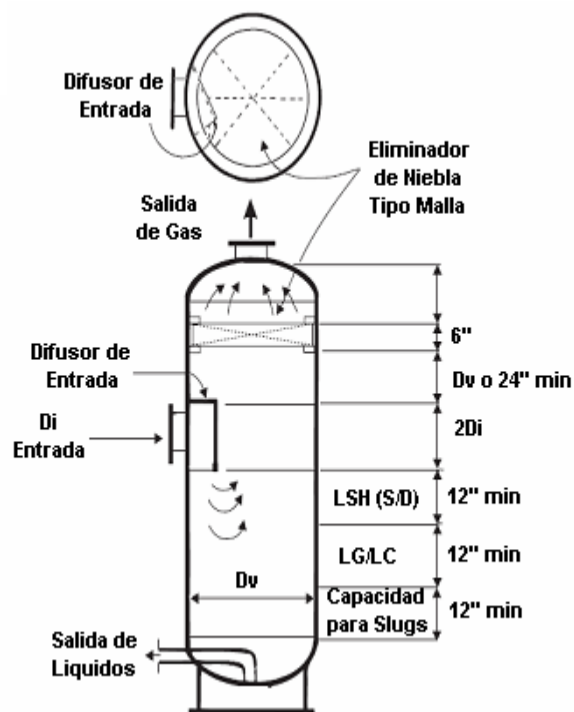


Figura 11. Esquema de un Scrubber

Una vez el gas entra al scrubber pasa por cada uno de los dispositivos internos de separación que se encuentran distribuidos teniendo en cuenta las mismas secciones que un separador gas-liquido convencional.

2.1.1 Difusores de Entrada

El uso de difusores, como ya se menciono, mejora la distribución de flujo (Figura 12) y disminuye el momentum con el que llega el gas al scrubber, esto se logra mediante difusores cilíndricos con entradas tangenciales que por medio de fuerzas centrífugas y diferencia de densidad separan gran parte de los líquidos de la corriente. Existen varios tipos de difusores de entrada en el mercado cada uno con diferentes parámetros operacionales, características, eficiencias y precios, variando desde simples baffles o platos desviadores hasta ciclones. Algunos tipos de difusores se pueden observar en la Figura 13.

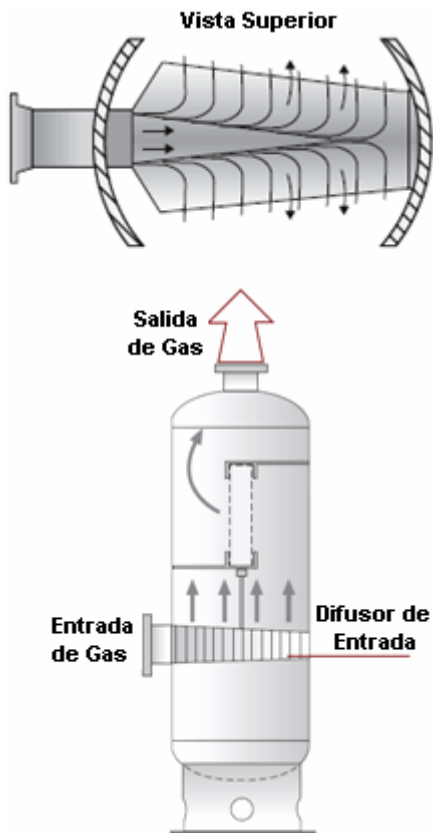


Figura 12. Distribución de Flujo en Difusor

Figura 13. Difusores de Entrada

Las principales ventajas de los difusores de entrada, aparte de las ya nombradas (distribución de flujo, separación efectiva, cambio de momentum) incluyen la disminución en el arrastre de líquidos y su versatilidad que lo hacen apto tanto para separadores horizontales como para verticales.

Después del difusor de entrada se encuentra la sección de asentamiento gravitacional, que no tiene ningún tipo de equipo, sino que depende de la longitud de la sección, y luego continua la sección del extractor de niebla, donde la separación se realiza por coalescencia a las partículas más pequeñas que pasaron a través de las secciones de entrada y de separación gravitacional.

2.1.2 Eliminadores de Niebla

Estos dispositivos se caracterizan por proporcionar grandes superficies de contacto en pequeños volúmenes para recolectar líquido sin obstaculizar mucho el flujo de gas. Actualmente y con los progresos tecnológicos se ha logrado el desarrollo de eliminadores de niebla de diferentes materiales y tamaños con el fin de incrementar la capacidad del equipo, mejorar la eficiencia, reducir los costos, disminuir el tamaño de los separadores y reducir problemas por corrosión o contaminación

Los beneficios que representan el uso de eliminadores de niebla incluyen:

- Evita el uso de químicos como glicol, aminas o solventes para separar las partículas de líquido.
- Presentan una mayor capacidad de procesamiento de gas.

- Protegen a otros dispositivos internos, eliminando o reduciendo considerablemente la presencia de problemas que necesiten mantenimiento serio.
- Ayudan a reducir la contaminación al reducir las emisiones de partículas al ambiente.

Los tipos principales de eliminadores de niebla son las mallas y las aletas.

Malla Demister (Mesh Pads)



Figura 14. Malla Demister para Flujo Vertical

Consiste básicamente en un arreglo definido de alambres (Figura 14), donde los constantes cambios de dirección que experimenta la corriente de gas hace que las partículas de líquido choquen y se adhieran al alambre, promoviendo la coalescencia hasta lograr el tamaño necesario para que, bajo los efectos de la gravedad, se muevan hacia la sección recolectora del scrubber (Figura 15).

Las mallas son dispositivos versátiles que son aptos para cualquier configuración y orientación de separadores, siendo útiles para altas

presiones con bajas caídas de presión, logrando altas eficiencias (separación de partículas de hasta 5 micrones) y bajos costos de instalación.

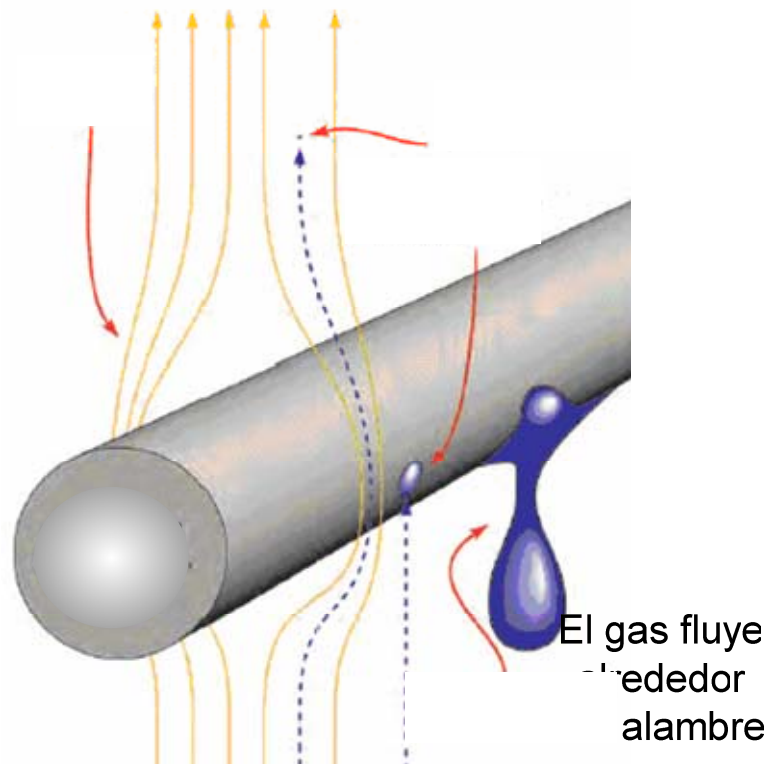


Figura 15. Captura y Coalescencia de Gotas en las Mallas

De igual manera, las mallas no se recomiendan para procesos que posean tendencia a formar espumas o que involucren corrientes con alto grado de suciedad, debido a que las mallas son propensas al taponamiento como consecuencia de su construcción en forma de tejido dando lugar al fenómeno de inundación, fenómeno que se explicara mas adelante.

Entre los materiales más usados para la fabricación de las mallas demister se encuentran dos materiales principalmente, el alambre

(Figura 16) y la fibra de vidrio (Figura 17), de tal forma que el primero es el más usado, por ser el más económico en relación costo-eficiencia y el segundo por ser el que proporciona mejores resultados de separación gas-liquido. Su instalación es normalmente con orientación horizontal con flujo de gas aguas arriba, aunque es posible la instalación de las mallas en forma vertical, o en forma inclinada, orientaciones que necesitan de especial cuidado con el objeto de mantener la entrada de la corriente de gas de la forma más perpendicular posible al área transversal de la malla.



Figura 16. Malla de Alambre



Figura 17. Malla de Fibras

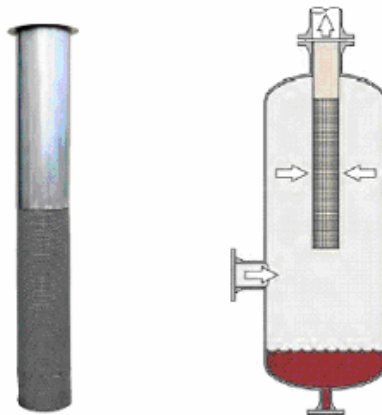


Figura 18. Eliminador de Niebla Tipo MistFix

Una de las variaciones de las mallas mas usada es la MistFix, propiedad de la empresa AMISTCO Separation Products, en el que la

mallas de alambre es envuelta alrededor del cilindro de salida del gas y extendiéndose verticalmente dentro del scrubber (Figura 18). Estas mallas brindan cortos tiempos de parada, rápido acceso a la malla y son ideales para aplicaciones en scrubbers existentes que no poseen mallas como eliminadores de niebla.

Aletas (Vanes)

Los eliminadores de niebla tipo aleta son utilizados en aplicaciones donde se necesita una alta eficiencia de separación para altas cargas de líquido, y consiste en un arreglo de hojas cercanas entre ellas que crean rutas de flujo en forma sinusoidal para que el gas pase a través de ellas (Figura 19).

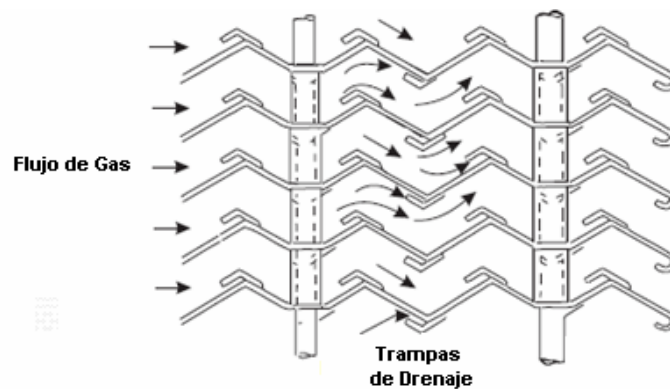


Figura 19. Eliminador de Niebla Tipo Aleta

La separación en este caso se da por los constantes cambios en la dirección que experimenta el flujo donde el gas por su baja presión puede superar estas barreras, mientras que la alta densidad del líquido y su fuerza centrífuga no le permite cambiar de dirección con la misma

facilidad logrando que impacte contra las paredes de las aletas y coalescan (Figura 20).

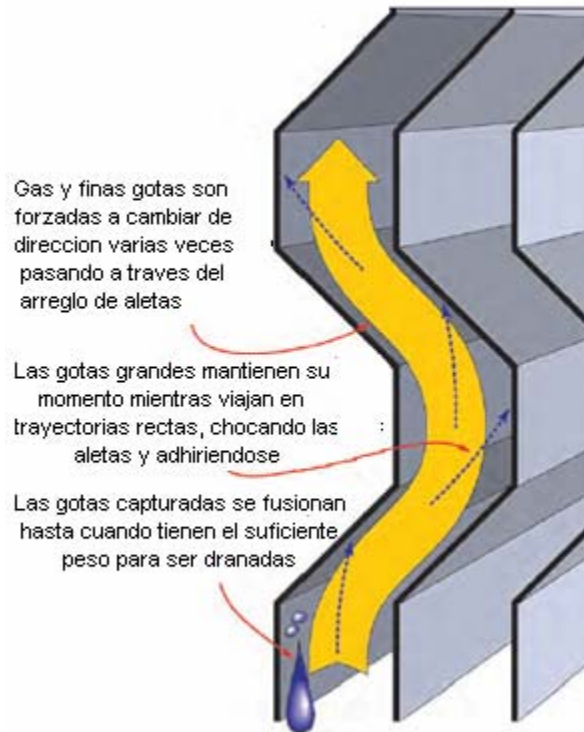


Figura 20. Captura de Líquido en las Aletas

En comparación con las mallas, las aletas son eficientes para tamaños de partículas hasta 20 micrones, pero las aletas son más resistentes y generan menores caídas de presión, lo que lo hace apto para aplicaciones que incluyan altas corrientes de vapor o gas, bajas caídas de presión requeridas y/o fluidos espumosos o sucios. Además de estas ventajas, las aletas poseen un número importante de configuraciones (Figura 21) en orientaciones horizontales y verticales, lo que le da una gran flexibilidad.

La principal desventaja de las aletas, como ya se mencionó, es la eficiencia que proporciona (100% de eficiencia para partículas hasta 20

micrones), pero este inconveniente puede resolverse con la implementación de aletas dobles, tipo de aleta que debe ser diseñado específicamente para las condiciones del proceso.

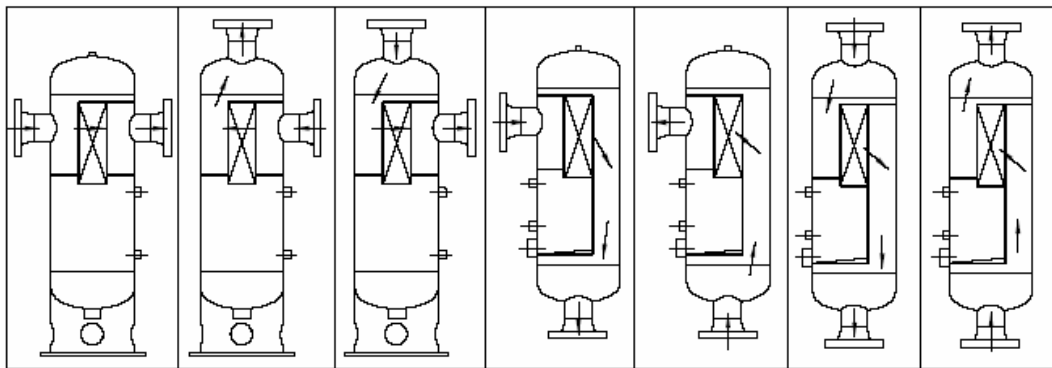
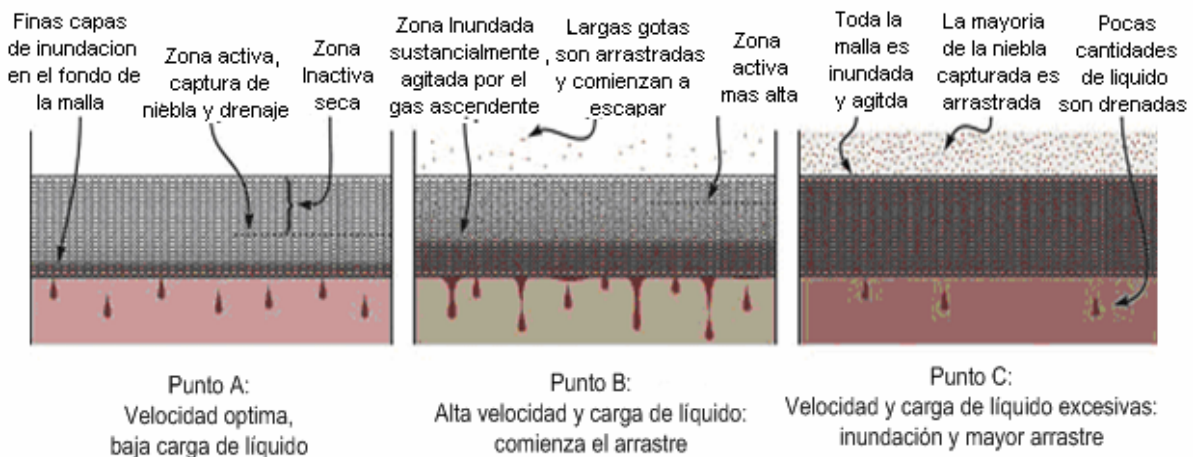


Figura 21. Posibles Configuraciones de las Aletas

Limites de Capacidad de los Eliminadores de Niebla

La capacidad de manejo de fluidos de las mallas y de las aletas, esta limitada por los fenómenos de inundación y arrastre como se va a



analizar a partir de la Figura 22.

Figura 22. Fenómeno de Arrastre e Inundación.

El punto A representa las condiciones optimas de velocidad, en el cual la mayoría de la niebla es capturada en la mitad inferior de la malla; de esta forma, se da la coalescencia de las partículas que por efecto de la tensión superficial hace que se forme una delgada capa de liquido. En el punto B, la velocidad de la corriente de gas es mayor con una carga moderada de liquido, en este momento se da el arrastre, es decir, que por efecto de la carga y la velocidad, la malla no es capaz de retirar todas las partículas de liquido, sino que algunas son arrastradas por la corriente. Finalmente en el punto C, la velocidad no solo levanta las gotas más grandes, sino que además, lleva el drenaje de la malla casi a cero. Esto también indica una carga de liquido inapropiada para el eliminador lo que crea una película alrededor de toda la malla o la aleta inundándola y facilitando el transito de las demás partículas que contiene la corriente.

Como se puede ver a partir del análisis, los fenómenos de arrastre e inundación dependen principalmente de la carga de líquido y la velocidad de la corriente de gas, pero también depende en menor medida de parámetros como la viscosidad del líquido y su tensión superficial, que pueden inhibir el drenaje y taponar las mallas.

Uso Combinado de Eliminadores de Niebla

Ya se han analizado las características, ventajas y desventajas que poseen tanto las mallas demister como las aletas, estos tipos de eliminadores de niebla pueden ser instalados de forma combinada con el fin de aprovechar las fortalezas de cada una de las unidades y mejorar la eficiencia global del proceso; con el fin de analizar estos

montajes es necesario hablar un poco del factor K y la Ecuación de Souders-Brown.

La ecuación de Souders-Brown es una relación que ayuda al dimensionamiento de unidades de mallas o aletas con las cual se busca estimar la máxima velocidad del gas admisible, en esta ecuación aparece el factor K o factor de carga del vapor que al despejar queda de la manera vista en la Ecuación 1.

$$K = \frac{V_G}{\sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_G)}{\rho_G}}} \quad \text{Ec. 1}$$

Este factor K representa entonces, el limite de capacidad de la unidad a partir de la velocidad del gas y corregido con las densidades de los fluidos involucrados en el proceso de manera que a mayores valores de K, mas difícil es que se den casos de inundación o arrastre en la unidad como se puede ver en la Tabla 2, que muestra valores base de K dependiendo de la unidad.

Tabla 2. Valores Recomendables para el Factor K según el Eliminador de Niebla

Tipo de eliminador de niebla	Valor de K para flujo vertical (ft/seg)	Valor de K para flujo horizontal (ft/seg)
Malla de alambre (tejida o no, con fibras)	0.35	0.42
Unidad de aletas típica	0.50	0.65
Doble unidad de aletas	1.0	1.0

Si se monta una malla seguida de una unidad de aletas (Figura 23) se combina la eficiencia superior de las mallas con el valor superior para el factor K de las aletas, de forma que esta configuración se utiliza a la velocidad optima para las aletas donde la malla actúa como un agente coalescedor de las gotas de niebla mas finas. Por otro lado si se monta

primero la unidad de aletas seguido por las mallas (Figura 24) se combina la eficiencia superior de las mallas con la mayor capacidad de carga y el manejo de sólidos de las aletas, donde la velocidad y el K dominante es el de las aletas de manera que la unidad de aletas actúa como un separador de las partículas mas grandes y de los sólidos y espumas presentes, permitiendo que las mallas se concentren en la aglomeración y separación de partículas mas finas y disminuyendo la posibilidad de taponamientos, inundaciones o arrastre en la unidad.

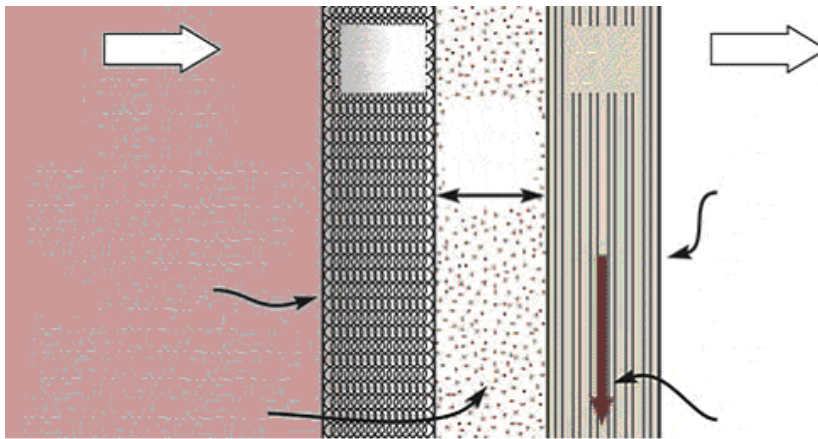


Figura 23. Configuración Malla-Aleta para Mayor Eficiencia de Separación

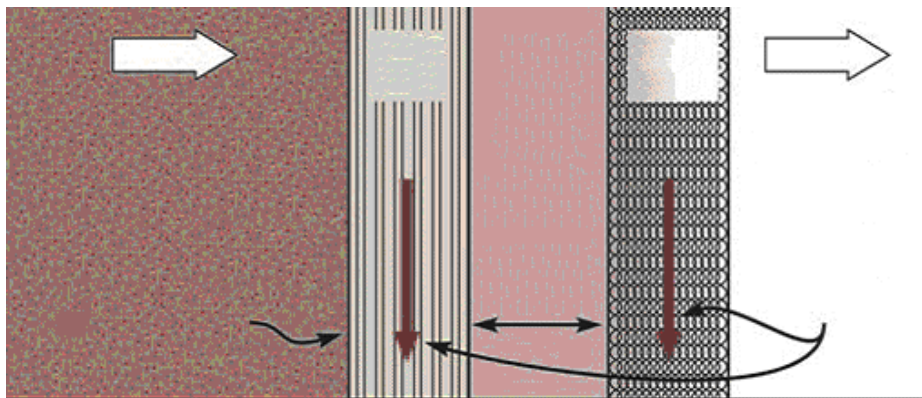


Figura 24. Configuración Aletas-Malla para el Tratamiento de Líquidos

Malla

fina niebla

2.1.3 Guías de Flujo Interno

Una consideración importante además de las limitaciones en la capacidad y la velocidad óptima son las guías de flujo interno que buscan mantener un perfil de velocidad uniforme a través de toda la unidad eliminadora de niebla, evitar fuertes turbulencias y esfuerzos del fluido que promuevan arrastre sobre el líquido recolectado y prevenir que las gotas sean separadas en pequeñas partículas que puedan pasar a través del eliminador de niebla.

Un ejemplo claro de un separador que no tiene en cuenta las guías de flujo interno se ve en la Figura 25; aquí se puede ver que el eliminador de niebla se encuentra a una distancia muy cerca de la boquilla de salida, generando turbulencias sobre el flujo de gas, esto genera un perfil de velocidad no uniforme que crea baja eficiencia de separación y arrastre en zona roja que se ve en la Figura.

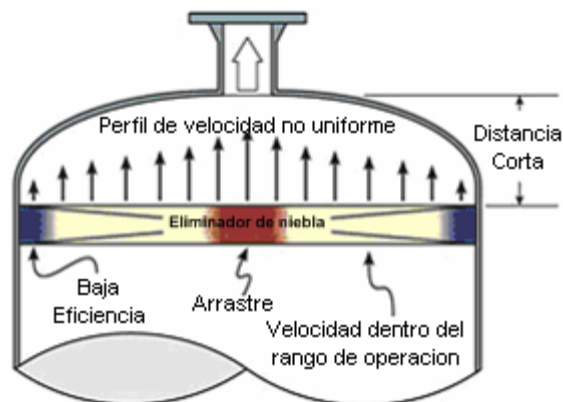


Figura 25. Montaje Incorrecto de un Eliminador de Niebla

De igual manera, la Figura 26 muestra una serie de recomendaciones que permiten el dimensionamiento adecuado de separadores teniendo en cuenta las guías de flujo interno.

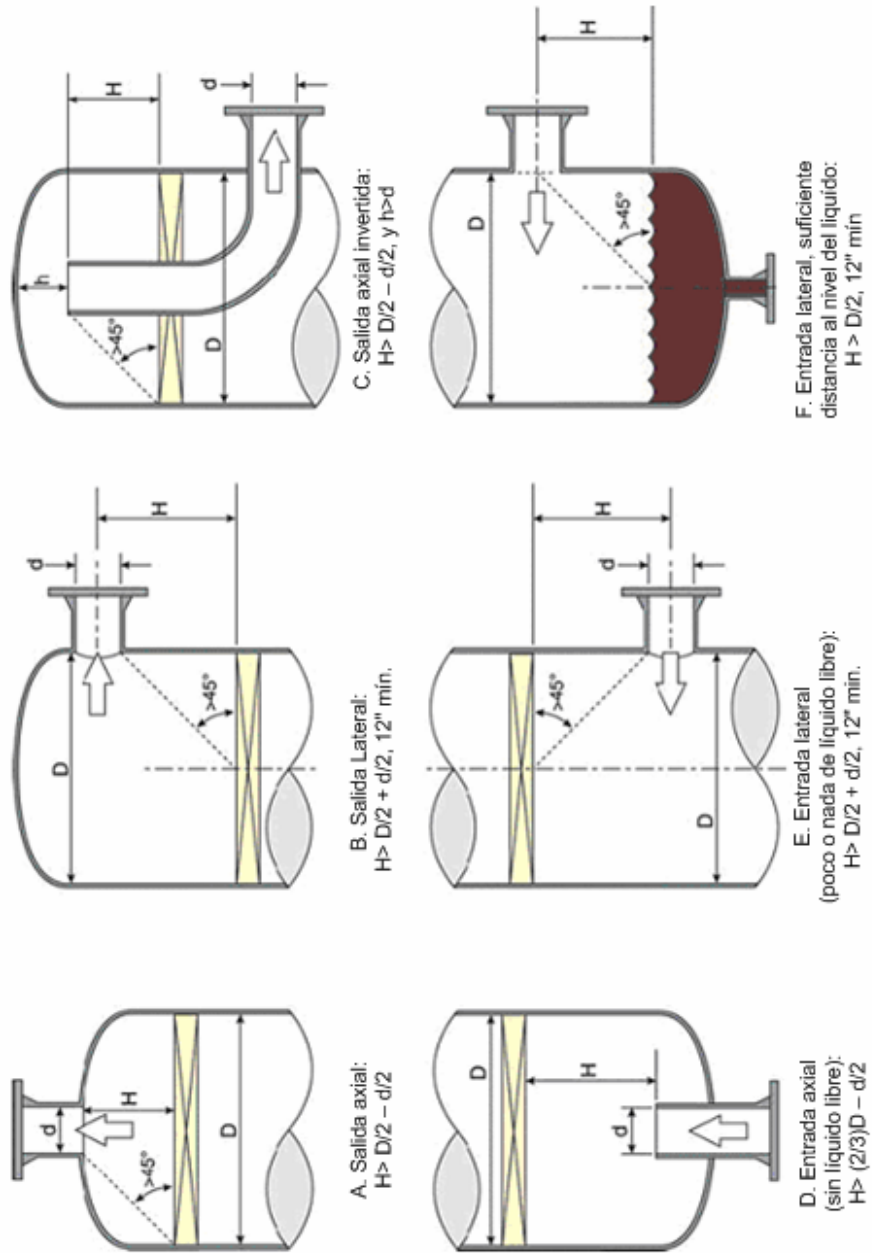


Figura 26. Guías de Espaciamiento para Mantener Perfiles de Velocidad Uniforme en Separadores

2.1.4 Slug Catchers

Una forma de realizar separación gas-liquido directa, es decir, sin el uso de ningún dispositivo interno es por medio de los Slug Catchers.

Durante la producción de un pozo, las condiciones varían continuamente dependiendo de operaciones como el mantenimiento o la fase de desarrollo del pozo. Cuando el contenido de gas en el crudo es significativo es posible que se formen baches o slugs de gas debido a la coalescencia de burbujas en las líneas (Figura 27), slugs que generan problemas de fricción en las líneas y eficiencia en equipos como las bombas.

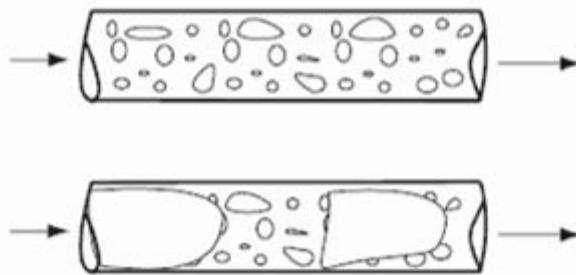


Figura 27. Regímenes de Flujo con Burbujas y Slugs

Los Slug Catchers son entonces dispositivos diseñados para estabilizar cambios bruscos en el flujo de crudo por efecto de slugs en las líneas y desintegrando estos baches. Existen dos tipos de Slug Catchers, los tipo recipiente (Figura 28) y los tipo tubería (Figura 29), donde la elección de un tipo sobre el otro depende principalmente de los costos; independientemente del tipo de Slug Catcher seleccionado estos cuentan con tres secciones, una sección de separación gas-liquido, una sección intermedia y una sección de almacenamiento de liquido.

Los Slug Catcher brindan beneficios al manejar de manera simple y económica grandes volúmenes de Slugs, proporcionando fuentes de separación primaria para partículas de hasta 500 micrones y manejando los cambios repentinos que se pueden dar durante la producción del pozo.

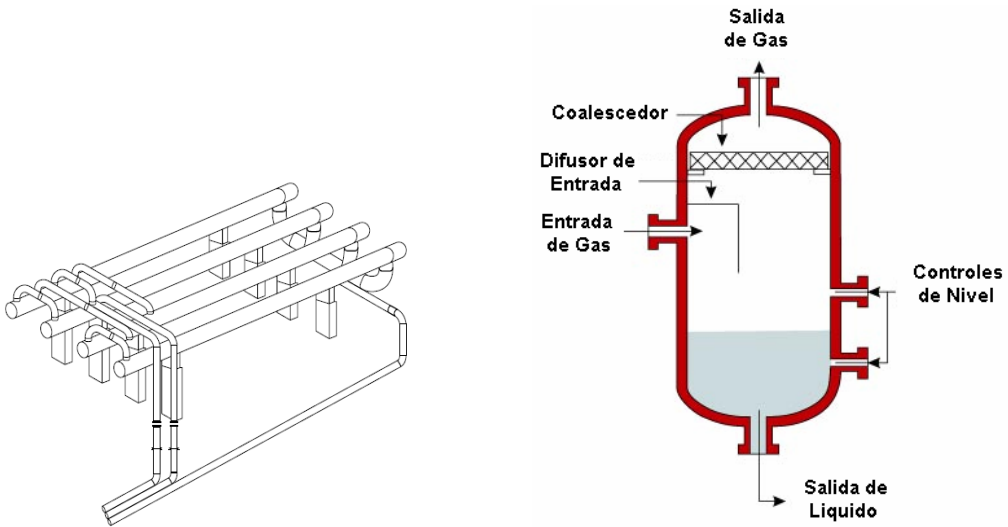


Figura 28. Slug Catcher Tipo Tubería

Figura 29. Slug Catcher Tipo Recipiente



Figura 30. Funcionamiento de Slug Catcher Tipo Tubería

Los Slug Catcher tipo tubería consisten de un arreglo de una o mas tuberías de manera que permiten la desintegración de los baches (Figura 30) de manera que proporcionan una forma económica y sin limite de capacidad, ya que solo es necesario adicionar un mayor numero de tuberías.

Por otro lado, los Slug Catcher tipo recipiente son básicamente un separador convencional que no contienen dispositivos internos y posee un mayor espacio para almacenar fluidos, y suele usarse en caso de que se necesiten manejar altos caudales de fluido.

2.2 **Procesamiento de Gas Natural**

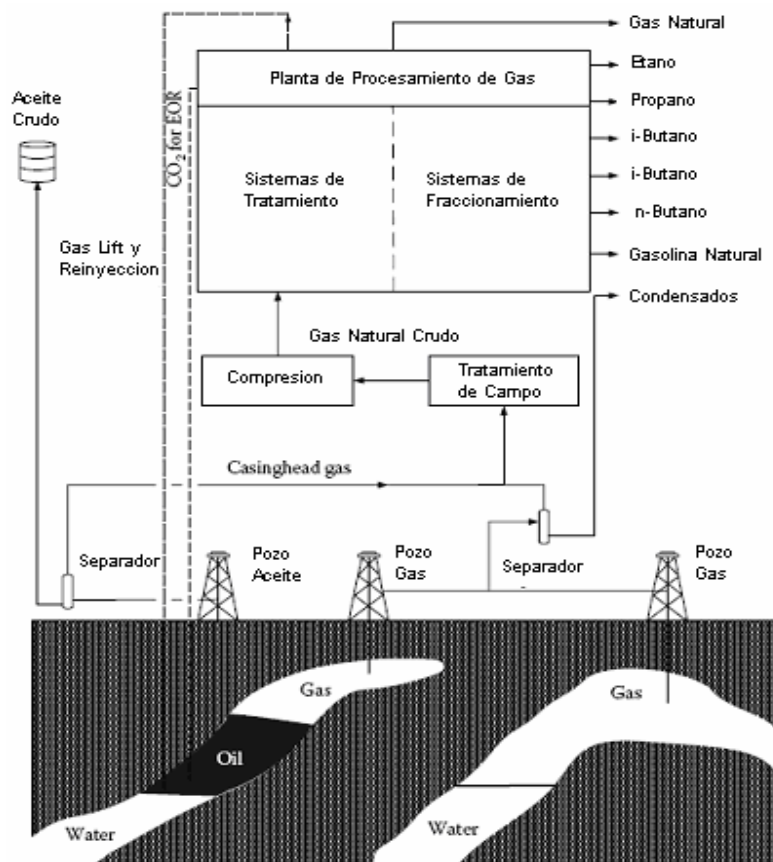


Figura 31. Procesamiento de Gas Natural

El procesamiento de gas natural, como ya se ha mencionado, consiste en condicionar el gas con el fin de aprovechar al máximo los productos de los cuales se compone (Figura 31); este procesamiento se da por tres métodos principalmente: Absorción, Refrigeración y Criogénico.

2.2.1 Absorción

Es la operación en la que la mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido o sólido que separa de manera selectiva uno o más compuestos del gas. Este líquido o sólido se selecciona a partir de la naturaleza del fluido que se va a procesar teniendo en cuenta propiedades como la solubilidad del gas, su volatilidad, potencial corrosivo, viscosidad y costo, entre otros, que van a lograr una selección apropiada según el grado de inversión y los resultados que se quieran obtener.

Para el procesamiento de gas natural, la absorción es considerada el método más antiguo y actualmente de menor uso, en el cual se retiran los hidrocarburos pesados de la corriente de gas por el contacto con un aceite con afinidad por estos compuestos. Este proceso tuvo su auge y crecimiento a principios del siglo XX, pero con el tiempo ha sido reemplazado paulatinamente por otras formas de procesamiento más modernas.

El proceso de absorción (Figura 32) se realiza en una torre contactora compuesta por platos o por empaques, en la que el gas entra por el plato o empaque más óptimo para la separación de sus componentes mientras que el gas residual remanente del proceso sale por el tope de la torre y se encuentra compuesto básicamente por metano. Por otro

lado, el aceite pobre entra por la parte superior de la torre y sale por la parte inferior donde se le denomina aceite rico dado que lleva los componentes (principalmente entre C₃ y C₇) que removió del gas; luego de salir de la torre, el aceite entra a una columna estabilizadora o desetanizadora que le remueve las cantidades mínimas de metano y etano que contiene de manera que al salir de la columna pase a una fraccionadora que separe el aceite en propanos, butanos y componentes pesados, componentes que salen por el tope de la torre en forma de vapor para su posterior condensación y almacenamiento mientras el aceite remanente sale de la base de la fraccionadora como aceite pobre y listo para ser recirculado al proceso.

Las plantas de absorción poseen una eficiencia de remoción esperada del 99% para butanos y gasolina natural, entre el 65% y el 75% para el propano y entre el 15% y el 25% para el etano (en el caso que no se use la desetanizadora dentro del ciclo.)

Entre los beneficios que proporciona el uso de plantas de absorción se encuentra la baja perdida de presión que se da a lo largo del proceso, pero tiene en su contra que su operación y control es muy complejo, además de que el aceite pobre va degradándose con el tiempo perdiendo eficiencia de separación.

2.2.2 Refrigeración

Este método de procesamiento natural es uno de los más usados en la actualidad debido a su amplio rango de aplicabilidad para la refinación del petróleo y en la industria petroquímica.

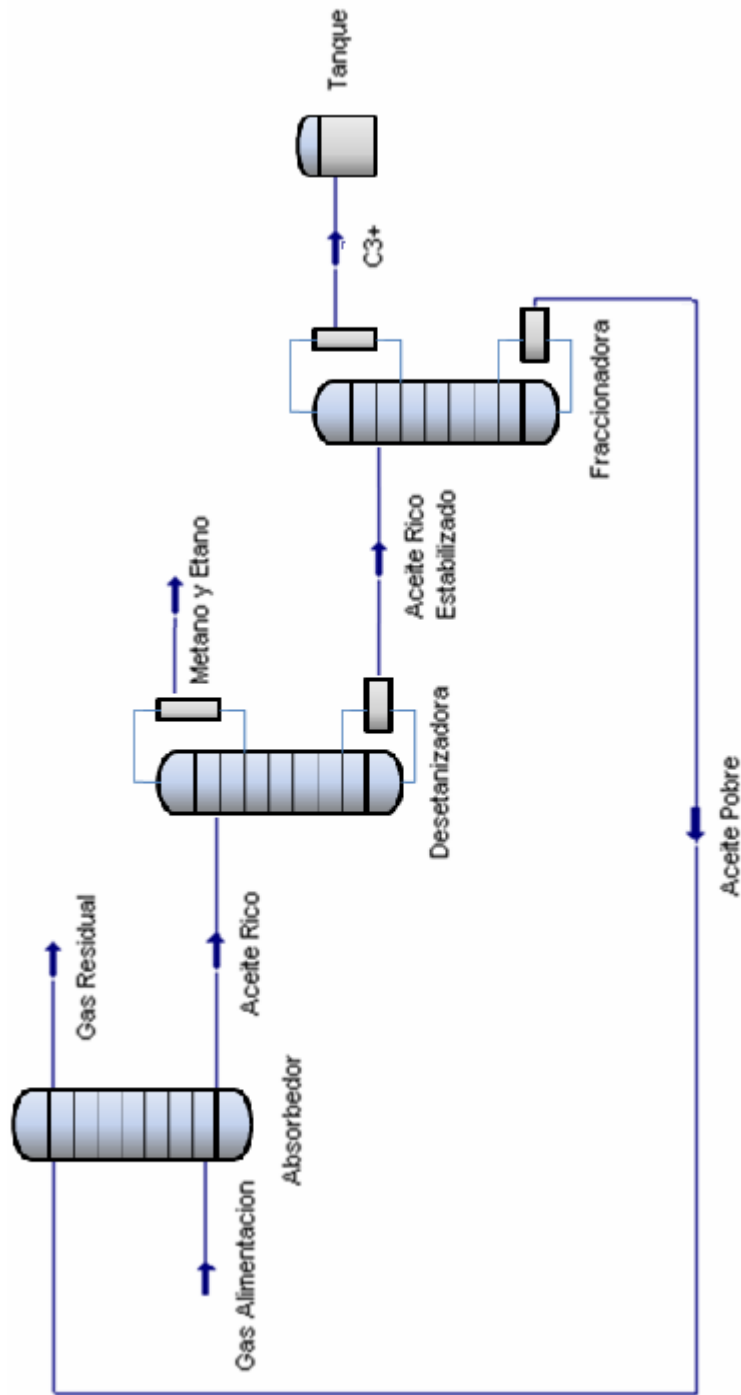


Figura 32. Proceso de Absorción

En este proceso, los componentes pesados en el gas son separados mediante la aplicación de un enfriamiento moderado a partir de refrigerantes como el freón, el glicol o mezclas de etano y propano que separan efectivamente componentes a partir del C₃. Al igual que con el proceso de absorción, la selección del refrigerante debe tener en cuenta aspectos como la naturaleza del fluido, la interacción fluido-refrigerante, la disponibilidad, los costos, la temperatura requerida por el proceso y la experiencia que se tenga de procesos previos para garantizar el sistema mas eficiente a la menor inversión.

La refrigeración inicia (Figura 33) con el gas de alimentación pasando a través de un separador que le remueve la mayor cantidad de hidrocarburos pesados y especialmente agua, con el objetivo de evitar la formación de hidratos dentro de las líneas; al salir del separador, el gas es mezclado con un inhibidor de hidratos (usualmente glicol) que termina de garantizar la no formación de hidratos durante el proceso y es enfriado con un gas residual frio antes de pasar a un chiller lleva el gas de alimentación hasta la temperatura de proceso, que generalmente se encuentra alrededor de -15°F con el fin de asegurar la integridad de las tuberías.

Cuando ya se ha alcanzado la temperatura de proceso, el gas pasa a un separador de baja temperatura que le retira el agua y el glicol presentes, de manera que al llegar a la fraccionadora solo van, gas e hidrocarburos pesados en una mezcla bifásica. De este proceso de fraccionamiento, sale metano por el tope como gas residual frio, mientras que el resto de los productos sale por la base ya sea para almacenamiento o para continuar con fraccionamientos posteriores.

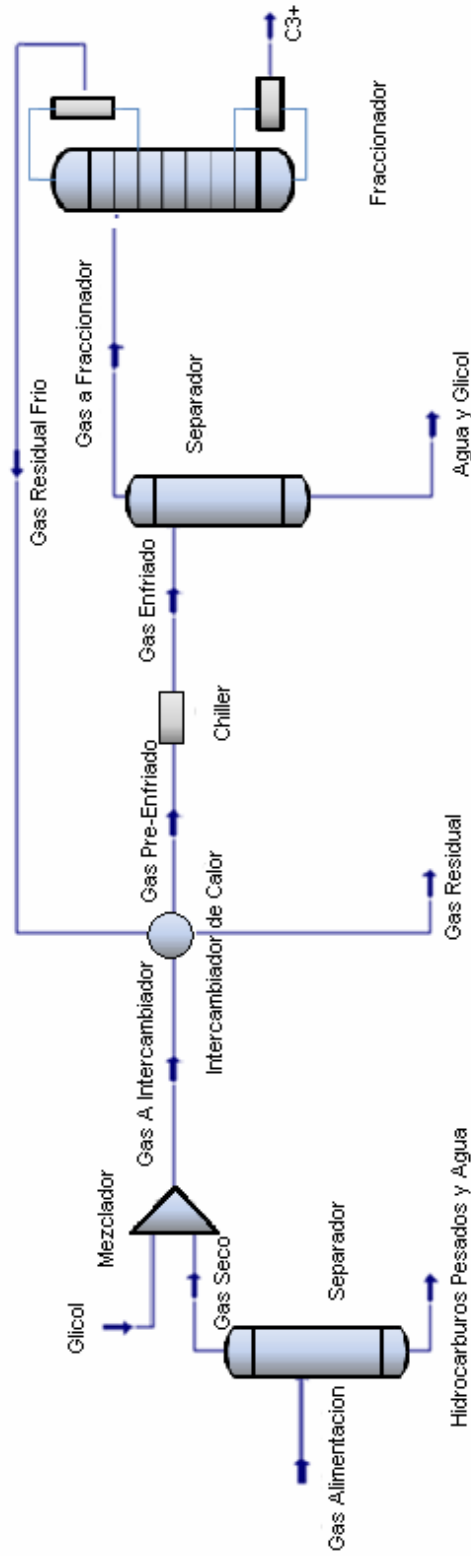


Figura 33. Proceso de Refrigeración

Uno de los procesos mas importantes que se lleva a cabo en la refrigeración es el pre-enfriamiento del gas de alimentación, ya que aprovecha la temperatura del gas residual frio como fuente de enfriamiento preliminar del gas de alimentación, ahorrando energía y trabajo requerido por el chiller y aumentando así la eficiencia global de la refrigeración.

Tabla 3. Problemas más Usuales en el Proceso de Refrigeración

Indicativo	Causas
Altas Presiones de Descarga en el Compresor	<p>Puede darse por dos causas principalmente:</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Porque la temperatura del acumulador esta alta, en cuyo caso se recomienda verificar la temperatura del aire o del agua, la velocidad del ventilador (que no este muy baja) y la circulación de agua. 2. La segunda causa se da si la temperatura del condensador es normal para lo cual es necesario realizar una búsqueda que identifique posibles no condensables en el refrigerante o de restricciones que generen caídas de presión no deseadas.
Alta Temperatura del Proceso	<p>Inicialmente verifique la temperatura del refrigerante, si esta temperatura es alta y la temperatura del Chiller es normal es indispensable verificar la presión del Chiller y las características del refrigerante como su composición y la circulación a lo largo del sistema.</p> <p>Si al verificar la temperatura del refrigerante este se encuentra dentro de su rango normal pero la temperatura del proceso se encuentra alta se recomendaría revisar la presencia de hidratos en el sistema, suciedades en el refrigerante o sobrecarga sobre la capacidad del Chiller que afectan todo el proceso.</p>
Capacidad Inadecuada del Compresor	<p>En este caso se recomienda hacer revisiones al sistema en busca de posibles problemas asociados a sobrecargas sobre el sistema de separación, aberturas prematuras en el bypass con el gas caliente o bajas velocidades, fallas en las válvulas o restricciones en el compresor.</p>
Flujo Inadecuado de Refrigerante en el Chiller	<p>Si se presenta un flujo inadecuado en el refrigerante al interior del Chiller es posible que esto se deba a niveles bajos en el acumulador, un mal funcionamiento del control de nivel en el Chiller o la presencia de hidratos que creen restricciones al flujo.</p>

Esa eficiencia esperada para el proceso, en términos de la remoción de componentes se encuentra distribuida de la siguiente manera: 85%

para el C₃, 95% para el C₄ y 98% para los componentes mas pesados, aunque estos recobros dependen de la calidad de la corriente de entrada y de la limitante de temperatura a -20°F (que es la mínima permisible para mantener la integridad de las tuberías) o a -40°F (si se usan tuberías especiales y el limite esta dado por el refrigerante). La eficiencia también depende de la presencia de problemas operativos, razón por la cual la Tabla 3 menciona los problemas más usuales y sus posibles causas.

2.2.3 Criogénia

El procesamiento de gas natural usando la criogenia ha encontrado grandes aplicaciones debido a la facilidad para separar los líquidos de la corriente de gas a la vez que permite licuar el gas para su transporte al ser capaz de alcanzar temperaturas por debajo de -40°F.

El proceso criogénico es el método más eficiente en la actualidad, pero es importante que para el proceso el gas contenga una cantidad mínima de agua, es decir, de unos pocos ppm para que bajo ninguna condición se formen hidratos de gas. A pesar de ser la forma de procesamiento más eficiente y con menor tamaño también es la más costosa, lo que ha evitado una mayor cobertura a nivel de la industria; por esta razón las aplicaciones con tecnología criogénica se ha limitado a las siguientes condiciones:

- Disponibilidad de caída de presión en la mezcla gaseosa.
- Gas pobre.
- Requerimientos de recobro de etano mayores al 30%
- Poca disponibilidad de espacio.

- Flexibilidad de operación, es decir, fácilmente adaptable y transferible a variaciones amplias de presión y recuperación de productos.

El proceso (Figura 34) inicia con el gas de alimentación pasando por un separador, con el fin de retirar la máxima cantidad de agua y condensados posible, a continuación, pasa por una unidad deshidratadora que reduce el contenido de agua a ppm antes de llegar al intercambiador de calor donde intercambia energía con el metano frío que sale de la segunda desmetanizadora; de ahí se dirige a un separador de baja temperatura, donde, tanto el gas, como el líquido salen a una temperatura aproximada de -90°F .

De ahí el líquido pasa a una desmetanizadora, donde el gas (compuesto de metano y etano principalmente) sale del tope de la unidad y pasa por un expansor donde la presión cae hasta 225 psi, disminuyendo la temperatura hasta -150°F , condiciones a las que entra a una segunda desmetanizadora para aumentar su pureza. Por otro lado, el líquido producto de las dos desmetanizadoras son ricos en etano dejando al gas con una alta pureza de metano.

El gas que sale de la segunda desmetanizadora a -150°F y a 225 psi, pasa a intercambiar calor con el gas de alimentación al proceso y después, pasa a un compresor que aprovecha la energía liberada por el expansor para pre comprimir el gas antes de pasar por otro compresor que lo llevara a la presión requerida.

Aunque la principal fortaleza de este sistema es su elevada eficiencia, su elevado precio (por el uso de nitrógeno y para el mantenimiento de la temperatura) aun lo hace poco viable para aplicaciones más amplias.

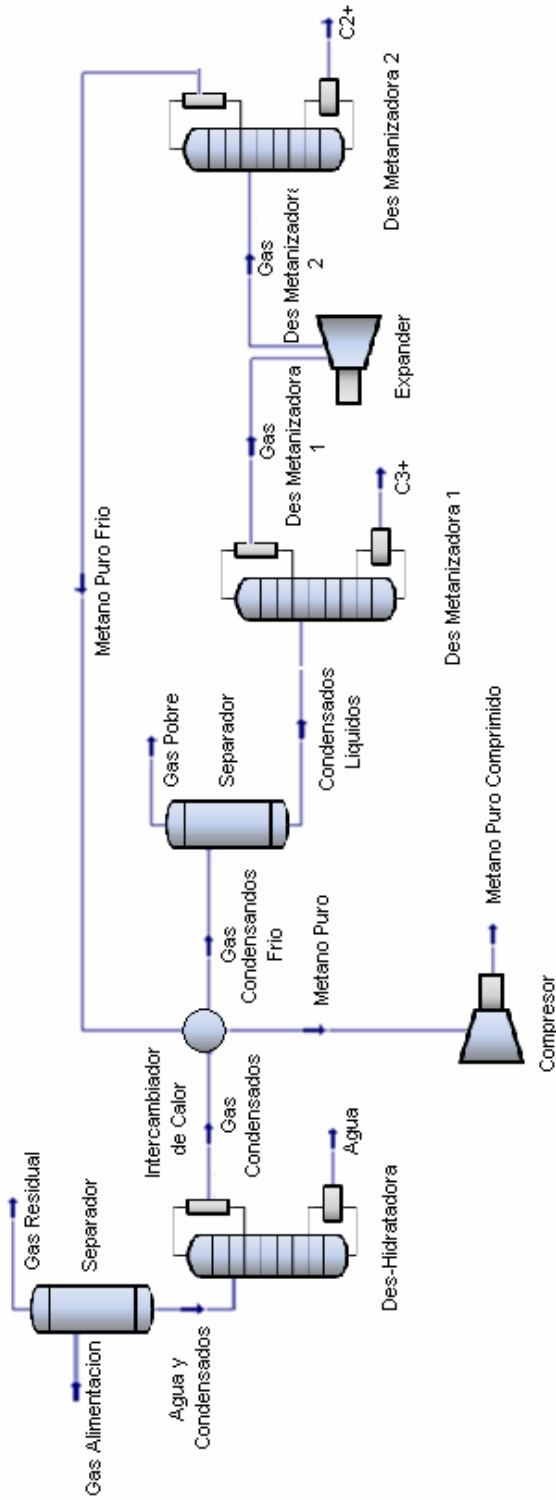


Figura 34. Proceso de Criogenia

3 ESTADO ACTUAL DEL SISTEMA

El gas que es extraído del crudo recuperado del campo Floreña, operado por BP (British Petroleum) pasa por un sistema de tratamiento con el fin de retirar la mayor cantidad de impurezas y para acondicionar al gas a las condiciones del Reglamento Único de Transporte RUT. Este tratamiento (Figura 35) consiste en pasar el gas por una torre contactora de glicol a contracorriente que se encarga de deshidratar el gas (representado en la Figura por el círculo rojo) seguido de tres etapas de compresión que dejan el gas en condiciones para ser entregado a la empresa transportadora.

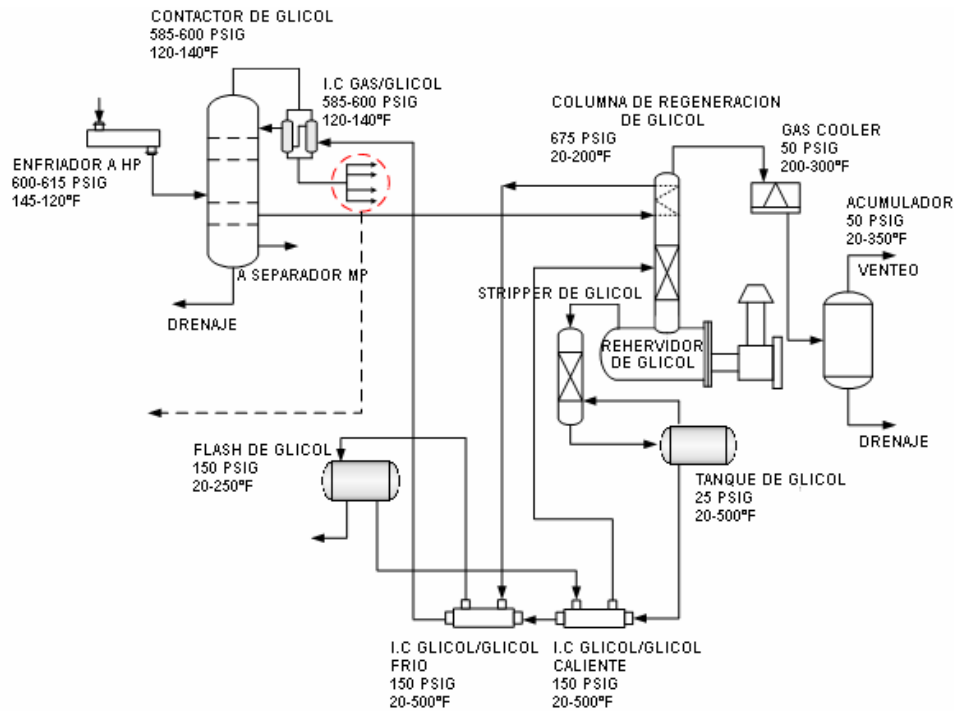


Figura 35. Diagrama de Proceso para el Tratamiento de Gas por parte de BP Floreña

Esta empresa, es la encargada de transportar el gas desde Floreña hasta el City Gate de Yopal, donde es entregado a aproximadamente 1200 psig y $80 \pm 10^{\circ}\text{F}$; este gas aun contiene una cantidad considerable de hidrocarburos pesados que si bien se encuentran en forma gaseosa a estas condiciones, pueden ser condensables ante pequeños cambios de presión y/o temperatura, generando escenarios potencialmente peligrosos y haciendo que la eficiencia del transporte disminuya.

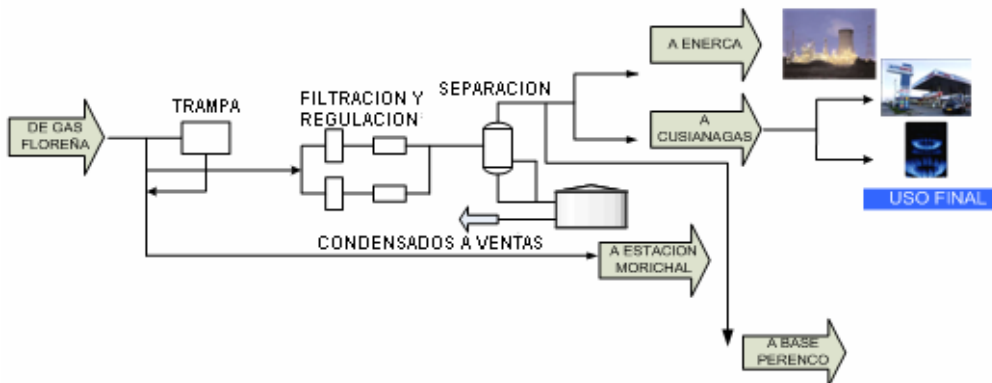


Figura 36. Recorrido del Gas desde Floreña hasta su Disposición Final

La corriente entregada en Floreña al momento de iniciar el desarrollo del proyecto (Marzo de 2007) es dividida en dos corrientes, una entregada a Perenco para labores de re-inyección (2 MMscfd) y la cantidad restante (1,2 MMscfd) utilizada para el consumo en Yopal. En la búsqueda de acondicionamiento del gas con el fin de cumplir con los parámetros RUT, el gas pasa por una sección de filtración y regulación que se encarga de retirar impurezas y de regular la presión de la corriente hasta 400 psig; debido a esta regulación, el gas va a experimentar el Efecto Joule Thompson por la expansión del gas lo que va a producir una disminución significativa en la temperatura de la corriente y la condensación de gran parte de los hidrocarburos pesados presentes. Después la corriente pasa por una unidad de separación

vertical con una malla demister que se encuentra en el City Gate de Yopal, que retira los hidrocarburos condensados que serán llevados a un tanque de almacenamiento que se encuentra a 10 psig, donde se presenta un constante venteo de gas debido a la evaporación de los condensados mas livianos, generando así problemas a nivel ambiental. Este recorrido experimentado por el gas se puede ver en la Figura 36.

Trabajando el sistema anteriormente descrito, se están presentando problemas ambientales por la forma de almacenamiento de los condensados y porque la unidad de separación no garantiza la remoción total de los condensados, de manera que es posible, que el gas que sale del City Gate presente condensados dependiendo de las condiciones de presión y temperatura

Para hacer la caracterización total del sistema que actualmente se halla operativo se realiza a continuación un análisis desde diferentes enfoques:

3.1 *Análisis del Comportamiento de Fases*

Tomando las cromatografías entre Mayo y Octubre del 2008 se tomaron tres cromatografías que serán objeto de estudio: una cromatografía promedio que se muestra en la Tabla 4a, la cromatografía con la mayor cantidad de GPM correspondiente a Junio de 2008, que se muestran en la Tabla 4b y la cromatografía que evidencia menor cantidad de GPM correspondiente a Agosto 2008 y a partir de la cual se van a realizar los análisis respectivos.

Tabla 4a. Composición Promedio del Gas Transportado

Componente	% Molar
Metano	79,33
Etano	9,12
Propano	4,39
i-Butano	1,11
n-Butano	1,28
i-Pentano	4,60
n-Pentano	2,90
Hexanos	5,60
Nitrógeno	5,30
Dióxido de Carbono	2,92

Tabla 4b. Composición con Mayor GPM del Gas Transportado

Componente	% Molar
Metano	77,88
Etano	9,16
Propano	4,64
i-Butano	1,29
n-Butano	1,4
i-Pentano	0,58
n-Pentano	0,37
Hexanos	1,14
Nitrógeno	0,5
Dióxido de Carbono	3,04

Tabla 4c. Composición con Menor GPM del Gas Transportado

Componente	% Molar
Metano	80,97
Etano	9,07
Propano	4,05
i-Butano	0,93
n-Butano	1,03
i-Pentano	0,29
n-Pentano	0,17
Hexanos	0,05
Nitrógeno	0,49
Dióxido de Carbono	2,95

Usando software especializado, que permite la caracterización de los gases involucrados en el proceso, se generaron las envolventes que

muestran las condiciones bajo las cuales se puede esperar la condensación de hidrocarburos pesados y donde se aprecia que para las condiciones de 85°F y 1200 psig ya se puede esperar la condensación de líquidos.

Como primera medida, se realizó la construcción de las envolventes donde se observa el rango de temperaturas que ocupa cada una y como ante pequeños cambios de temperatura se observan cambios dramáticos en la forma de la envolvente (Figura 37).

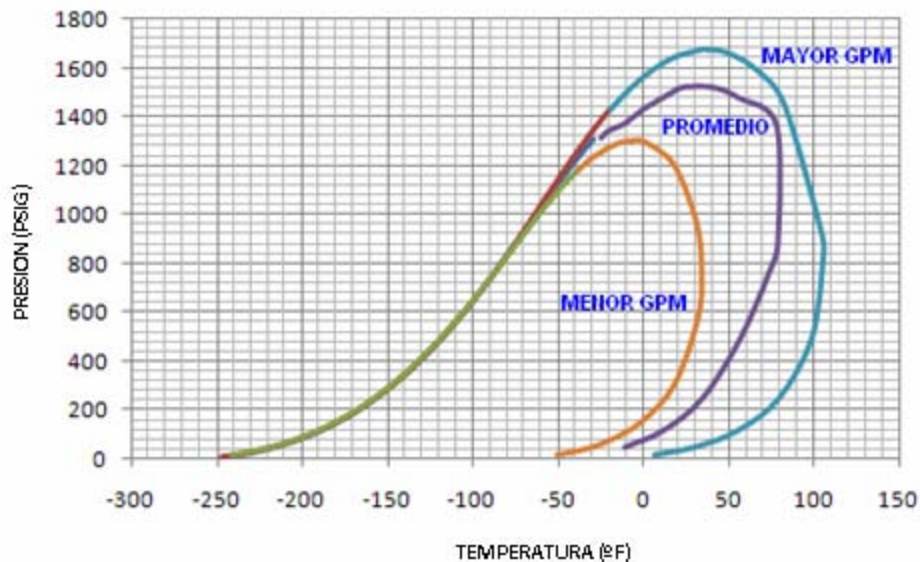


Figura 37. Envolventes Superpuestas para el Gas Entregado por BP Floreña a COINOBRAS

Como se puede ver, la envolvente abarca un gran rango de temperaturas, ya que las altas concentraciones de hidrocarburos pesados afecta la posición de la línea de punto de rocío, mientras que para el gas que sale del City Gate de Yopal muestra una envolvente muy diferente (Figura 38).

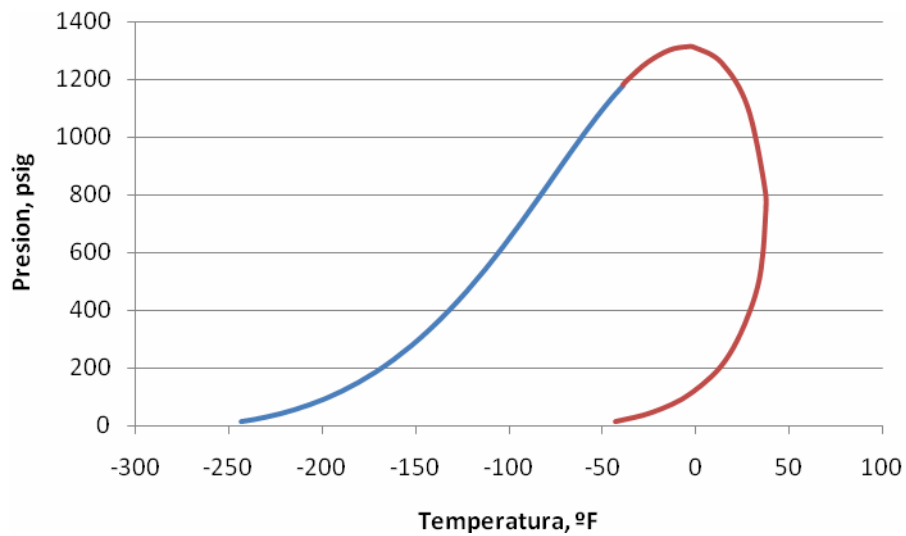


Figura 38. *Envolvente del Gas Tratado en el City Gate de Yopal*

3.2 Análisis del Sistema de Separación

Como ya se menciona, el proceso de separación de los condensados se lleva a cabo en un separador vertical dotado de una malla demister (Figura 39) que ayuda a la coalescencia de gotas de líquido que de otra forma no podrían ser removidas.

Este separador fue diseñado para operar con un caudal máximo de 10 MMscfd y unas condiciones límite de 2160 psig y 90°F pero actualmente el separador maneja una temperatura aproximada de 85°F, una presión de 400 psig y un caudal que corresponde actualmente a 1,5 MMscfd y que se encuentra en continuo incremento debido al auge en el consumo de GNV en Yopal de manera que inicialmente se puede decir que el separador se encuentra sobredimensionado para las condiciones de trabajo.

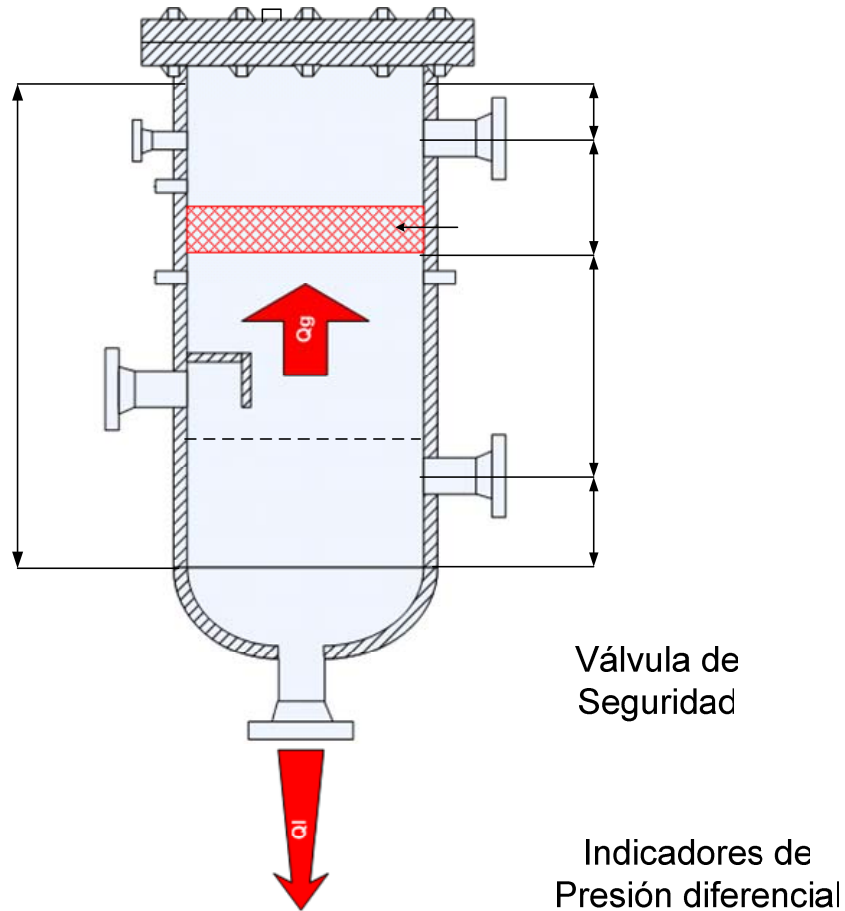


Figura 39. Separador en el City Gate Yopal

152,4 cm

3.2.1 Análisis Dimensional

Realizando un análisis dimensional a partir de las condiciones actuales de trabajo se observó en primera instancia que el diámetro actual de 1,9 ft es mucho más grande que los 0,66 ft necesarios para manejar los 1.5 MMscfd. Por otro lado, analizando las otras dimensiones exteriores del scrubber tomando como base las relaciones mínimas establecidas

Entrada de gas

50,8

por la GPSA 2004 en la sección 7, específicamente con las figuras 7-8 y 7-10, se concluye que estos parámetros no cumplen con lo mínimo esperado para garantizar la separación de líquidos en el scrubber, especialmente en la sección de separación gravitacional al no contar con longitudes o tiempos de retención apropiados para esto. Para observar la magnitud el problema se evaluó las verdaderas dimensiones que debería tener el Scrubber a partir de lo descrito en la GPSA obteniendo los resultados de la Figura 40.

Internamente, se observó que el deflector de entrada al separador es el que ofrece menores eficiencias entre las opciones disponibles en el mercado y si tenemos en cuenta que el deflector de entrada es la sección del separador que retiene la mayor cantidad de líquidos, esto va a aumentar la carga para la sección de separación gravitacional y la sección de eliminadores de niebla que no cuentan con las dimensiones necesarias para cumplir con la tarea.

Una vez que el gas pasa por las diferentes secciones de separación sale por una boquilla que se encuentra en la parte lateral superior del scrubber, lo cual es otra limitante al proceso ya que para garantizar la mayor eficiencia de remoción es necesario que el flujo sea perpendicular a la sección de separación y en este caso, la boquilla lateral va a hacer que la corriente de gas no sea totalmente perpendicular a la malla demister, generando escenarios para el arrastre y la inundación del eliminador de niebla.

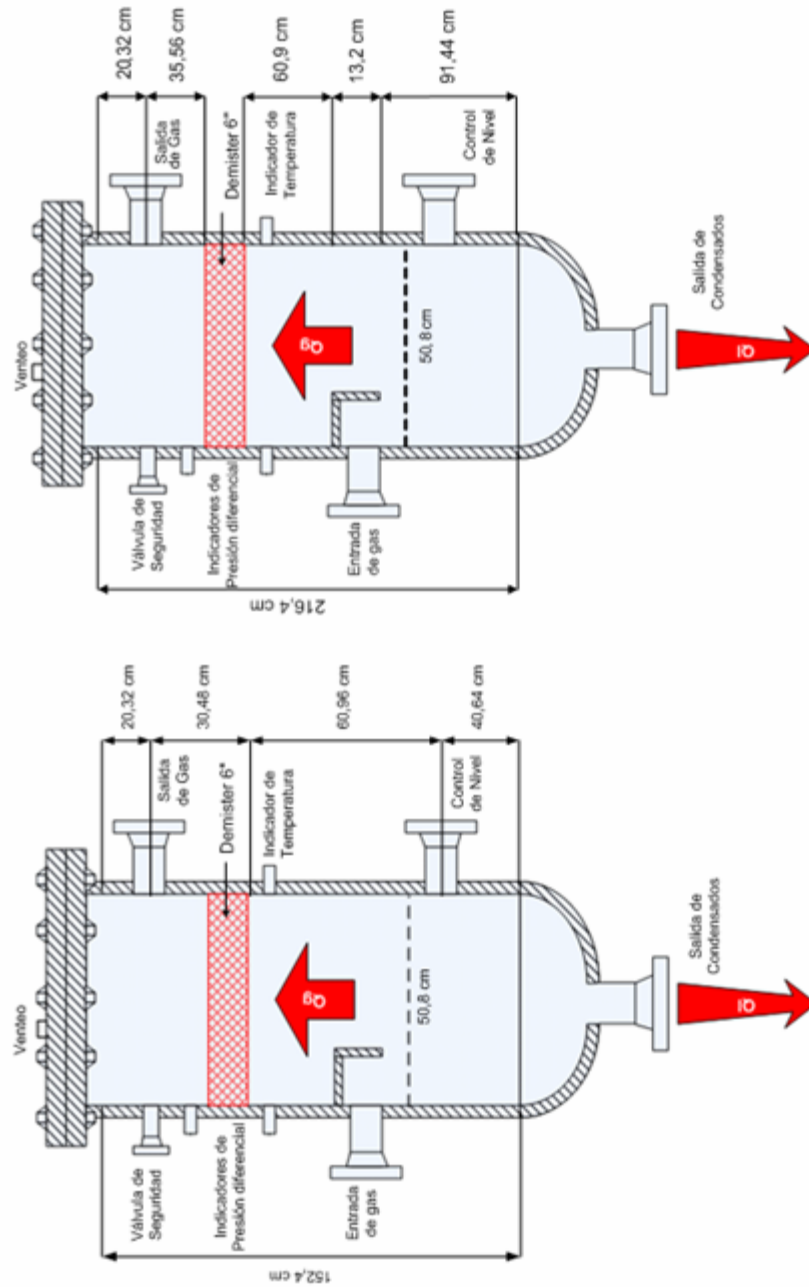


Figura 40. Dimensiones de Separadores Verticales

3.2.2 **Análisis de la Distribución de Tamaño de Partícula**

Uno de los factores mas importantes para la separación gas-liquido en el separador es el tamaño de partícula, efecto que se muestra en la Figura 41 para los eliminadores de niebla tipo malla

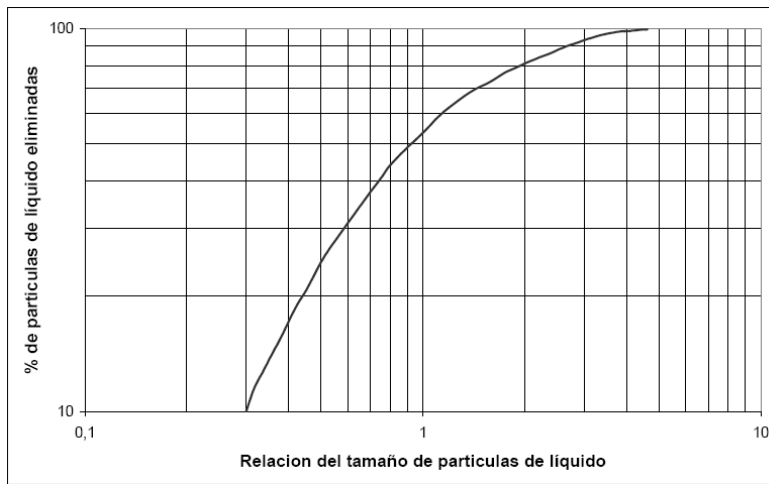


Figura 41. *Influencia del Tamaño de partícula en la Separación Gas-Líquido*

Además, la distribución del tamaño de partícula es un parámetro importante para seleccionar el mejor tipo de eliminador de niebla. La Tabla 5 es una guía de referencia para la selección de un eliminador de niebla aunque es necesario mencionar que este no es el único parámetro de selección, sino que también es importante tener en cuenta la velocidad de la corriente, las densidades y las composiciones tanto del gas como del líquido entre otros.

Con la ayuda de un software especializado para la caracterización del Carry Over del separador, se determinó la distribución del tamaño de partícula en el scrubber, donde se ve que el mayor porcentaje de partículas se encuentra con un tamaño mayor a 4 micrones y de hasta 1000 micrones, es decir, se tiene spray en la corriente (Figura 42).

Tabla 5. Guía de Selección de Eliminadores de Niebla a Partir del Tamaño de Partícula

Tipo de partícula	Rango de Tamaño (micrones)
Moléculas orgánicas grandes	Mayor a 0.004 μm
Humo	0.0045 a 1.0 μm
Niebla de condensación	0.1 a 30 μm
Nubes atmosféricas y niebla	4 a 50 μm
Generada por atomización de gas	1 a 500 μm
Niebla Atmosférica	50 a 100 μm
Llovizna atmosférica	10 a 400 μm
Generada por punto de ebullición de líquido	20 a 1,000 μm
Generada por flujo de dos fases en tuberías	10 a 2,000 μm
Lluvia atmosférica	400 a 4,000 μm

Tamaño de partículas (agua en aire) típicamente capturado con 99.9% de eficiencia por varios tipos de elementos eliminadores de niebla	
Tipo de elemento	Rango de Tamaño (micrones)
Mallas de fibras coalescentes	Mayores a 0.1 μm
Malla con fibras entrelazadas	Mayores a 2.0 μm
Malla tejida con alambre de 0.006 in	Mayores a 5.0 μm
Malla tejida con alambre de 0.011 in	Mayores a 10.0 μm
Doble unidad de vanes	Mayores a 10.0 μm
Unidad convencional de vane	Mayores a 15.0 μm

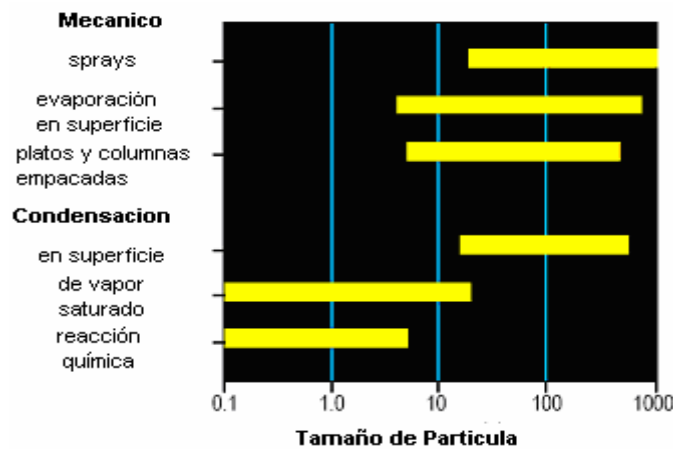


Figura 42. Denominación del líquido de acuerdo al Tamaño de Partícula

3.2.3 Análisis de la Eficiencia Actual

Para el análisis de la eficiencia actual se tuvo en cuenta el concepto de GPM, que indica la cantidad de hidrocarburos condensables en galones en una corriente de gas en Mscfd.

Tabla 6. Máximos GPM Condensables

Componente	Fracción Molar	GPM potenciales	%Máximo condensable	GPM reales
Metano	0,7788	13,1231		
Etano	0,0916	2,4367	5	0,1218
Propano	0,0464	1,2717	80	1,0174
i-Butano	0,0129	0,4198	95	0,3988
n-Butano	0,014	0,4390	95	0,4171
i-Pentano	0,0058	0,2112	100	0,2112
n-Pentano	0,0037	0,1333	100	0,1333
n-Hexano	0,0114	0,4662	100	0,4662
Nitrógeno	0,005	0,0545		
CO2	0,0304	0,5153		
H2S	0,0000	0,0000		
			TOTAL	2,7657

Para obtener la máxima eficiencia de separación, se trabajo con la cromatografía de Junio de 2008, que fue la que mostro una menor proporción de metano en comparación con los otros hidrocarburos, obteniendo los resultados que se muestran en la Tabla 6. A continuación se simulo el proceso actual para esta composición de la corriente de entrada en un software teniendo en cuenta las condiciones de operación mencionadas anteriormente, de forma que al contrastar los resultados se obtuvo una eficiencia del 40% ya que mientras con los máximos GPM condensables se obtendrían 3319 galones diarios para 1,2 MMscfd, el proceso con el software muestra una recuperación de 1330 galones para un scrubber compuesto por una malla como eliminador de niebla.

Al realizar el mismo proceso para la cromatografía promedio se obtuvo que la eficiencia de remoción disminuyó hasta el 22% al obtener 740 galones diarios de condensados de 1,2 MMscfd, demostrando así que sin importar las condiciones del gas, el proceso que se está llevando a cabo no retira toda la cantidad de hidrocarburos necesarios para cumplir con las condiciones de transporte según el RUT, generando riesgos potenciales en los usuarios finales que en algunas oportunidades han observado la presencia de líquido al momento de recibir el gas.

3.3 Análisis del Estado Actual del Sistema

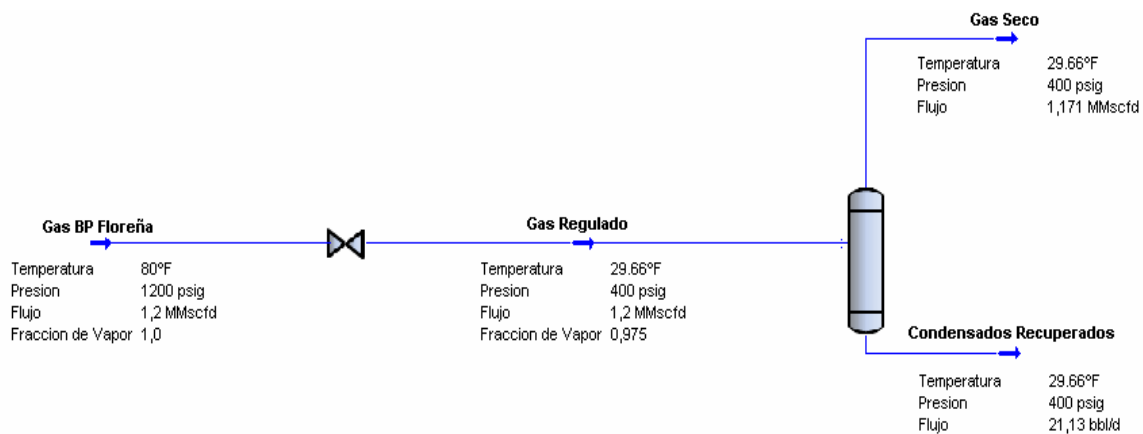


Figura 43. Separación Actual en el City Gate de Yopal

Al hacer la simulación del proceso actual con la cromatografía promedio descrita en la Tabla 4a (Figura 43), se pudo confirmar lo que se mostró con el análisis de la envolvente, es decir, la presencia de líquidos en la corriente que llega al scrubber al mostrar una fracción de vapor del 0.9754, valor que se encuentra en constante variación dependiendo de la composición del gas.

Cabe resaltar que la Figura 43 muestra únicamente el proceso de separación y no todo el proceso que incluye el almacenamiento de los condensados a 60 psig y 86°F y su acondicionamiento para el transporte y venta a 10 psig; además este diagrama de proceso muestra temperaturas después de la regulación de 29.66°F, que, si bien son acertadas en un ambiente estático como el manejado en el simulador, en la realidad pueden diferir considerablemente.

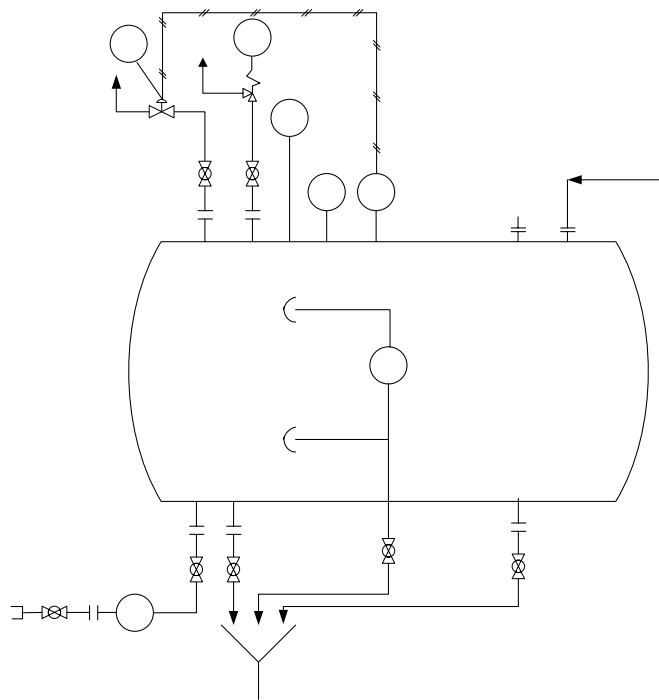


Figura 44. Plano del Tanque de Almacenamiento Usado en el City Gate de Yopal
PCV

PSV

Una vez los líquidos son separados por el scrubber son sometidos a una regulación que baja la presión a 60 psig, donde es almacenado en un tanque de almacenamiento (Figura 44) antes de la comercialización de condensados que se realiza a 10 psig por condiciones de transporte del carro tanque usado para tal fin. Debido a la disminución de la presión y al incremento de temperatura (al mantener el tanque a temperatura

PI

TI

ambiente) gran parte de los líquidos condensados vuelven a evaporarse y son retirados por medio de una válvula que ventea los gases al ambiente, ocasionando contaminación en el ambiente, una disminución significativa en la cantidad de hidrocarburos comercializables y como consecuencia menores ingresos por este concepto.

3.4 Análisis de las Condiciones de Operación

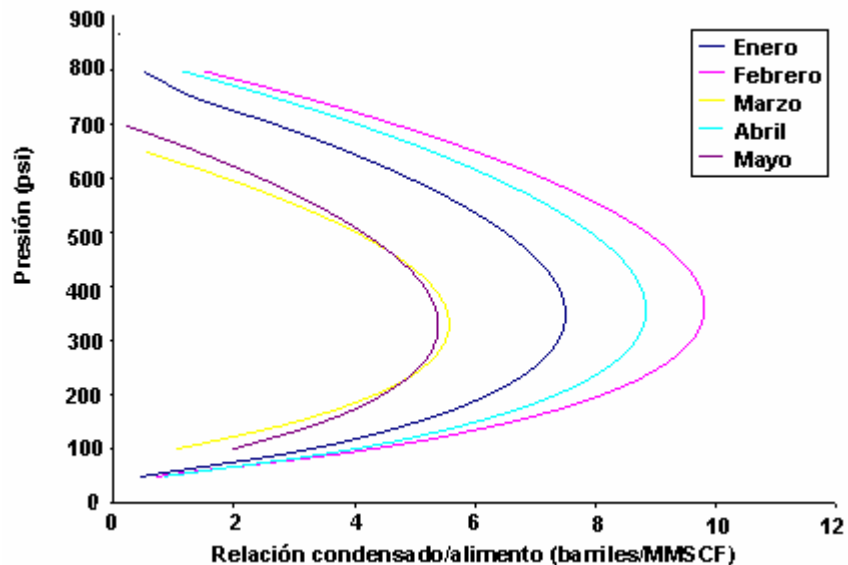


Figura 45. Determinación de la Presión Óptima de Operación

Dentro de las condiciones de operación, la presión es uno de los factores mas influyentes sobre la eficiencia de separación, afirmación que se comprueba por medio de la Figura 45 en la cual analizando las cromatografías entre Enero y Mayo de 2008 respecto a la presión y a la relación entre los condensados obtenidos y el alimento al proceso se puede ver que para cada composición existe un presión óptima de operación que va a permitir la mayor condensación, mientras que

presiones por debajo o por encima de este valor, van a limitar la cantidad de liquido recuperado.

Como se puede concluir de la grafica la presión de proceso, si bien no es la mejor para cada una de las composiciones, si posee un rango aceptable; además esta figura solo tiene en cuenta el análisis de la presión de operación y no otras variables como la temperatura o la presión antes de regulación que también afectan la cantidad de hidrocarburos que se pueden condensar.

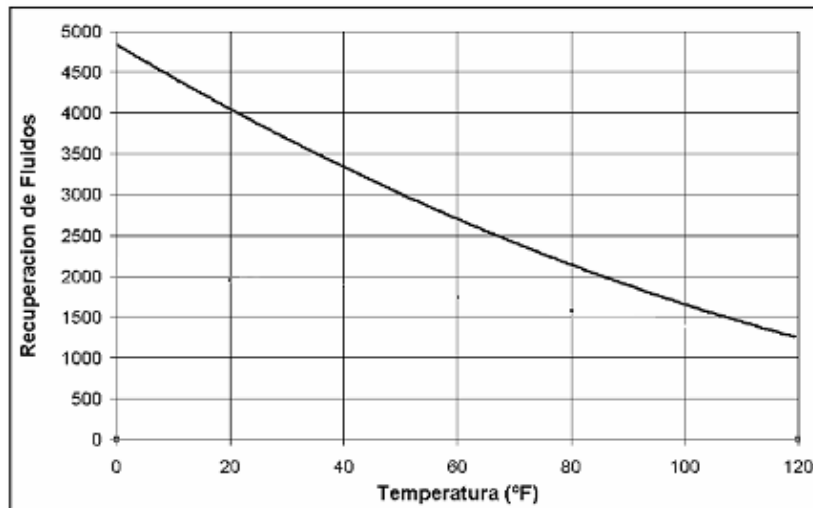


Figura 46. Recuperación de Fluidos en Función de la Temperatura de Operación

Por otro lado, la temperatura de separación es también un parámetro importante ya que a menores temperaturas de separación, mayor es la cantidad de hidrocarburos pesados condensables como se ve en la Figura 46 donde se observa el comportamiento de la separación con una presión de operación de 400 psig a diferentes temperaturas.

Si bien es claro al analizar la grafica que el aumento en la recuperación de condensados es considerable, es también importante mencionar que

con la disminución de la temperatura también se da la presencia de otros problemas como la formación de hidratos y la necesidad de equipos de enfriamiento que garanticen esta temperatura de operación aumentando así la inversión para realizar el proceso, de forma que es importante encontrar un equilibrio entre los costos y la recuperación que han el proyecto mas viable.

4 ALTERNATIVAS DE ESTUDIO

Para encontrar la mejor alternativa que se adapte a las condiciones del problema que se está presentando actualmente, y que sea viable para la empresa transportadora, se realizó un profundo análisis de las alternativas más probables para implementar en el City Gate de Yopal y de esta manera encontrar la opción más favorable.

Para el análisis de las alternativas se tuvieron en cuenta tres escenarios: 1) Mantener la tasa mínima de flujo a 1,2 MMscfd, 2) aumento de la tasa de flujo a 6 MMscfd y teniendo en cuenta el gas de distribución de acuerdo a los contratos de comercialización y 3) Aumentar la tasa de flujo a 10 MMscfd, opción que la empresa está considerando en la actualidad, como un escenario a implementar a largo plazo.

4.1 *Rediseño del Separador*

La primera de las alternativas a considerar es el rediseño del separador, dado que es la que implica menos riesgos y costos de inversión para la empresa transportadora.

Este rediseño consiste principalmente en retomar el análisis dimensional e interno que se realizó para caracterizar el estado actual del sistema y buscar alternativas que permitan mejorar la separación gas-liquido sin cambiar el separador, es decir, por medio de la

redistribución de los dispositivos internos o la adición o sustracción de equipos instalados al interior del separador.

Como ya se menciono anteriormente, la ventaja de esta alternativa es principalmente el bajo costo de inversión que representa para la empresa, ya que el escenario más costoso implicaría solo la compra e instalación de dispositivos internos del separador, además de no requerirse altos tiempos de parada en el sistema de transporte.

Por otro lado, la implementación de esta alternativa se encuentra restringida por las propias limitaciones que presente el sistema, es decir, al estar sujeto al separador con el que se cuenta en la actualidad en el City Gate, solo existen un numero pequeño de opciones viables que aumenten la eficiencia de separación de manera significativa.

4.2 Implementación de un Nuevo Separador

La implementación de un nuevo separador representa un nuevo planteamiento del sistema de separación, lo que implica tener en cuenta el escenario actual (condiciones termodinámicas, tasa de flujo manejado) buscando corregir errores del pasado que llevaron al sobredimensionamiento del separador y a la perdida en la eficiencia de remoción como consecuencia de esto.

Esta alternativa es bastante atractiva ya que brinda bastante flexibilidad respecto al rediseño del separador, permitiendo estudiar la amplia gama de configuraciones disponibles en el mercado (algunas de las cuales ya se mencionaron en el Capitulo 2) y seleccionar la mas adecuada.

De igual manera, las limitaciones de esta alternativa se enfocan básicamente en el aumento en los costos de inversión respecto al rediseño del separador y al hecho de que podría existir una forma de rediseñar el separador de manera tal que se alcanzaran las mismas eficiencias respecto a un separador diseñado desde cero y sin tener que realizar ese gasto adicional.

4.3 Adicionar un Intercambiador de Calor al Sistema de Separación

Lo que se busca con esta alternativa es disminuir aun más la temperatura del gas antes de entrar al separador y así facilitar la condensación de una mayor cantidad de hidrocarburos pesados.

Las ventajas que proporciona esta alternativa es que aumentaría la eficiencia de separación sin cambiar el separador que se tiene actualmente, además, la implementación de un intercambiador de calor, permitiría aprovechar la temperatura con la que sale el gas del separador y re-inyectar esa energía en el proceso para pre-enfriar el gas sin tratar que entra al sistema de separación, en lugar de perder esa energía al acondicionar el gas tratado a las condiciones de almacenamiento.

Aun así, la inversión que representa la compra e instalación de un intercambiador de calor es elevada y por esta razón puede que la recuperación de la inversión sea esperada a largo plazo, además desde el punto de vista del diseño, es necesario contar con propiedades como el fouling de la corriente que pueden afectar la eficiencia de enfriamiento de la unidad.

4.4 **Procesamiento de Gas Natural**

Otra de las alternativas que se estudio y de la cual ya se ha abarcado bastante en el Capitulo 2, es la implementación de una planta de tratamiento de gas natural, de esta forma se podrían recuperar al máximo los condensados contenidos por la corriente de gas para su posterior comercialización, representando mayores ingresos para la empresa trasportadora pero también representando una inversión muy grande para una tasa de flujo que no es tan pequeña, como para justificar los gastos que se generarían para la separación de los líquidos.

4.5 **Tubo Vortex**

El tubo Vortex es una unidad simple y sin partes móviles que se encarga de aplicar una velocidad a la corriente separa los líquidos contenidos en el gas mientras cambia la temperatura de la corriente.

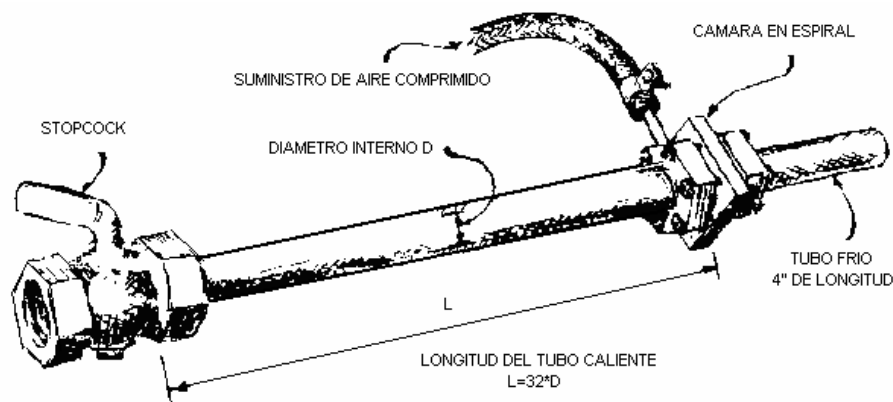


Figura 47. Forma General de un Tubo Vortex

En esta unidad (Figura 47) entra gas comprimido y de manera tangencial a una cámara en espiral que acelera la corriente a tasas de rotación, donde debido a las fuerzas centrífugas resultantes y a la diferencia de densidades el líquido se va separando del gas y empieza a rotar cerca de las paredes del tubo mientras que el gas se mantiene sobre el centro, además esta rotación y fricción entre las partículas comienza a aumentar la temperatura de la corriente mientras se mueve a través del denominado tubo caliente. Al llegar al final del tubo caliente se encuentra una boquilla manejada por el stopcock que limita la salida del fluido haciendo que la corriente del gas del centro se vea forzada a devolverse a través de un vortex menor y salir a través del tubo frío (Figura 48).

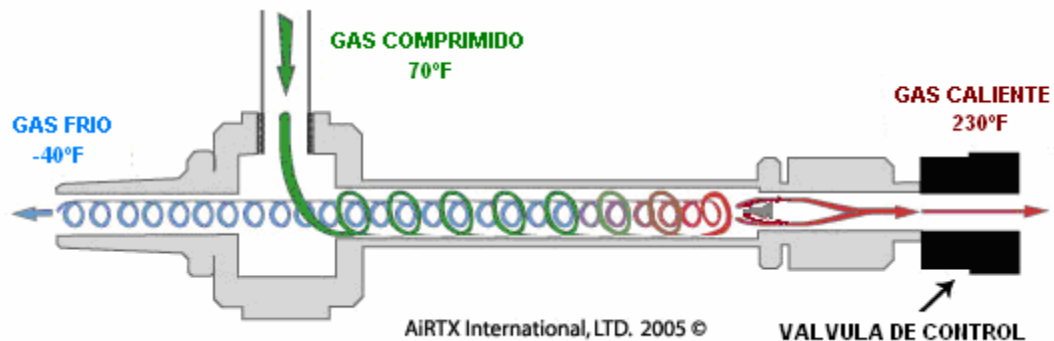


Figura 48. Movimiento de los Fluidos en el Tubo Vortex

4.6 Separador Supersónico Twister

Similar al tubo vortex, el separador supersónico Twister (Figura 49) es un dispositivo pequeño, simple y sin partes móviles que extrae del gas, agua y compuestos hidrocarburos pesados al suministrarle una velocidad supersónica. Una consecuencia de esta velocidad, es que el

gas solo posee un tiempo de residencia al interior de la unidad de solo 2 milisegundos lo que no es tiempo suficiente para la generación de problemas como la formación de hidratos por lo cual tampoco necesita del uso de ningún tipo de químico.



Figura 49. Separador Supersónico Twister



Figura 50. Boquilla De Laval

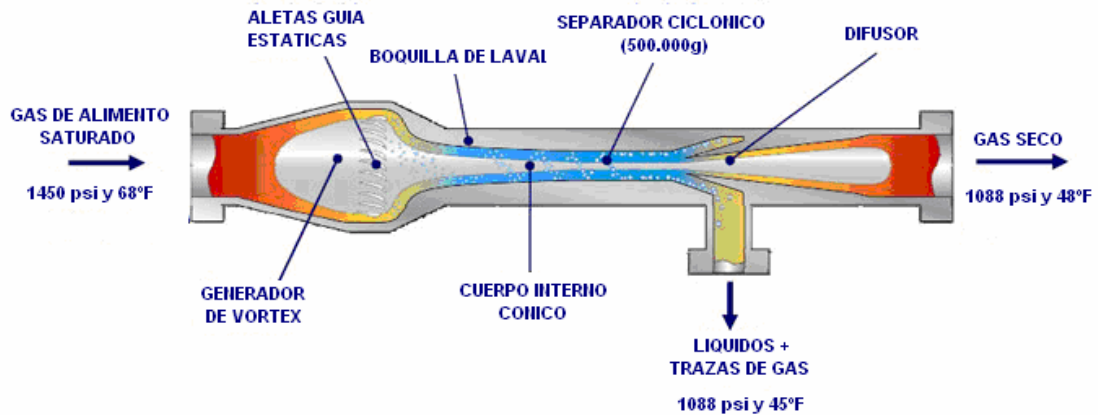


Figura 51. Funcionamiento del Twister

Este separador, que puede manejar hasta 100 MMscfd con solo un tamaño de 2 metros, realiza un proceso de expansión-compresión donde se usa una boquilla De Laval (Figura 50) estas boquillas son usadas para generar expansiones en el gas que son casi completamente reversibles y que para el caso del separador Twister, permiten disminuir significativamente la temperatura del gas; además, el

separador también posee unas aletas guías para producir un movimiento giratorio en el gas que genera fuerzas centrífugas en los fluidos de hasta 500.000g y generando un enfriamiento de tipo isoentropico (Figura 51) que es mas eficiente que el enfriamiento isoentálpico realizado por las válvulas Joule Thompson (Figura 52); una vez se ha separado el liquido del gas, las corrientes son retardadas por medio de difusores que permiten recuperar entre un 75% y un 85% de la presión de entrada al twister y con una eficiencia de separación del 95% de los líquidos de la corriente.

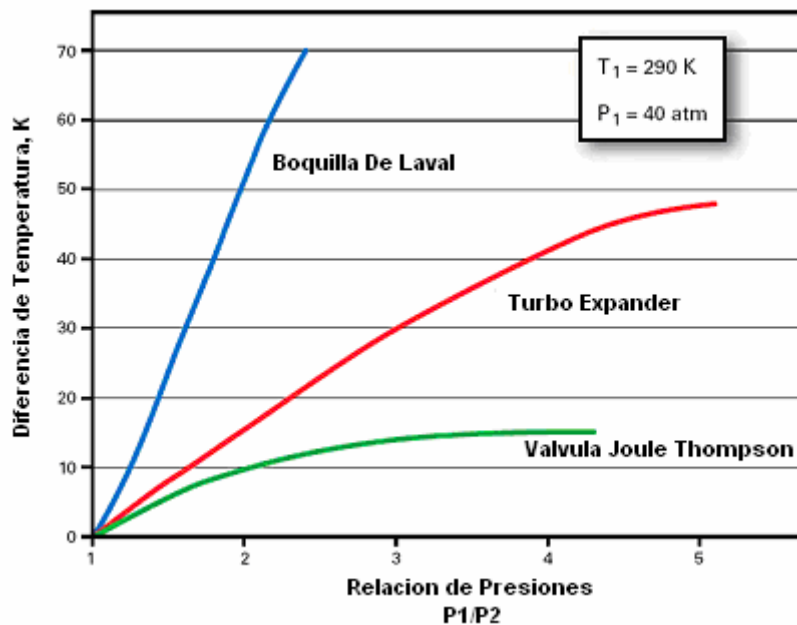


Figura 52. Enfriamiento del Twister Frente a Otras Tecnologías Similares

Aun con todas estas ventajas que proporciona, también es una unidad que requiere de mucho cuidado ya que debe contar con un control de arenas efectivo antes de la entrada para evitar problemas de corrosión que por el funcionamiento del Twister serian extremos y potencialmente peligrosos, además requiere una unidad de separación posterior al

twister que separe los líquidos removidos del gas y debe contar con unas facilidades de superficie diseñadas alrededor del separador supersónico, lo cual genera un inconveniente ante eventuales situaciones que requieran el cambio de la unidad, lo que representaría también, un rediseño de las facilidades de superficie instaladas para adecuarlas a sistemas mas convencionales. Por ultimo es una unidad que no ha sido probada en todas las condiciones y los ambientes que garanticen un funcionamiento generalizado, debido principalmente al corto tiempo de vida que lleva en funcionamiento (desde 1998).

El Twister al igual que el Tubo Vortex son consideradas aun tecnologías en desarrollo, lo que limita la cantidad de información teórica y técnica a la cual se tiene acceso, razón por las cuales no fueron consideradas para el estudio final de esta proyecto, pero si representan una base importante para futuros desarrollos investigativos a nivel nacional.

4.7 Selección de la Alternativa de Trabajo

El análisis de cada una de las alternativas presentadas a lo largo del capítulo, permitió identificar las fortalezas y las debilidades de cada una ellas y como se adaptarían para las condiciones y el proceso que se da en el City Gate de Yopal, por eso al momento de seleccionar con cual alternativa se trabajaría, se escogieron dos de las alternativas, el rediseño del separador actual y la implementación de un intercambiador de calor, opciones que son independientes entre si pero a la vez se complementan para aumentar la eficiencia de separación desde el enfoque del separador, así como el enfoque del acondicionamiento de la corriente para la remoción de sus partículas liquidas.

5 REDISEÑO DEL SISTEMA DE SEPARACION

Lo más importante al realizar el rediseño del sistema de separación es tener una muy buena caracterización del sistema de separación actual lo cual incluye conocer los siguientes factores:

5.1 *Distribución del Tamaño de Partícula a la Entrada*

Como ya se menciona en el Capítulo 3, el tamaño de partícula es un factor muy importante al momento de seleccionar la unidad de separación para evitar que se den fenómenos de arrastre e inundación y asegurar la mejor eficiencia de separación posible. Para el proceso actual se estimo que la mayor parte de las partículas de liquido contenidas en el gas tienen tamaños que oscilan entre 4 y 1000 micrones.

5.2 *Eficiencia Requerida*

También se menciona en el Capítulo 3 que la eficiencia de separación para el proceso se determino a partir de los GPM potencialmente separables respecto a los separados encontrando un valor máximo del 40% (valor que solo se ha alcanzado en una oportunidad) y un valor promedio de 22%, que es el valor que se mantiene relativamente constante a través del tiempo evidenciando la magnitud del problema que se tiene.

Teniendo en cuenta los componentes que se quieren separar, la distribución del tamaño de partícula en la corriente y los GPM potencialmente separables, se espera hacer un rediseño que permita aumentar la eficiencia el mayor porcentaje que sea posible.

5.3 Selección y Dimensionamiento del Eliminador de Niebla

Para escoger el eliminador de niebla más apropiado se cuentan con tres opciones: una malla demister convencional, una malla MistFix o un arreglo de aletas, donde para la selección se tuvo en cuenta la Tabla 7.

Tabla 7. Guía de Selección de Eliminadores de Niebla Convencionales

	Malla de Alambre	Vane	Malla de Fibra	Ciclones
Costos	1	2 – 3	10	3 – 5
Capacidad de Gas	5	6 – 15	1	15 – 20
Capacidad de Líquido	5	10	1	10
Tamaño de Partículas	3 – 10 Micrones	10 – 40 Micrones	< 0.1 Micrones	7 – 10 Micrones
Presencia de Sólidos	3	10	1	8
Escala relativa basada en 1 como lo más bajo. Los otros han sido escalados.				

Después del análisis se llegó a la propuesta de un eliminador de niebla compuesto por malla y aletas dispuestas de forma vertical que permitan la separación efectiva de partículas desde 4 hasta 1000 micrones, adicionalmente, la implementación de la unidad de aletas va a satisfacer cualquiera de los escenarios probables, ya aumentara

significativamente la capacidad de manejo de líquidos del Scrubber sin la posibilidad que se presente arrastre o inundación en la malla, como sucede actualmente.

Para la selección de la unidad de malla es muy importante tener en cuenta el diámetro y la densidad de alambre, pues estos factores influyen directamente la eficiencia de separación, considerando esto y después del estudio de diferentes combinaciones de diámetro y densidad en un simulador se propone una malla con una densidad de 9 lb/ft^3 y un diámetro de $0.011''$, que fue la que arrojo mejores resultados y que coincide con el tipo de malla mas usado a nivel internacional

Para dimensionar la malla se uso la Ecuación de Souders-Brown (Ec. 1) donde la variable clave es la velocidad del gas, que debe mantenerse en un rango entre $3-10 \text{ ft/sg}$ para evitar que se de arrastre o inundación en la unidad, donde K depende de la unidad y posee valores estándar que se mostraron en la Tabla 2.

Como se explico en la sección 2.1.2 en el aparte del uso combinado de eliminadores de niebla, para la configuración propuesta de malla-aleta se toma el valor de $K=0,65 \text{ ft/sg}$ con la cual se obtiene una velocidad del gas de $2,83 \text{ ft/sg}$, valor que se sale del rango apropiado mencionado en el párrafo anterior, pero al estar la aleta acompañada de una malla los efectos negativos en la eficiencia no se presentan, logrando un sistema de separación que posee una eficiencia de separación del 80% para partículas de 4 micrones, 99% para partículas de 8 micrones y 100% para partículas de 100 micrones a partir de la nueva configuración del eliminador de niebla.

Al momento de implementar el sistema es importante tener en cuenta las guías de flujo interno mencionadas en la sección 2.1.3 y la

evaluación dimensional que se realizó sobre el Scrubber en la sección 3.2.1 y la Figura 40, para ubicar los dispositivos internos de manera que se garantice un mejor proceso; si bien en la Figura 40 no se tiene en cuenta la implementación de la unidad de aletas, las especificaciones para la ubicación de esta unidad no son tan estrictas, ya que son menos susceptibles a los patrones de flujo.

5.4 Eficiencia de Separación

Estos resultados se comprobaron para el escenario de flujo de 1,2 MMscfd, pero también probó ser efectivo para flujos hasta 6 MMscfd con esa eficiencia.

En el caso poco probable de que la empresa transportadora decidiera aumentar el flujo de gas a 10 MMscfd en el corto plazo, la eficiencia de separación para el scrubber disminuiría levemente pero sin salirse de rango considerado aceptable para el sistema.

Con este nuevo sistema de separación, la eficiencia aumentaría hasta cerca del 90% a la salida del Scrubber, es decir, que no tiene en cuenta regulaciones y cambios en presión y temperatura posteriores que puedan modificar estos valores como el almacenamiento a 10 psig y temperatura ambiente que genera la pérdida por evaporación de la mayoría de los condensados, por lo cual es clave, que el rediseño en el sistema de separación se realice de manera conjunta con el rediseño del sistema de almacenamiento para crear las condiciones óptimas y mantener, almacenar y transportar la mayor cantidad de condensados con la menor proporción de pérdidas.

5.5 Plano del Scrubber

Como ya se menciona el Scrubber rediseñado cuenta con las mismas dimensiones que el Scrubber actual, modificando únicamente la disposición de los dispositivos internos para la inclusión de la unidad de aletas y el aumento en la eficiencia de separación.

Por motivos de confidencialidad, el plano no se adjunta con este trabajo, ya que se utilizó la ayuda de un sistema computacional desarrollado por la Corporación CDT de Gas.

6 IMPLEMENTACION DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR

Los intercambiadores de calor son dispositivos que usan la energía de una corriente de fluido para transferirla a otra, aprovechando la diferencia de temperatura entre las corrientes y ahorrando energía para el proceso global. Actualmente existen diferentes tipos de intercambiadores con la capacidad de suplir diferentes necesidades, pero el intercambiador de calor de tubo y carcasa aun se mantiene como la opción mas viable debido a la flexibilidad que presenta desde el enfoque del diseño y las múltiples aplicaciones para las cuales es apto.

El intercambiador de calor de tubo y carcasa (Figura 53) esta compuesto por una serie de tubos en un arreglo especifico rodeados por una carcasa cilíndrica y cerrado por dos cabezas que evitan que los fluidos entren en contacto directo.

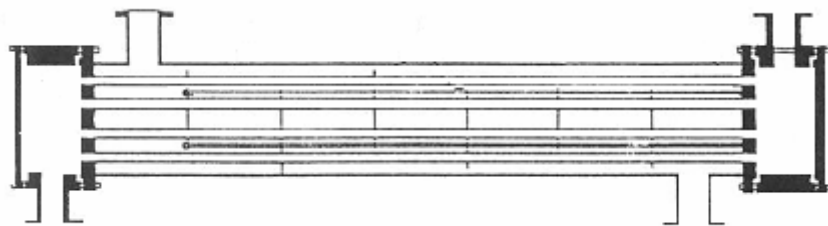


Figura 53. Intercambiador de Calor de Tubo y Carcasa

Para realizar el diseño y dimensionamiento del intercambiador de calor se tomaron dos enfoques: desde el punto de vista de los resultados obtenidos por medio de simulaciones, y el diseño mediante el uso de teorías y fundamentos matemáticos; este segundo enfoque se realizo

solo como un método de validación para garantizar la confiabilidad de los resultados obtenidos a través de las simulaciones. Considerando esto, se realizo una primera simulación con el fin de caracterizar el proceso que se esta llevando actualmente, mostrando una recuperación de condensados de 21,13 barriles/día a condiciones de separación (Figura 54)

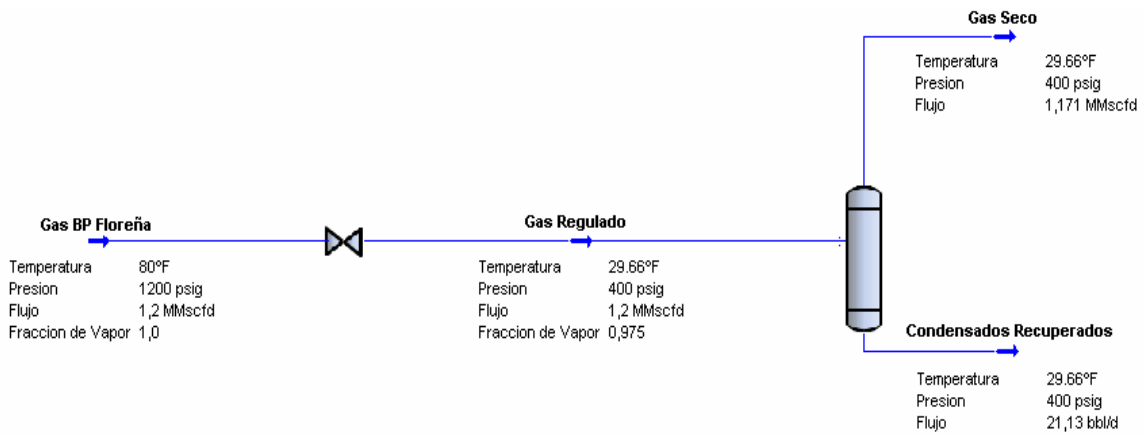


Figura 54. Sistema Actual de Separación

A continuación se siguió con una segunda simulación con el objetivo de identificar propiedades importantes para realizar el diseño de manera teórica, llegando a los resultados que se muestran en la Tabla 8.

Uno de los criterios importantes a tener en cuenta para la Tabla 8 es la dirección de los fluidos, tomando un sistema en el cual, el gas proveniente de BP Floreña entra por los tubos y transfiere energía con el gas frio que sale del separador y pasa por la carcasa. Esta decisión se tomo teniendo en cuenta que el gas de BP Floreña aun no ha sido tratado para el manejo de condensados y puede experimentar fenómenos como la formación de hidratos y corrosión que serian mas fáciles de manejar en el interior de los tubos por medio de reparaciones o sustituciones locales en lugar de manejar estos problemas en la

carcasa, ya que significaría posibles paradas en las operaciones o costosos sistemas de prevención y tratamiento.

Tabla 8. Principales Criterios de Diseño

Condiciones de Diseño	
Presión Máxima de Entrada de Fluidos	1200 psig
Caída de Presión Permisible tanto en la Carcasa como en los Tubos	5 psi
Flujo de Gas	1.2 MMSCFD
Otros Criterios	
Fluido Por la Carcasa	Gas que sale del Separador
Fluido Por los Tubos	Gas de Entrada
Temperatura del Gas de Entrada por los Carcasa	80°F
Temperatura del Gas de Salida por los Carcasa	40.93°F
Temperatura del Gas de Entrada por los Tubos	-10,32°F
Temperatura del Gas de Salida por los Tubos	60°F

Usando la cromatografía promedio mostrada en la Tabla 4a y teniendo como condición del proceso una temperatura de salida de la carcasa de 60°F, se obtuvo el proceso de la Figura 55.

Con el análisis de este nuevo sistema de separación se observa el cambio significativo en la cantidad de condensados que se recuperan a condiciones de separación (pasando de 21,13 a 54,22 barriles/día), especialmente por la considerable reducción de la temperatura de entrada del gas al separador que aumenta la eficiencia de remoción de partículas líquidas y lo que representa un aumento en la eficiencia del 22% al 57,2% con una recuperación de 1897 galones/día de condensados.

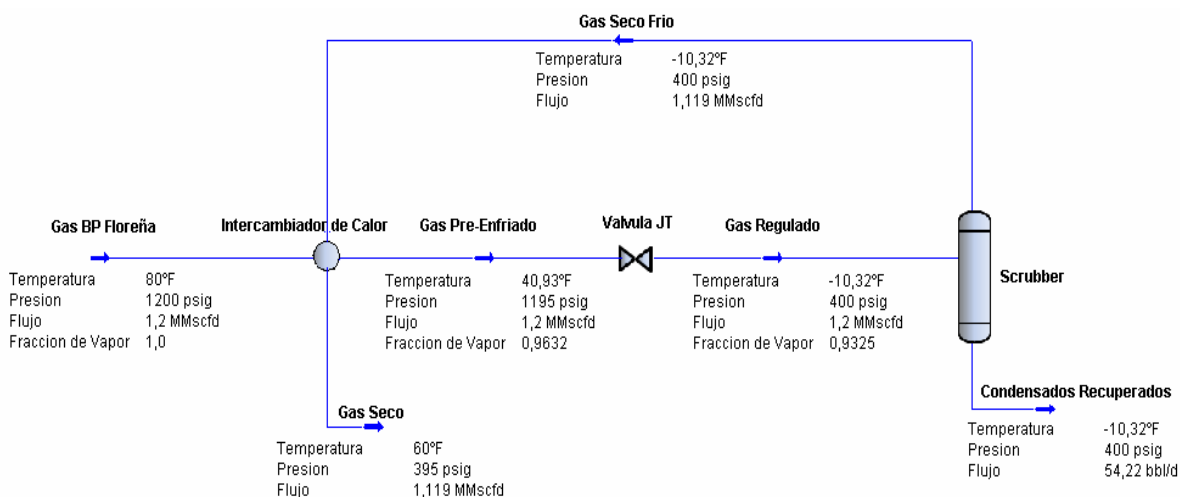


Figura 55. Sistema de Separación Propuesto

6.1 Diseño a Partir de Simulaciones

Con el proceso global ya simulado se realizó el dimensionamiento pasando a través de tres diseños claramente definidos:

6.1.1 Diseño N°1: Dos Intercambiadores en Serie

La primera simulación que se realizó (Figura 55) mostró que desde el punto de vista del proceso, las propiedades se encuentran conformes con las condiciones dadas, desde el punto de vista del diseño, el propuesto por el simulador presentaba un valor del factor de corrección sobre la temperatura F muy bajo; este factor F es la propiedad que representa el ruido que se da en el sistema por intercambio de calor entre corrientes que no se encuentran totalmente paralelas entre ellas, valor que en la industria se considera aceptable entre 0,75 y 1, mientras que en esta simulación $F=0,2$.

Con la finalidad de solucionar este problema se aumento el numero de carcasa en serie que debía tener el sistema para poder cumplir con la transferencia de calor apropiada para que los fluidos mantengan las condiciones termodinámicas consignadas en la Tabla 8, haciendo el diseño viable y obteniendo los resultados de la Tabla 9

. **Tabla 9.** Dimensiones del Diseño N°1

Dimensiones del Intercambiador	
Numero de Carcasa en Serie	2
Numero de Pases en la Carcasa	1
Numero de Pases en los Tubos	2
Tipo TEMA	AEL
U Global	2.387 Btu/hr-ft ² -F
UA Global	3099 Btu/hr-F
Diámetro de la Carcasa	29.10"
Numero de Tubos por Carcasa	160
Despeje entre Tubos	1.969"
Configuración de los Tubos	Triangular
Corte del Bafle	20%
Tipo de Bafle	Sencillo
Orientación del Bafle	Horizontal
OD del Tubo	0.787"
ID del Tubo	0.630"
Longitud del Tubo	19.685'
Conductividad Térmica	26 Btu/hr-ft-F
Área de Transferencia de Calor	649,3 ft ²

Entre estos resultados resalta el uso de las dos carcasa en serie que indicaría la realización de la transferencia de calor a través de dos etapas ya sea por medio de un intercambiador de doble carcasa o usando dos intercambiadores convencionales en serie, siendo este ultimo el mas viable económicamente. Por otra parte también es

importante mencionar el uso de la configuración TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association) AEL, que es la configuración mas común y las mas usada a nivel internacional y consiste en un carcasa de un solo pase con dos cabezas fijas.

6.1.2 **Diseño N°2: Un Intercambiador Convencional**

Con el fin de evitar la implementación de dos intercambiadores de calor y reducir los costos de inversión considerablemente, se empezó a realizar una segunda serie de simulaciones modificando los parámetros de diseño hasta obtener lo resultados presentados en la Tabla 10.

Tabla 10. Dimensiones del Diseño N°2

Dimensiones del Intercambiador	
Numero de Carcasa en Serie	1
Numero de Pases en la Carcasa	2
Numero de Pases en los Tubos	2
Tipo TEMA	AFL
U Global	4.773 Btu/hr-ft ² -F
UA Global	3368 Btu/hr-F
Diámetro de la Carcasa	29.10"
Numero de Tubos por Carcasa	160
Despeje entre Tubos	1.969"
Configuración de los Tubos	Triangular
Corte del Baffle	20%
Tipo de Baffle	Sencillo
Orientación del Baffle	Horizontal
OD del Tubo	0.787"
ID del Tubo	0.630"
Longitud del Tubo	19.685'
Conductividad Térmica	26 Btu/hr-ft-F
Área de Transferencia de Calor	649,3 ft ²

Como se puede apreciar, la naturaleza de las modificaciones se enfocó principalmente en el tipo de configuración TEMA a implementar, que paso de un tipo AEL a un tipo AFL, este cambio permite la implementación a nivel interno, de baffles que aumenten el número de veces que la corriente pasa por el intercambiador, además de mantener el flujo del fluido turbulento mejorando su transferencia de calor. Para este caso, se adiciono un baffle orientado de manera horizontal que permitió aumentar el número de pases del gas frío en el intercambiador.

De esta forma, se mejoran los resultados obtenidos por el primer diseño, manteniendo la transferencia de calor requerida y disminuyendo lo costos de forma significativa.

6.1.3 *Diseño N°3: Intercambiador Convencional Modificado*

Cuando se llego al diseño N°2 se pensó que este era el mas viable, pero al investigar acerca de los precios para un intercambiador de estas características, se encontró que el costo de fabricación promedio del equipo oscilaba en los US\$ 55.000, lo cual representa un valor de inversión considerable para la empresa transportadora. Por esta razón se realizó una tercera serie de simulaciones con el fin de disminuir el costo del equipo teniendo como consideración que el factor mas importante para definir el valor del intercambiador de calor es el área de transferencia de calor; por esta razón la modificaciones se enfocaron en la disminución de esta propiedad, siendo los resultados mas favorables los que se muestran en la Tabla 11.

Como se puede notar, para esta simulación los principales cambios fueron el aumento del diámetro y la disminución de la longitud, generando así un área de transferencia de calor que disminuye el

precio esperado de fabricación del intercambiador de US\$ 55.000 a US\$ 40.000.

Tabla 11. Dimensiones para el Diseño N°3

Dimensiones del Intercambiador	
Numero de Carcasa en Serie	1
Numero de Pases en la Carcasa	2
Numero de Pases en los Tubos	2
Tipo TEMA	AEL
U Global	7.517 Btu/hr-ft ² -F
UA Global	3368 Btu/hr-F
Diámetro de la Carcasa	45"
Numero de Tubos por Carcasa	160
Despeje entre Tubos	1"
Configuración de los Tubos	Triangular
Corte del Bafle	20%
Tipo de Bafle	Sencillo
Orientación del Bafle	Vertical
OD del Tubo	0.787"
ID del Tubo	0.630"
Longitud del Tubo	12,5'
Conductividad Térmica	26 Btu/hr-ft-F
Área de Transferencia de Calor	412,3 ft ²

6.2 Diseño a Partir de Fundamentos Teóricos

El diseño de un intercambiador de calor de tubo y carcasa a partir de fundamentos teóricos y cálculos manuales es un proceso largo, en el cual se busca estimar con la mayor exactitud posible, las dimensiones necesarias para que se la transferencia de calor deseada. Durante este proceso, la propiedad mas importante es el área de transferencia de

calor, dado que esta es la propiedad que afecta directamente y en mayor medida los costos del intercambiador como ya se había mencionado.

Dentro de este procedimiento se incluye el Método Delaware (Anexo A) para hallar el coeficiente de transferencia de calor global y la caída de presión en la carcasa; este método está basado en múltiples y extensas investigaciones experimentales y analíticas desarrolladas en el Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Delaware entre los años 1946 y 1963 y supone el flujo de un solo fluido monofásico a través de una carcasa de un intercambiador de tubo y carcasa conociendo con anterioridad tasa de flujo, temperaturas de entrada y salida en los tubos y en la carcasa, la presión de diseño y las propiedades de los fluidos involucrados como la viscosidad, densidad, conductividad térmica y calor específico, principalmente.

El Método Delaware como tal, busca conectar una serie de datos que deben ser conocidos, por medio de ecuaciones de balance que se cumplan simultáneamente al calcular el coeficiente de transferencia de calor y las caídas de presión en el proceso.

Como este proceso es de validación, muchos de los parámetros que se usaron durante esta etapa del proceso de diseño salieron de las mismas simulaciones que fueron realizadas para el diseño N°3, ayudando en muchos casos a evitar fases iterativas o de prueba y error que hicieran el proceso más complejo.

Terminado el proceso de validación se observaron resultados bastante cercanos a los manifestados por el simulador tanto para el coeficiente de transferencia de calor como para la caída de presión. Aun así, es

importante tener en cuenta que estos cálculos del coeficiente de transferencia de calor y de la caída de presión suponen intercambiadores limpios, de manera que cualquier suciedad puede afectar los resultados con caídas de presión mayores y coeficientes de transferencia de calor más bajos.

Como para el análisis del diseño es necesario tener en cuenta los tres escenarios planteados en el Capítulo 4, es decir tasas de flujo de 1,2; 6 y 10 MMscfd, se modificaron estos valores en las simulaciones y se observó que no se dieron cambios a nivel de las dimensiones del intercambiador sino únicamente a nivel del coeficiente de transferencia de calor global para el sistema.

Dado que no hay cambios a nivel de las dimensiones del intercambiador, lo que al comparar los resultados del simulador para una tasa de flujo de 10 MMscfd (que es el escenario más probable que se presente) con los resultados obtenidos por medio del Método Delaware, comparación que se puede ver en la Tabla 12.

Igualmente un plano aproximado del diseño se puede ver en la Figura 56 con las Tablas 13 y 14.

Tabla 12. Comparación entre los Resultados del Simulador y los del Método Delaware

Dimensiones y parámetros importantes	Diseño Simulador	Método Delaware
Temperatura de Salida por los Tubos	40,93°F	40,93°F
Temperatura de Entrada por la Carcasa	-10,32°F	-10,32°F
LMTD (Temperatura Media Logarítmica)	33,209°F	33,209°F
F (Corrección sobre la Temperatura)	0,8843	0,9
MTD (Temperatura Media Logarítmica Corregida)	29,37°F	29,88°F
Duty Requerido por el Sistema	758400 Btu/hr	749841 Btu/hr
Área de Transferencia de Calor en la Carcasa	412,3 ft ²	404,52 ft ²
Coeficiente de Transferencia de Calor Global en la Carcasa	62,64 Btu/°F-hr-ft ²	57,287 Btu/°F-hr-ft ²

Tabla 13. Nomenclatura Usada para el Plano del Intercambiador (Figura 56)

Nomenclatura		
S1	Entrada Fluido Frío	
S2	Salida Fluido Frío	
T1	Entrada Fluido Caliente	
T2	Salida Fluido Caliente	
A	Arreglo de Tubos, Espaciamiento 1	1"
B	Espaciamiento entre Tubos 2	0.5"
C	Espaciamiento entre Tubos 3	0.866"
D	Numero de Tubos	160

Tabla 14. Condiciones Para el Intercambiador de Calor

Tipo AFL	Carcasa	Tubos
Presión de Diseño	400 psig	1200 psig
Temperatura de Diseño	60°F (Salida)	80°F (Entrada)
Presión de Operación	-	-
Temperatura de Operación	-	-
Fluido	Gas Húmedo	Gas Seco
Numero de Pases	2	2

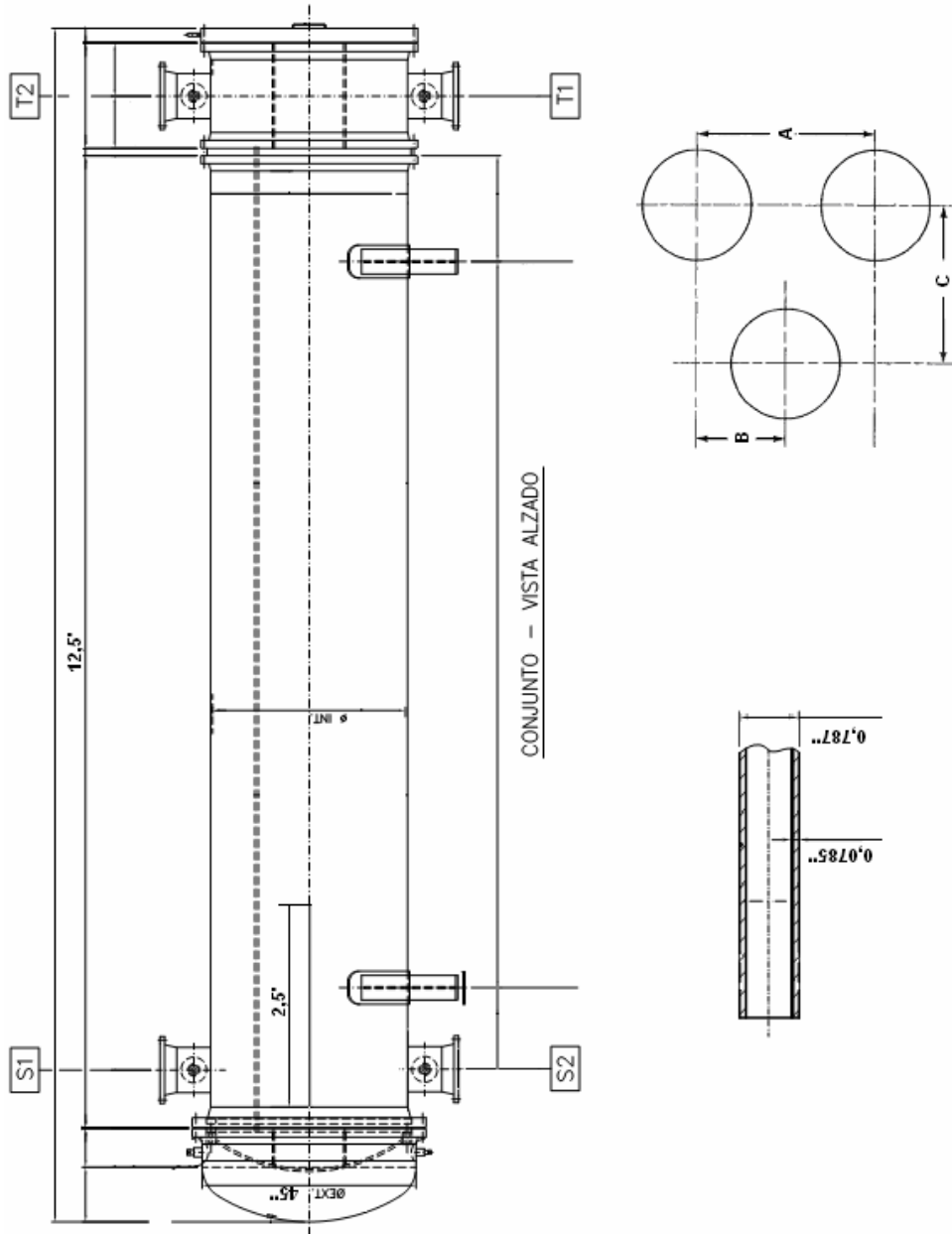


Figura 56. Plano del Intercambiador Diseñado

7 COSTOS DE LOS SISTEMAS PROPUESTOS

7.1 Costos para el Eliminador de Niebla

7.1.1 Costos de Fabricación

Tomando como base los principales proveedores de este tipo de eliminadores de niebla a nivel internacional, se estimo que para la configuración malla- aleta propuesta, el precio promedio rondaría los US\$ 16.000 puesto en Colombia.

7.1.2 Costos de Instalación

Se estimo un costo de instalación de US\$ 1.000 teniendo en cuenta que se debe bajar el separador un día, para poder adecuar la unidad eliminadora de niebla, representando costos o perdidas por concepto de los condensados que dejan de ser separados de la corriente, gastos de personal y los servicios de la empresa especializada que instale adecuadamente el eliminador de niebla.

7.1.3 Costos de Operación y Mantenimiento

El acondicionamiento del nuevo eliminador de niebla no generara costos adicionales de operación ya que reemplazara a la malla actualmente instalada que seguirá en operación normalmente.

Con respecto a los costos de mantenimiento, las unidades de aleta no representan costos de mantenimiento significativos y ayudan a que el gas que pasa por la malla este menos cargado de líquido logrando

reducir las posibilidades de inundación y reduciendo así, los costos de mantenimiento sobre el sistema global. Aun así, es necesario realizar periódicamente mantenimientos preventivos que ayuden a mantener el control sobre la operación y la identificación temprana de problemas potenciales.

7.1.4 Costos Totales

Costo Total = Costo de Fabricación + Costo de Instalación + Costo de Operación y Mantenimiento

Costo Total = US\$ 16.000 + US\$ 1.000 + US\$ 0

Costo Total = US\$ 17.000

7.2 Costos para el Intercambiador de Calor

7.2.1 Costos de Fabricación

El costo de fabricación de un intercambiador de calor de tubo y carcasa depende principalmente del área de transferencia de calor que posea, aunque también dependen en menor medida de otros factores como el tipo de intercambiador a diseñar y los materiales para su construcción, especialmente en el caso de fluidos potencialmente corrosivos. Para este caso, la fabricación de un intercambiador de calor de tubo y carcasa de cabeza fija y tamaño medio (área de transferencia de calor entre 300ft² y 1500ft²) hecho a partir de Carbón Steel tendrá un valor de US\$40.000 (aproximadamente \$89'000.000 con dólar a valor del 9 de Enero de 2009).

7.2.2 Costos de Instalación

Los costos de instalación, provienen de dos fuentes, la mano de obra utilizada para la instalación, es decir, personal con experiencia que garanticen la adecuada implementación del intercambiador de calor y los costos generados por la parada en las operaciones normales, lo que incluye todos los condensados que se dejaron de obtener durante la instalación del equipo; con esto en mente se estimo un valor de US\$ 3000.

7.2.3 Costos de Operación y Mantenimiento

Una de las principales ventajas de los intercambiadores de calor, es que se diseñan con el objeto de aprovechar la energía de un fluido para aplicársela a otro, lo que mantiene los costos de operación en cero, siempre y cuando no sea necesaria la aplicación de energía extra para cumplir con los requerimientos del proceso.

Por el lado del mantenimiento, esta operación se realiza por efecto del fouling que presentan los fluidos, de manera que conociendo el fouling de los fluidos involucrados, es posible fijar un tope que defina el número de mantenimientos que se requerirán en un tiempo determinado y cuanto es la duración de la operación, para la propuesta que se presenta a la empresa como parte del diseño del intercambiador se supuso un fluido de fouling $0 \text{ }^{\circ}\text{F}\text{-hr}\text{-ft}^2\text{/Btu}$.

Si se requiriera alguna clase de mantenimiento en el intercambiador producto de suciedades no contempladas durante el diseño y el análisis de costos, es importante mencionar que el valor promedio para la

limpieza de un intercambiador es de US\$677/día mientras que el costo por el uso de insumos adicionales para la limpieza es de US\$2.000/día.

7.2.4 **Costos Totales**

Costo Total = Costo de Fabricación + Costo de Instalación + Costo de Operación y Mantenimiento

$$\text{Costo Total} = \text{US\$ } 40.000 + \text{US\$ } 3.000 + \text{US\$ } 0$$

$$\text{Costo Total} = \text{US\$ } 43.000$$

7.3 **Costos Totales del Sistema de Separación**

Costos Totales Sistema = Costo de Implementación del I.C. + Costo del Rediseño del Separador

$$\text{Costos Totales Sistema} = \text{US\$ } 43.000 + \text{US\$ } 17.000$$

$$\text{Costos Totales} = \text{US\$ } 60.000$$

A partir de estos valores se hará un análisis de los indicadores de rentabilidad del proyecto:

7.3.1 **Valor Presente Neto (VPN)**

$$\text{VPN} = FE * \left[\frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right] - \text{Inversión} \quad \text{Ec. 2}$$

Inversión: Se tiene como inversión el costo total estimado para el proyecto, es decir, US\$ 60.000

FE o Flujo Neto de Efectivo: Correspondiente a las ganancias por la venta de los condensados obtenidos gracias al proyecto. Estimando un aumento promedio de 65 barriles/mensuales vendidos a un valor de US\$50 representan una ganancia de US\$3.250 mensuales y US\$39.000 anuales.

i o Tasa de Descuento: Se tomo un valor de 15% anual.

n o Periodos del Sistema: Indica el numero de periodos de estudio para el sistema y esta directamente relacionado en unidades de tiempo con la tasa de descuento; para este sistema el análisis se hará a 5 años.

Con estas condiciones para el flujo de 1.2 MMscfd y almacenamiento a 10 psig se obtiene:

$$VPN = US\$ 70.734$$

Teniendo en cuenta que el proyecto es viable para valores positivos de VPN, mientras que valores negativos representan proyectos no viables, podemos concluir que este es un proyecto rentable.

7.3.2 Periodo de Recuperación de la Inversión (PRI)

Comparando la inversión y los flujos de efectivo hasta lograr que se igualen o que se supere la inversión; al hacer el análisis al primer año de operación del sistema se tiene:

$$US\$ 60.000 < US\$ 39.000$$

De forma que durante el primer año, ya se recuperan la inversión realizada. Realizando el análisis de forma mensual se observa que se logra igualar la inversión si:

$$US\$ 60.000 = US\$ 3.250 * 18.46$$

Es decir que tomaría un tiempo mayor a los 18 meses recuperar la inversión inicial, un tiempo significativamente corto si se tiene en cuenta la magnitud del proyecto, además de que representa unas utilidades significativas para la empresa transportadora incluso durante el primer año de operación.

7.3.3 Tasa Interna de Retorno (TIR)

La tasa interna de retorno es también denominada la tasa de rentabilidad producto de la re-inversión de los flujos netos de efectivo dentro de la operación propia

$$TIR = i_{INF} + (i_{SUP} - i_{INF}) * \frac{VPN_{aiINF}}{VPN_{aiINF} + VPN_{aiSUP}} \quad \text{Ec. 3}$$

Este es un proceso de prueba y error donde se dan valores de i hasta encontrar una TIR que haga que el VPN sea igual a cero resultando en un valor del TIR = 58.5%

De esta forma, la tasa interna de retorno es mayor que la tasa de descuento, lo que significa que el rendimiento del proyecto es significativamente mayor que la tasa mínima de rendimiento esperada, confirmando la rentabilidad del proyecto.

CONCLUSIONES

Una caracterización apropiada del estado actual de un sistema, ya sea de separación o de cualquier tipo, debe combinar de manera sinérgica la teoría con la práctica, de manera que, con una total comprensión de los conceptos y principios básicos que se están dando, se pueda abordar el sistema con una perspectiva global que facilite identificar fortalezas y debilidades desde el punto de vista tanto de los fenómenos que suceden como de las características de condición y operación propias del sistema.

El tamaño de partícula es uno de los parámetros más importantes para el análisis de un separador y sus componentes internos pues permite diseñar con más detalle los equipos necesarios para el proceso.

Con el desarrollo de este proyecto se logró de forma académica la selección de dos sistemas que permite cumplir con los parámetros de poder calorífico y punto de rocío descritos en el RUT, además de que representa un aumento en la producción de condensados de 23 barriles/día, lo que representa nuevos ingresos para la compañía y evita impactos al medio ambiente como venteos y quemas de gas natural

RECOMENDACIONES

Tratar de mejorar las condiciones descritas en el contrato de transporte del gas, con el objetivo de impedir las altas variaciones de la calidad del gas que se mostraron al realizar el análisis del comportamiento de fases del gas entregado.

Buscando mejorar la caracterización realizada al estado actual del sistema, se recomendaría un estudio cromatográfico de amplio espectro que permita profundizar en los análisis realizados y encontrar áreas problemáticas y nuevos aspectos, ya sean positivos o negativos, dentro del proceso que se esta dando.

Es necesaria la implementación de un sistema de control a la salida del gas, después del sistema de separación, que permita una mayor vigilancia de los parámetros RUT, con el fin de evitar escenarios donde el no cumplimiento de estas condiciones genere problemas con los consumidores del gas.

Continuar con el desarrollo de proyectos que profundicen en tecnologías alternativas de separación como el Tubo Vortex y los Separadores Supersónicos es vital, ya que estos son una muestra clara de la dirección de la industria.

Un parámetro tan importante como el tamaño de partícula, generalmente no se tiene en cuenta a profundidad para el diseño de separadores, de manera que recomiendo el desarrollo de proyectos que muestren la importancia de esta propiedad de los fluidos.

BIBLIOGRAFIA

Amistco - Mesh & Vane Mist Eliminators

Arnold, Ken & Stewart Jr, Maurice; *Diseñando Sistemas De Produccion De Petroleo Y Gas Como Escoger Tamaño Y Seleccionar Separadores De Dos Fases*

Arnold, Ken & Stewart, Maurice; *Surface Production Operations Design Of Oil Systems And Facilities*; Pág. 267-268

Basic Ecuations for Heat Exchangers Design, Wolverine Tube Heat Transfer Data Book

Betting, Marco and Epsom, Hugh; *Separation Goes Supersonic*, E&P Issue, November 2007

Betting, Marco and Epsom, Hugh; *Supersonic Separator Gains Market Acceptance*, World Oil Issue, April 2007

Betting, Marco; Lammers, Bart and Prast, Bart; *Integral Two-Phase Flow Modeling in Natural Gas Processing*, Ansys Solutions, Summer 2004

Experimental Study on the Ranche-Hilsch Vortex Tube; Eindhoven University 2005

GPSA Gas Processors Suppliers Association Engineering Data; Section 7: Separation Equipment

Bibliografía

Gamboa Gomez, Diego y Peña Sánchez, Yuly Paola; *Determinación de estándares operativos para separadores*, Tesis, Universidad Industrial de Santander, 2007

Hellyar, Kenneth George; *Gas Liquefaction Using a Ranche – Hilsch Vortex Tube: Design Criteria and Bibliography*; Thesis of Massachusetts Institute of Technology, September 1979.

Ikoku, Chi U; *Natural Gas Production Engineering*, Krieger Publishing Company; Malabar; Florida; 1992

Karimi, A; and Abdi, M.A; *Selective Removal of Water from Supercritical Gas Natural*; SPE Paper 100442 presented at the 2006 SPE Gas Technology Symposium held in Calgary, Alberta, Canada; May 2006.

Kidnay, Arthur J. & Parrish, William R.; *Fundamental Of Natural Gas Processing*, Taylor & Francis Group, 2006, Section 3.4.2

Leong, K.C. and Toh K.C; *Shell and Tube Heat Exchanger Design: Software for Educational Applications*; Int. J. Engineering Ed. Vol. 14, No. 3, p. 217±224, 1998.

Mokhatab, Saeid; Poe, William A. & Speight, James G.; *Handbook Of Natural Gas Transmission And Processing*, Sections 3.3.1, 3.3.2, 5.2.5.1 and 5.6

Páez Capacho, Ruth; Diplomado de facilidades de superficie; Universidad Industrial de Santander

Perry, Robert H.; *Perry's Chemical Engineers Handbook*; Seventh Edition; Mc Graw-Hill

Prospectiva del Mercado de Gas LP 2007-2016; Secretaria de Energía de México; Primera Edición, 2007.

Purohit, G.P.; *Estimating Costs of Shell-and-Tube Heat Exchangers*; Fluor Corp.

Smith, R.V.; *Practical Natural Gas Engineering*, Second Edition; Penn Well Books; 1990.

Schinkelshoek, Peter and Epsom, Hugh; *Supersonic Gas Conditioning – Commercialization of Twister Technology*, Grapevine, Texas, U.S.A., March 2008

Schinkelshoek, P. and Epsom, H; *Supersonic Gas Conditioning – Low Pressure Drop TWISTER™ for NGL Recovery*, Houston, Texas, U.S.A., May 2006.

Szwed, Cristina & Sánchez Carelli, Francisco; *Selección de la Estrategia para diseñar un Slug Catchers Bajo un Marco Complejo*, TECNA

Twister BV, Supersonic Gas Solutions, *How does Twister Work?*

Twister BV, Supersonic Gas Solutions, *Twister for Dew pointing*

Twister BV, Supersonic Gas Solutions, *Twister Hydrate Separator*

Twister BV, Supersonic Gas Solutions, *Twister NGL Recovery*

www.ecopetrol.com

www.anh.com.co

www.tfes.com/slugCatcher00.htm

Bibliografía

www.cd-adapco.com/applications/oil_and_gas/areas_3.html

www.greenfacts.org/es/glosario/ghi/gas-licuado-petroleo.htm

biblioteca.unmsm.edu.pe/redlieds/Proyecto/PublicacionesElectro/monografias/OPTIMIZACION%20DEL%20%20PROCESO%20DE%20ENDULZAMIENTO%20DEL%20GAS%20NATURAL.pdf

comunidad.eduambiental.org/file.php/1/curso/contenidos/docpdf/capitulo16.pdf

yacimientos-de-gas-condensado.blogspot.com/2007/11/comportamiento-retrgrado-de-mezclas-de.html

www.cheresources.com/designexzz.shtml

www.amistco.com/spanish/104.html

www.matche.com/EquipCost/Exchanger.htm

www.matche.com/EquipCost/Separator.htm

ANEXO A

METODO DELAWARE

Como ya se menciona en el Capítulo 5, el método que se utilizó para la estimación de las dimensiones apropiadas para el intercambiador de calor de acuerdo a las condiciones del problema fue el Método Delaware, que está basado en múltiples investigaciones experimentales y analíticas realizadas en el Departamento de Ingeniería de la Universidad de Delaware entre los años 1946 y 1963.

El procedimiento para el dimensionamiento del intercambiador de calor se encuentra estructurado de la siguiente manera:

1. Conocer las condiciones del proceso y definir las propiedades de los fluidos.

Esto significa tener totalmente especificadas las composiciones de las corrientes, las tasa de flujo (o los rangos que se van a manejar), las temperaturas de entrada y de salida esperadas durante el proceso y la presión de operación del intercambiador.

Además, teniendo en cuenta las temperaturas esperadas es necesaria la estimación de propiedades como la viscosidad, los coeficientes de transferencia de calor, entalpías, densidades y calores específicos para la temperatura media aritmética de cada uno de los fluidos.

2. Definir el tipo de intercambiador que se va a diseñar y la disposición de los fluidos al interior

La configuración TEMA es la que define las diferentes configuraciones posibles para un intercambiador y con ella, las condiciones que deben cumplir, por ejemplo una carcasa tipo F solo cuenta con un pase para el fluido mientras que una carcasa tipo E permite el paso del fluido dos veces a través de la carcasa antes de salir del intercambiador.

También es necesario definir a partir de las propiedades de los fluidos, especialmente presión, potencial corrosivo y formación de espumas, cual fluido pasara a través de la carcasa y cual a través de los tubos y si es necesario la implementación de sistemas de control adicionales para problemas que se puedan presentar.

3. Realizar las estimaciones preliminares acerca de las posibles dimensiones que cumplan con el intercambio de calor que se quiere realizar

Este es un proceso iterativo que involucra el cálculo del duty requerido tanto por la carcasa como por los tubos para lograr los cambios en la temperatura esperados

Para la carcasa

$$Q = W_S C_{PS} \Delta T$$

Ec. A-1

Q = Duty en Btu/hr
 W_S = Flujo del Fluido en la carcasa en lb/hr
 C_{PS} = Calor Especifico del fluido en la carcasa en Btu/lb
 ΔT = Cambio de temperatura en la carcasa en °F

Para los tubos

$$Q = W_i C_{Pi} \Delta t \quad \text{Ec. A-2}$$

- Q = Duty en Btu/hr
- W_i = Flujo del Fluido en los tubos en lb/hr
- C_{Pi} = Calor Especifico del fluido en los tubos en Btu/lb
- Δt = Cambio de temperatura en los tubos en °F

Después se calcula el LMTD o temperatura media logarítmica.

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\log_e(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \quad \text{Ec. A-3}$$

- LMTD = Temperatura media logarítmica
- ΔT_1 = Mayor diferencia de calor entre la entrada y la salida del intercambiador
- ΔT_2 = Menor diferencia de calor entre la entrada y la salida del intercambiador

Este LMTD debe ser corregido teniendo en cuenta la serie de figuras del factor F, factor que representa la corrección por efecto del intercambio de calor entre corrientes que no se encuentran completamente paralelas entre si, para lo cual es necesario conocer el numero de carcassas o pases que se piensan implementar, esto se puede realizar a partir de la Figura A-1, en la que cada línea horizontal representa una carcasa o pase a implementar; para nuestro caso las figuras usadas para F se limitaron a las Figura A-2 y A-3 teniendo en cuenta las ecuaciones A-4 y A-5.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_1 - t_2} = \frac{\text{Rango para el fluido de la carcasa}}{\text{Rango para el fluido de los tubos}} \quad \text{Ec. A-4}$$

$$P = \frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1} = \frac{\text{Rango para el fluido de los tubos}}{\text{Maxima diferencia de temperatura a}} \quad \text{Ec. A-5}$$

- T_1 = Temperatura de entrada a la carcasa en °F
- T_2 = Temperatura de salida de la carcasa en °F
- t_1 = Temperatura de entrada a los tubos en °F
- t_2 = Temperatura de salida de los tubos en °F

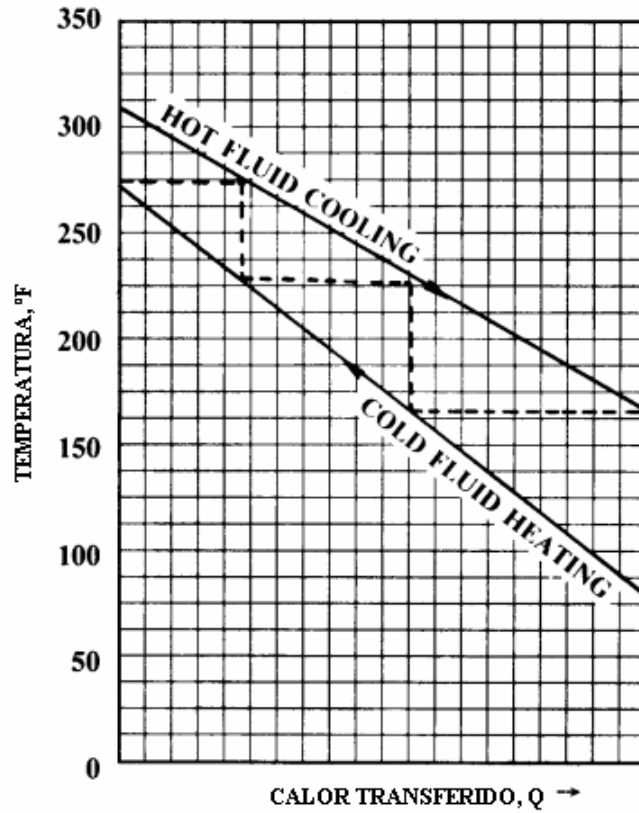


Figura A-1. Estimación del Numero de Carcasas

De manera que la temperatura media logarítmica corregida MTD se calcula de la siguiente manera:

$$MTD = LMTD * F$$

Ec. A-6

- MTD = Temperatura media logarítmica corregida
- $LMTD$ = Temperatura media logarítmica
- F = Factor de corrección F

Estudio, Selección y Diseño de la Mejor Alternativa Tecnológica para el Mejoramiento de la Separación de los Hidrocarburos Pesados del Gas Transportado a través del Gasoducto Floreña-Yopal

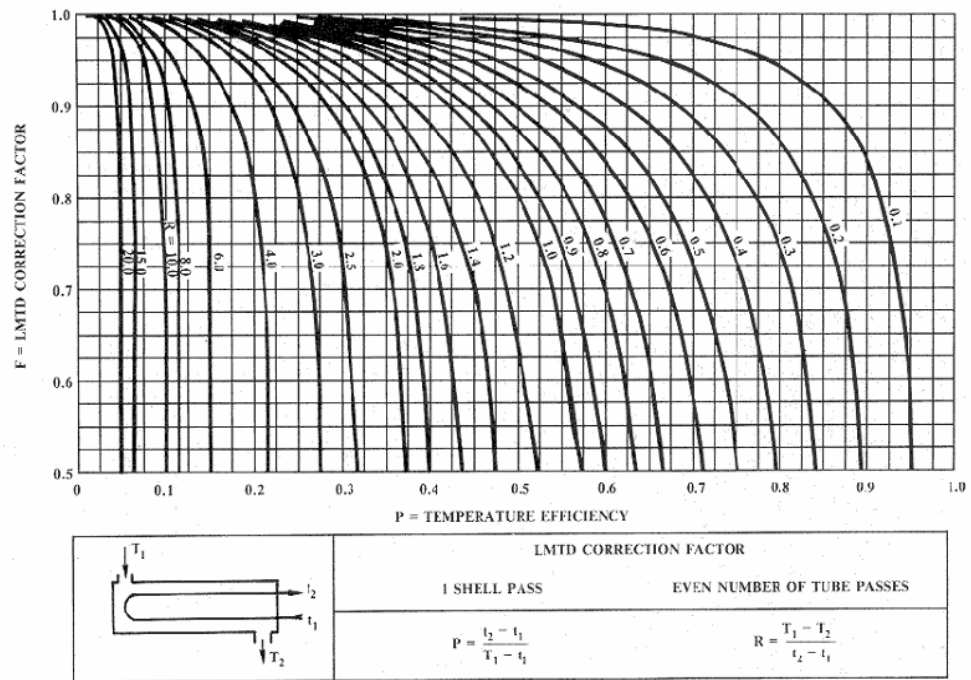


Figura A-2. Estimación de F para un solo pase en la Carcasa

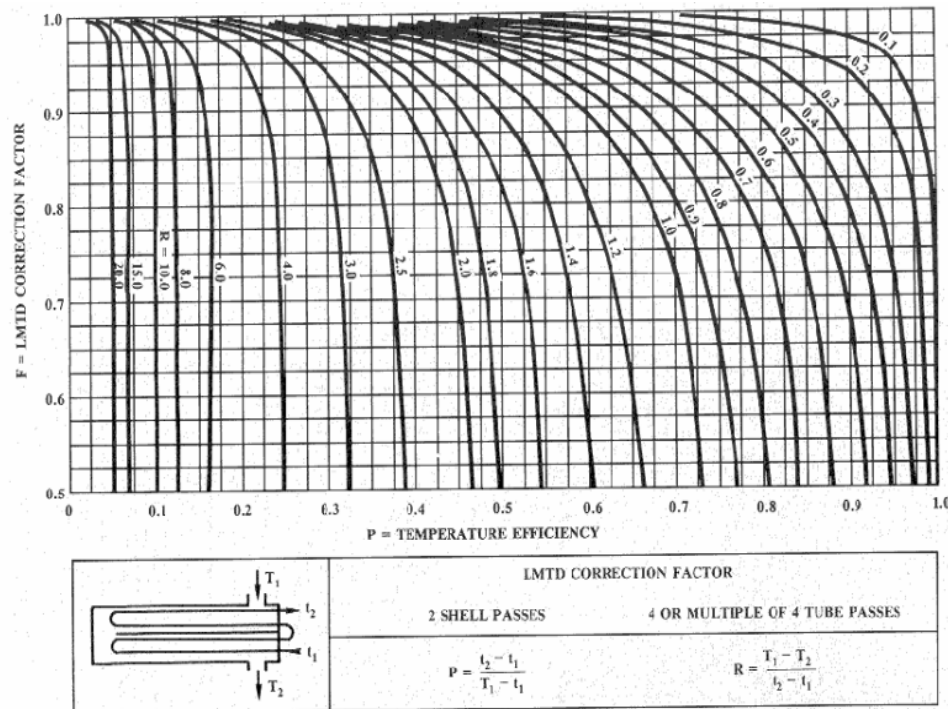


Figura A-3. Estimación de F para dos pases en la Carcasa

Otra propiedad que es necesario estimar es el coeficiente de transferencia de calor a partir de la Ecuación A-7 o de manera más simple a partir de la Tabla A-1

Fluido por los Tubos	Fluido por la Carcasa	Resistencia Total al Fouling IN-hr-ft ² -°F/Btu	Uo Btu/hr-ft ² -°F
Agua	Gas cerca de 10 psig	0.002	15-20
Agua	Gas cerca de 100 psig	0.002	25-35
Agua	Gas cerca de 1000 psig	0.002	50-75
Agua	Líquidos Orgánicos Livianos	0.0025	70-120
Agua	Líquidos Orgánicos Medios	0.003	50-80
Agua	Líquidos Orgánicos Pesados	0.0035	30-65
Agua	Líquidos Orgánicos Muy Pesados	0.005	5-30
Vapor Condensante	Gas cerca de 10 psig	0.0005	15-20
Vapor Condensante	Gas cerca de 100 psig	0.0005	25-40
Vapor Condensante	Gas cerca de 1000 psig	0.0005	60-85
Vapor Condensante	Líquidos Orgánicos Livianos	0.001	100-150
Vapor Condensante	Líquidos Orgánicos Medios	0.0015	75-130
Vapor Condensante	Líquidos Orgánicos Pesados	0.002	50-85
Vapor Condensante	Líquidos Orgánicos Muy Pesados	0.0035	10-40
Líquidos Orgánicos Livianos	Líquidos Orgánicos Livianos	0.0017	60-90
Líquidos Orgánicos Livianos	Líquidos Orgánicos Medios	0.0022	40-70
Líquidos Orgánicos Livianos	Líquidos Orgánicos Pesados	0.0027	25-55
Líquidos Orgánicos Livianos	Líquidos Orgánicos Muy Pesados	0.0042	5-25
Líquidos Orgánicos Medios	Líquidos Orgánicos Pesados	0.0037	20-40
Líquidos Orgánicos Medios	Líquidos Orgánicos Muy Pesados	0.0055	5-25

Tabla A-1. Valores Típicos para Uo para Intercambiadores de Calor

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + R_{fo} + \frac{\Delta x_w A_o}{k_w A_m} + R_{fi} \frac{A_o}{A_i} + \frac{1}{h_i} \frac{A_o}{A_i}} \quad \text{Ec. A-7}$$

- U_o = Coeficiente de transferencia de calor global del proceso en Btu/hr-ft²-°F
- h_o = Coeficiente de transferencia de calor para el área exterior en Btu/hr-ft²-°F
- h_i = Coeficiente de transferencia de calor para el área interior en Btu/hr-ft²-°F

- R_{fo} = Resistencia al fouling en la superficie externa en hr-ft²-°F/Btu
 R_{fi} = Resistencia al fouling en la superficie interna en hr-ft²-°F/Btu
 A_o = Área exterior de transferencia de calor en in² o ft²
 A_i = Área interior de transferencia de calor en in² o ft²
 A_m = Área promedio de pared para transf. de calor en in² o ft²
 Δx_w = Espesor del tubo en in o ft dependiendo de las unidades del área
 k_w = Conductividad térmica del material del tubo en Btu/hr-ft²-°F

Con estas propiedades calculadas, podemos estimar el área de transferencia de calor siguiendo las ecuaciones A-8 y A-9 y las tablas para los factores de corrección entre la A-2 y la A-4.

$$A_o = \frac{Q}{U_o (MTD)} \quad \text{Ec. A-8}$$

$$A_o' = A_o F_1 F_2 F_3 \quad \text{Ec. A-9}$$

OD del Tubo, In	Espaciamiento de los Tubos, In	Configuración	F ₁
5/8	13/16	Triangular	0.90
5/8	13/16	Cuadrado Normal o Rotado	1.04
3/4	15/16	Triangular	1.00
3/4	15/16	Cuadrado Normal o Rotado	1.16
3/4	1	Triangular	1.14
3/4	1	Cuadrado Normal o Rotado	1.31
1	1 1/4	Triangular	1.34
1	1 1/4	Cuadrado Normal o Rotado	1.54

Tabla A-2. Factor de Corrección F₁ por efecto de los tubos

Diámetro Interno de la Carcasa, In	F ₂			
	Número de Pases por los Tubos			
	2	4	6	8
Menores a 12	1.20	1.40	1.80	--
13 ¼ a 17 ¼	1.06	1.18	1.25	1.50
19 ¼ a 23 ¼	1.04	1.14	1.19	1.35
25 a 33	1.03	1.12	1.16	1.20
35 a 45	1.02	1.08	1.12	1.16
48 a 60	1.02	1.05	1.08	1.12
Mayores a 60	1.01	1.03	1.04	1.06

Tabla A-3. Factor de Corrección F₂ por Efecto del Número de Pases en los Tubos

Tipo de Construcción del Arreglo de los Tubos	F_3 Diámetro Interno de la Carcasa, In				
	Menores a 12	13 ¼ a 21 ¼	23 ¼ a 35	37-48	Mayores a 48
TEMA S	1.30	1.15	1.09	1.06	1.04
TEMA P	1.30	1.15	1.09	1.06	1.04
TEMA U (Tubos en U)	1.12	1.08	1.03	1.01	1.04
TEMA T	--	1.40	1.25	1.18	1.15

Tabla A-4. Factor de Corrección F_3 por efecto de la Construcción de la Carcasa

Con esa área de transferencia de calor calculada y corregida utilizamos la Figura A-4, y dependiendo del diámetro deseado para el intercambiador hallamos la longitud efectiva por los tubos.

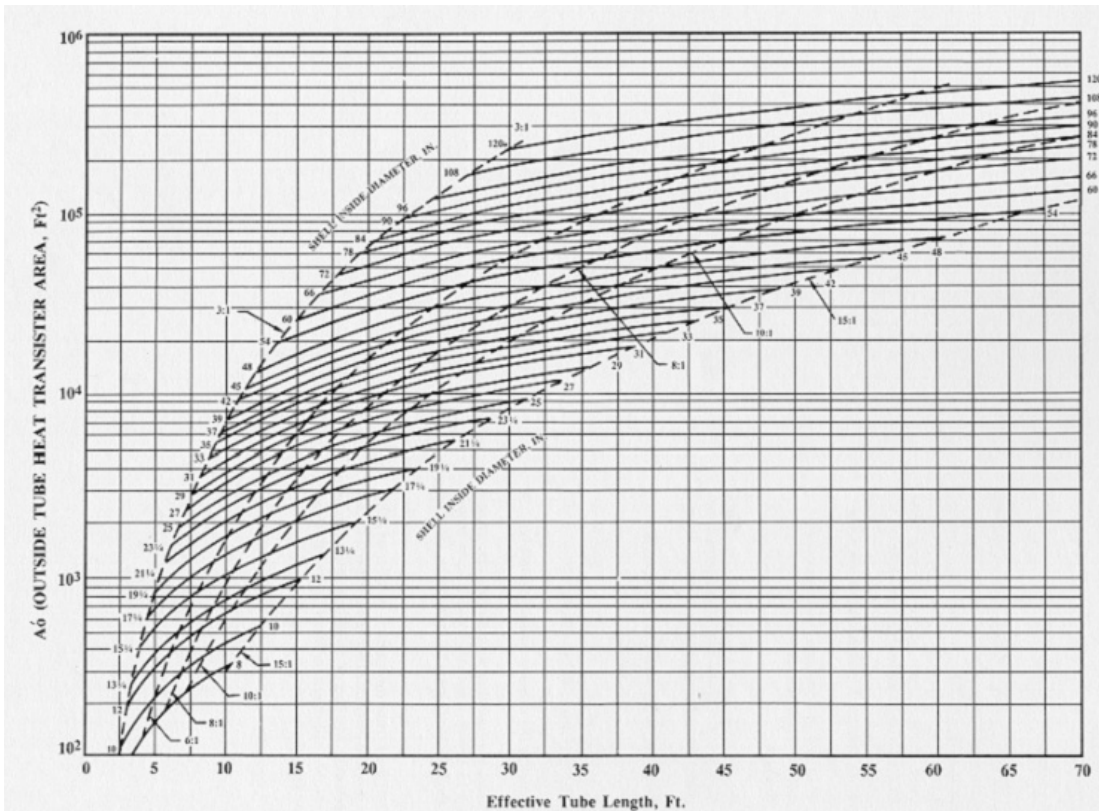


Figura A-4. Estimación de las Dimensiones de Análisis del Intercambiador de Calor

4. Recopilación de Nuevos Datos para el Método Delaware

Para usar el Método Delaware es necesario conocer además de las condiciones, propiedades y características del fluido, los siguientes datos relacionados con las dimensiones del intercambiador:

- Diámetro interno y externo de los tubos (D_r y D_o)
- Diámetro interno y externo de la carcasa (D_i y D_{otl})
- Arreglo geométrico de los tubos (p')
- Longitud efectiva de los tubos (L)
- Corte del Baffle (l_c)
- Espaciamiento cara-cara entre los baffles (l_s)

5. Numero de Tubos necesarios para el Proceso

El número de tubos suele ser estimado por medio de conteo o con el uso de simuladores ya que de manera teórica el resultado es poco confiable y se deben hacer estimaciones de la velocidad de los fluidos y otros parámetros.

6. Montaje de los tubos paralela y normal al flujo (p_p y p_n)

La estimación de estas propiedades como tal no es muy importante, pero si son parámetros esenciales para la estimación de otras propiedades; estos montajes se determinan a partir del arreglo de los tubos y con ayuda de la Figura A-5 y la Tabla A-5.

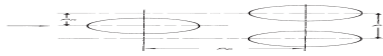


Figura A-5. Montaje de los Tubos

OD del Tubo d_o , In	Espaciamento Entre Tubos, In	Configuración	P_p , In	P_n , In
5/8 = 0.625	13/16 = 0.812	Triangular	0.704	0.406
3/4 = 0.750	15/16 = 0.938	Triangular	0.814	0.469
3/4 = 0.750	1	Cuadrada	1	1
3/4 = 0.750	1	Cuadrada Rotada	0.707	0.707
3/4 = 0.750	1	Triangular	0.866	0.5
1	1 1/4 = 1.250	Cuadrada	1.250	1.250
1	1 1/4 = 1.250	Cuadrada Rotada	0.884	0.884
1	1 1/4 = 1.250	Triangular	1.082	0.625

Tabla A-5. Determinación de p_p y p_n

7. Numero de Filas de Tubos en sección cruzada N_c y de filas cruzadas en cada ventana N_{cw}

Son propiedades estimadas a partir de las Ecuaciones A-10 y A11

$$N_c = \frac{D_i [1 - 2(l_c / D_i)]}{p_p} \tag{Ec. A-10}$$

$$N_{cw} = \frac{0,8l_c}{p_p} \tag{Ec. A-11}$$

- N_c = Numero de filas de tubos en sección cruzada (Adimensional)
- N_{cw} = Numero de filas cruzadas en cada ventana (Adimensional)
- D_i = Diámetro interno de la carcasa en in o ft
- l_c = Corte del Baffle en in o ft
- p_p = Arreglo de los tubos paralelo al flujo en in

8. Fracción de Tubos totales en Flujo Cruzado F_c

Aunque la ecuación A-12 que se muestra a continuación, no fue desarrollada para el diseño de intercambiadores de calor de tubo y carcasa convencionales, su aplicación puede tenerse en cuenta sin representar un error significativo sobre el resultado, aunque también es posible estimar F_c a partir de la Figura A-6, resultando en una forma más simple.

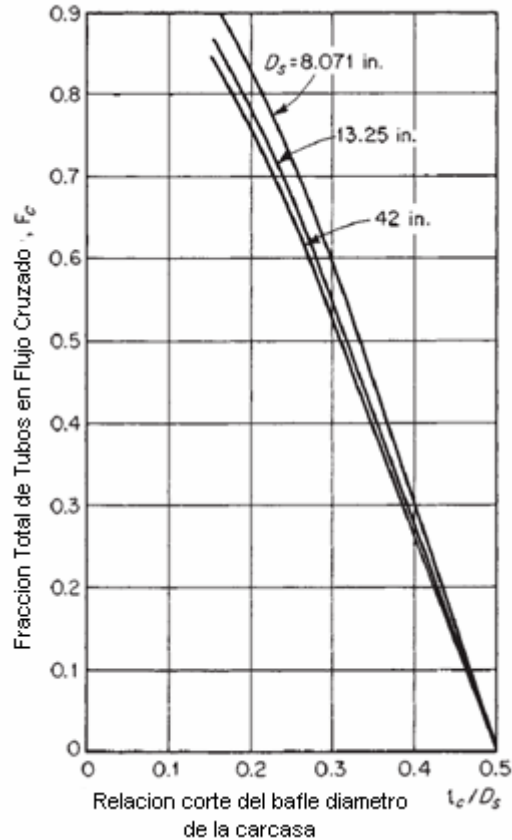


Figura A-6. Estimación de F_c

$$F_c = \frac{1}{\pi} \left[\pi + 2 \frac{D_i - 2l_c}{D_{otl}} \sin \left(\cos^{-1} \frac{D_i - 2l_c}{D_{otl}} \right) - 2 \cos^{-1} \frac{D_i - 2l_c}{D_{otl}} \right] \quad \text{Ec. A-12}$$

- F_c = Fracción de tubos totales en flujo cruzado (Adimensional)
- D_i = Diámetro interno de la carcasa en in o ft
- l_c = Corte del Bafle en in o ft

D_{otl} = Diámetro externo de limite de los tubos en in o ft

9. **Área de Flujo Cruzado cerca de la línea central de la sección cruzada**

S_m

Dependiendo del arreglo de los tubos utilizamos las ecuaciones A-13 o A-14 si:

Para arreglos cuadrados o circulares

$$S_m = l_s \left[D_i - D_{otl} + \frac{D_{otl} - D_o}{p_n} (p' - D_o) \right] \quad \text{Ec. A-13}$$

Para arreglos Triangulares

$$S_m = l_s \left[D_i - D_{otl} + \frac{D_{otl} - D_o}{p'} (p' - D_o) \right] \quad \text{Ec. A-14}$$

S_m = Área mínima de flujo libre a través de una sección cruzada en ft^2

l_s = Espaciamiento cara-cara entre baffles en in o ft

D_i = Diámetro interno de la carcasa en in o ft

D_{otl} = Diámetro externo de limite de los tubos en in o ft

D_o = Diámetro externo de los tubos en in o ft

p_n = Arreglo de tubos normal al flujo en in.

p' = Arreglo general de los tubos en in

10. **Fracción del área de flujo cruzado disponible para el flujo a través de bypass F_{bp}**

$$F_{bp} = \frac{(D_i - D_{otl})l_s}{S_m} \quad \text{Ec. A-15}$$

- F_{bp} = Fracción del área de flujo cruzado total disponible para el flujo a través de bypass (Adimensional)
 D_i = Diámetro interno de la carcasa en in o ft
 D_{otl} = Diámetro externo de limite de los tubos en in o ft
 l_s = Espaciamiento cara-cara entre bafles en in o ft
 S_m = Área mínima de flujo libre a través de una sección cruzada en ft^2

11. **Área de goteo tubo-bafle para un solo bafle S_{tb} y área de goteo carcasa-bafle para un solo bafle S_{sb}**

$$S_{tb} = bD_o N_T (1 + F_c) \quad \text{Ec. A-16}$$

- S_{tb} = Área de goteo tubo-bafle para un bafle en ft^2
 D_o = Diámetro externo de los tubos en in o ft
 N_T = Numero total de tubos en el intercambiador (Adimensional)
 F_c = Fracción total de tubos en flujo cruzado (Adimensional)
 b = $1.701 \cdot 10^4$ en unidades de campo consistentes

Estos valores están basados en una construcción TEMA clase R que especifica diámetros de espaciamento de 1/32" entre tubo y bafle.

$$S_{sb} = \frac{D_i \delta_{sb}}{2} \left[\pi - \cos^{-1} \left(1 - \frac{2l_c}{D_i} \right) \right] \quad \text{Ec. A-17}$$

- S_{sb} = Área de goteo carcasa-bafle para un bafle en ft^2
 δ_{sb} = Espaciamento en diámetro bafle-carcasa en in o ft
 D_i = Diámetro interno de la carcasa en in o ft
 l_c = Corte del Bafle en in o ft

S_{sb} también puede ser determinada con el uso de la Figura A-7.

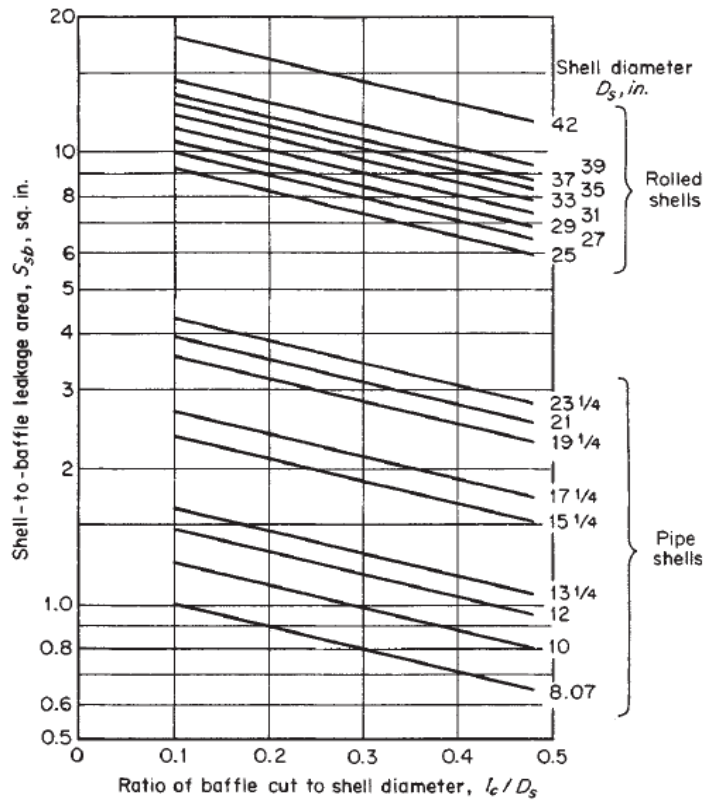


Figura A-7. Estimación de S_{sb}

12. Área de flujo a través de la ventana S_w

Se calcula a partir de las ecuaciones A-18, A-19 y A-20, teniendo en cuenta que para la estimación de S_{wg} también es posible utilizar la Figura A-8.

$$S_w = S_{wg} - S_{wt} \quad \text{Ec. A-18}$$

$$S_{wg} = \frac{D_i^2}{4} \left[\cos^{-1} \left(1 - 2 \frac{l_c}{D_i} \right) - \left(1 - 2 \frac{l_c}{D_i} \right) \sqrt{1 - \left(1 - 2 \frac{l_c}{D_i} \right)^2} \right] \quad \text{Ec. A-19}$$

$$S_{wt} = (N_T/8)(1 - F_c)\pi D_o^2 \quad \text{Ec. A-20}$$

- S_w = Área disponible para el flujo a través de una ventana en ft^2
- S_{wg} = Área a través de una sola ventana sin tubos en ft^2
- D_i = Diámetro interno de la carcasa en in o ft
- l_c = Corte del Baffle en in o ft
- S_{wt} = Área de la ventana que se encuentra ocupada por tubos en ft^2
- D_o = Diámetro externo de los tubos en in o ft
- N_T = Numero total de tubos en el intercambiador (Adimensional)
- F_c = Fracción total de tubos en flujo cruzado (Adimensional)

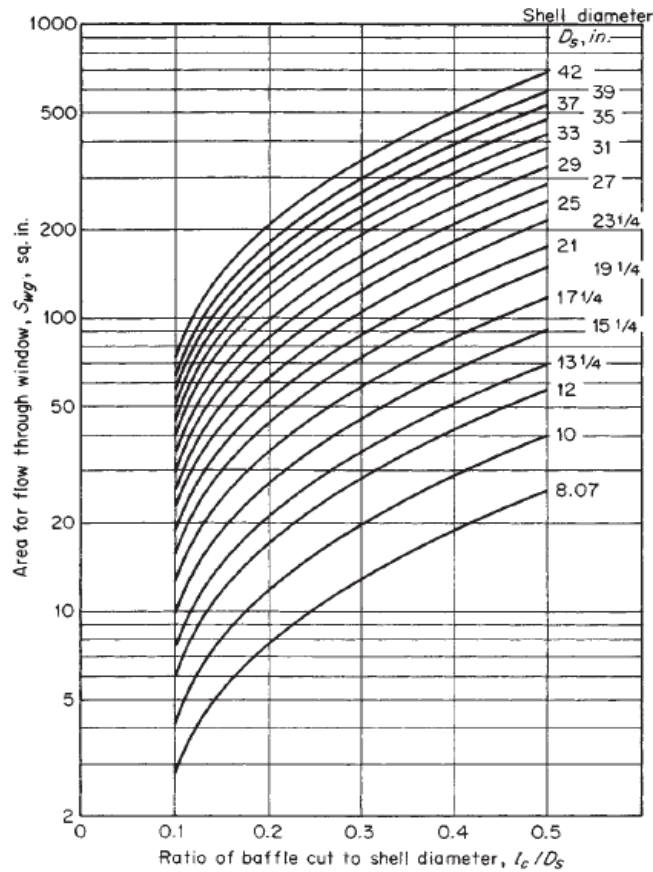


Figura A-8. Estimación de S_{wg}

13. Diámetro equivalente de la ventana D_w y el ángulo de corte de los baffles θ_b

Estas propiedades se determinan (Ec. A-21 y A-22) cuando se cree que al interior del intercambiador se están dando regiones de flujo laminar

$$D_w = \frac{4S_w}{(\pi/2)N_T(1-F_c)D_o + D_i\theta_b} \quad \text{Ec. A-21}$$

$$\theta_b = 2\cos^{-1}\left(1 - \frac{2l_c}{D_i}\right) \quad \text{Ec. A-22}$$

- D_w = Diámetro equivalente de la ventana en in o ft
- θ_b = Angulo del corte del bafle en radianes
- S_w = Área disponible para el flujo a través de una ventana en ft²
- N_T = Numero total de tubos en el intercambiador (Adimensional)
- F_c = Fracción total de tubos en flujo cruzado (Adimensional)
- D_o = Diámetro externo de los tubos en in o ft
- D_i = Diámetro interno de la carcasa en in o ft
- l_c = Corte del Bafle en in o ft

14. Numero de Baffles

Este calculo (Ec. A-23), depende realmente de valores que uno definió inicialmente de manera arbitraria, por lo cual no es tan representativo y si ya se cuenta con la simulación es poco útil.

$$N_b = \frac{L}{l_s} + 1 \quad \text{Ec. A-23}$$

- N_b = Numero de baffles en el intercambiador (Adimensional)
- L = Longitud efectiva de los tubos en el intercambiador en in o ft
- l_s = Espaciamiento cara-cara entre baffles en in o ft

15. Numero de Reynolds en la carcasa N_{Res}

Con el fin de determinar los regímenes de flujo predominantes en la carcasa y para la estimación del coeficiente de transferencia de calor, se calcula el número de Reynolds (Ec. A-24)

$$(N_{Re})_s = D_o W_s / \mu S_m \quad \text{Ec. A-24}$$

- N_{Res} = Numero de Reynolds del fluido de la carcasa (Adimensional)
- D_o = Diámetro externo de los tubos en in o ft
- W_S = Flujo del Fluido en la carcasa en lb/hr
- μ = Viscosidad del fluido en la carcasa en lb/ft-hr
- S_m = Área mínima de flujo libre en la sección cruzada en ft²

16. Coeficiente de transferencia de calor en la carcasa h_s

Para calcular h_s (Ec. A-26) hallamos primero un valor para j_k (Figura A-9), que nos permite estimar el coeficiente de transferencia de calor en la carcasa son corregir (Ec. A-25). Después estimamos los factores de corrección (Figuras A-10, A-11 y A-12,) que nos permitan determinar con la mayor precisión posible el coeficiente de transferencia de calor que se da durante el proceso en la carcasa.

$$h_k = j_k c \frac{W_s}{S_m} \left(\frac{k}{c\mu} \right)^{2/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad \text{Ec. A-25}$$

- h_k = Coeficiente de transferencia de calor en Btu/hr-ft²-°F para un tubo ideal
- c = Calor específico del fluido de la carcasa en Btu/lb-°F
- j_k = Factor Colburn para la transferencia de calor (Adimensional)
- W_S = Flujo del Fluido en la carcasa en lb/hr
- S_m = Área mínima de flujo libre en la sección cruzada en ft²
- k = Conductividad térmica en Btu/hr-ft²-°F
- μ = Viscosidad del fluido en la carcasa en lb/ft-hr
- μ_w = Viscosidad del fluido a la temperatura de superficie promedio en lb/ft-hr

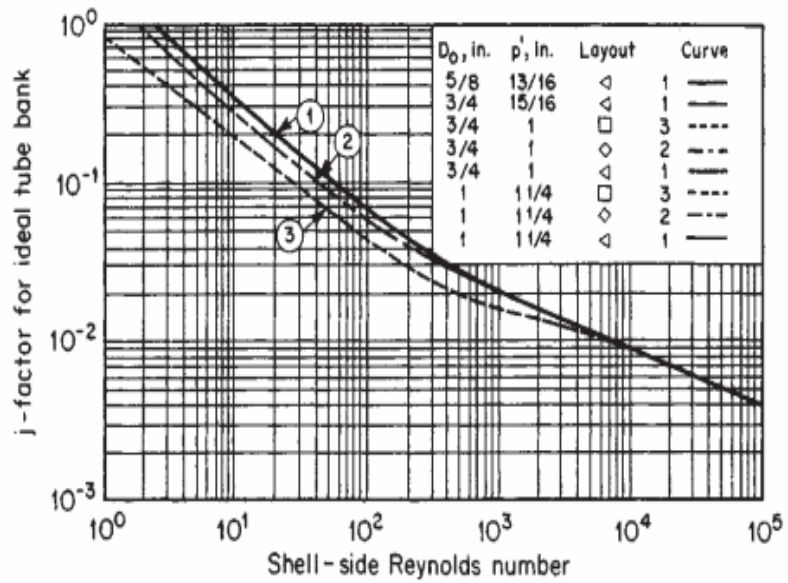


Figura A-9. Estimación de j_k

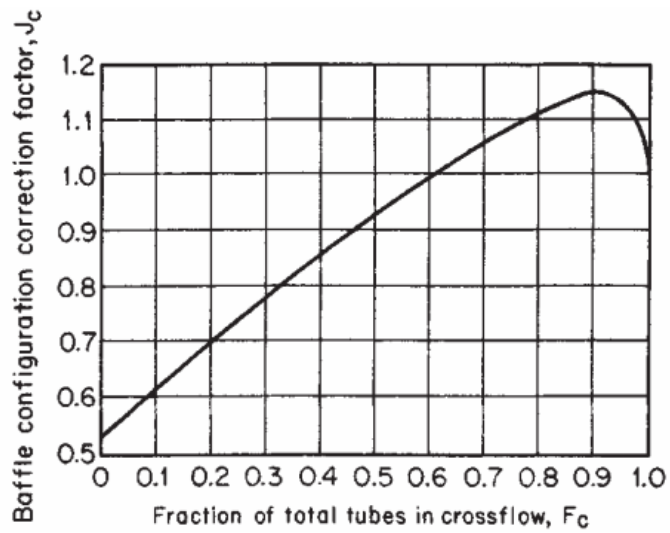


Figura A-10. Estimación del Factor J_c por efecto de la Configuración de los Baffles

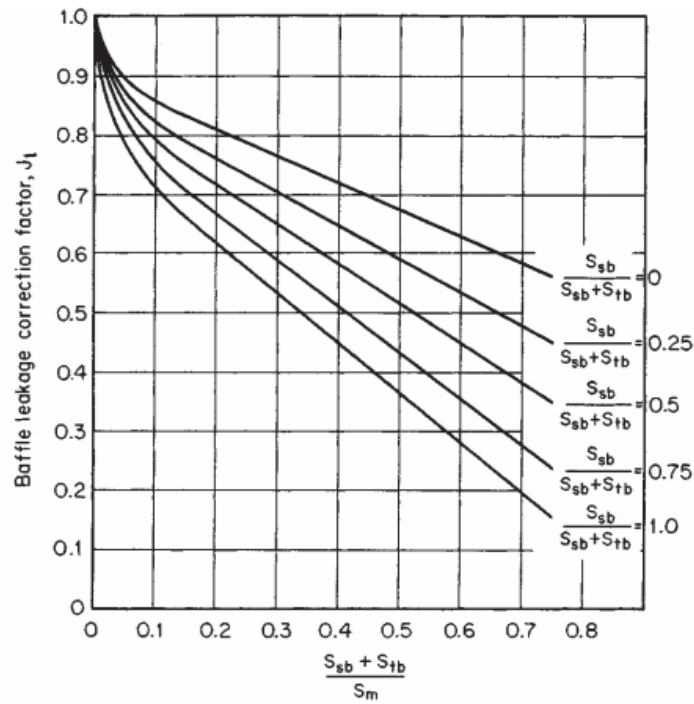


Figura A-11. Estimación del Factor J_l por efecto del goteo en los Baffles

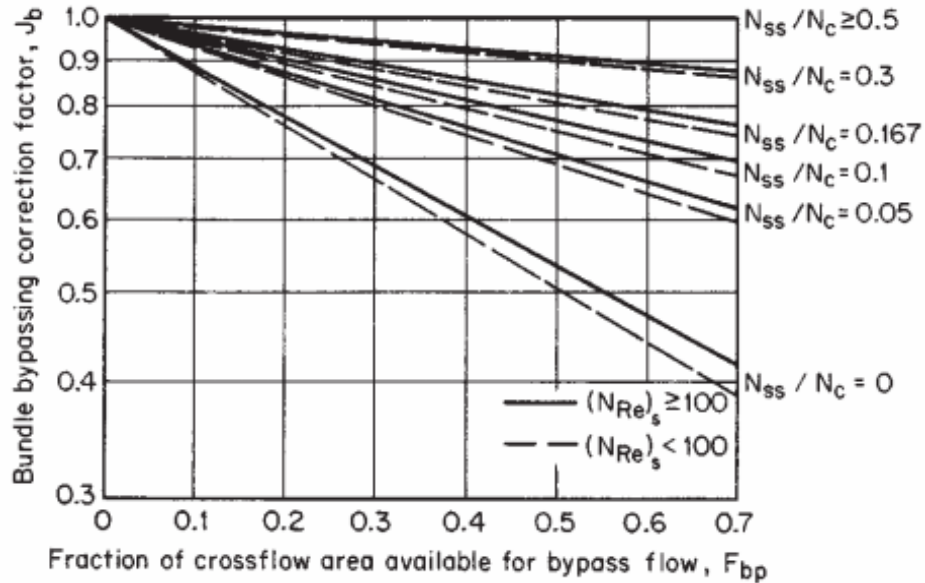


Figura A-12. Estimación del Factor J_b por efecto del Bundle Bypassing

Con estos factores ya es posible estimar h_s

$$h_s = h_k J_c J_l J_b \quad \text{Ec. A-26}$$

- h_s = Coeficiente de transf. de calor en la carcasa en Btu/hr-ft²-°F
- J_c = Factor de corrección por la configuración de los baffles *
- J_l = Factor de corrección por los goteos en los baffles *
- J_b = Factor de corrección por efecto del bundle bypassing *
- * Factores Adimensionales

17. Factor de fricción f_k

Teniendo en cuenta el arreglo de los tubos, es posible estimar f_k mediante el uso de las Figura A-13 y A-14

18. Caída de Presión para una sección de flujo ideal

A partir de la Ecuación A-27:

$$\Delta P_{bk} = b \frac{f_k W_S^2 N_c}{\rho S_m^2} \left(\frac{\mu_w}{\mu} \right)^{0.14} \quad \text{Ec. A-27}$$

- ΔP_{bk} = Caída de presión para una sección de flujo cruzado ideal en lbf/(in²o ft²)
- f_k = Factor de fricción (Adimensional)
- W_S = Flujo del Fluido en la carcasa en lb/hr
- N_c = Numero de filas de tubos en sección cruzada (Adimensional)
- ρ = Densidad del fluido en la carcasa
- S_m = Área mínima de flujo libre en la sección cruzada en ft²
- μ = Viscosidad del fluido en la carcasa en lb/ft-hr
- μ_w = Viscosidad del fluido de la carcasa en la pared en lb/ft-hr
- b = $2 \cdot 10^{-3}$ en unidades de campo consistentes

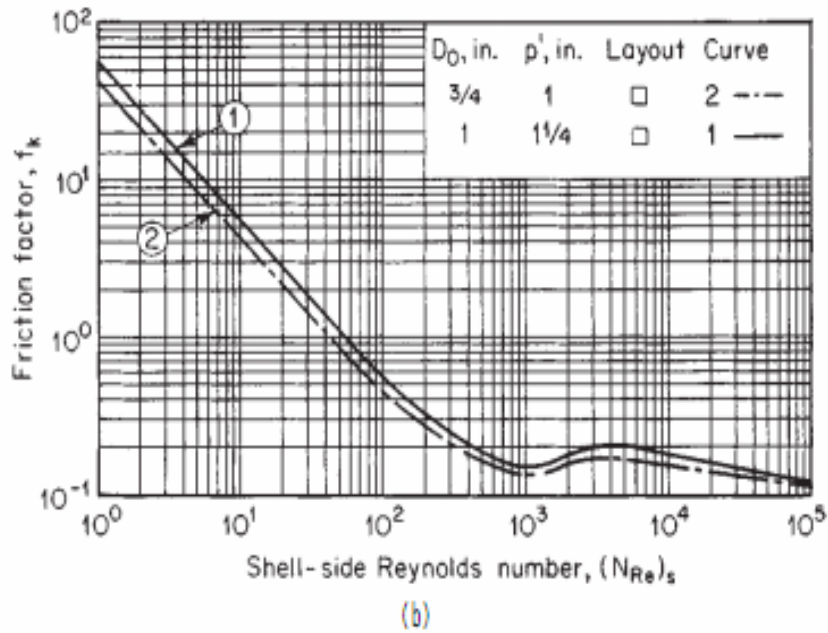


Figura A-13. Estimación de f_k para arreglos de tubos cuadrados

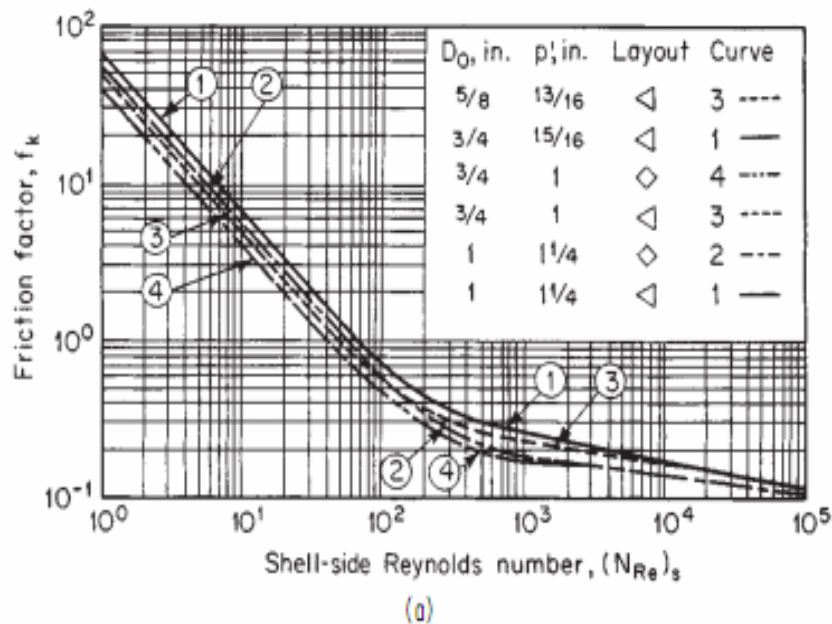


Figura A-14. Estimación de f_k para arreglos de tubos triangulares y cuadrangulares rotados

19. Caída de presión para una sección de ventana ideal a partir del Número de Reynolds.

Dependiendo del número de Reynolds usamos las Ecuaciones A-28 y A-29:

Si $N_{Res} > 100$

$$\Delta P_{wk} = b \frac{W_s^2 (2 + 0,6N_{cw})}{S_m S_w \rho} \quad \text{Ec. A-28}$$

Si $N_{Res} < 100$

$$\Delta P_{wk} = b_1 \frac{\mu W_s}{S_m S_w \rho} \left(\frac{N_{cw}}{p' - D_o} + \frac{l_s}{D_w^2} \right) + b_2 \frac{W_s^2}{S_m S_w \rho} \quad \text{Ec. A-29}$$

ΔP_{wk} = Caída de presión para una sección de ventana ideal en lbf/(in²o ft²)

W_s = Flujo del fluido en la carcasa en lb/hr

D_o = Diámetro externo de los tubos en in o ft

D_w = Diámetro equivalente de la ventana en in o ft

μ = Viscosidad del fluido en la carcasa en lb/ft-hr

l_s = Espaciamiento cara-cara entre baffles en in o ft

p' = Arreglo general de los tubos en in

N_{cw} = Numero de filas cruzadas en cada ventana (Adimensional)

S_w = Área disponible para el flujo a través de una ventana en ft²

S_m = Área mínima de flujo libre en la sección cruzada en ft²

ρ = Densidad del fluido en la carcasa

$$b^* = 2.49 \cdot 10^{-5}$$

$$b_1^* = 1.08 \cdot 10^{-4}$$

$$b_2^* = 4.97 \cdot 10^{-5}$$

* Constantes en unidades de campo consistentes

20. Caída de presión a través de las carcasa excluyendo las boquillas

Primero estimamos los factores de corrección con las Figuras A-15 y A-16 y así podemos estimar la caída de presión con la Ecuación A-30

Estudio, Selección y Diseño de la Mejor Alternativa Tecnológica para el Mejoramiento de la Separación de los Hidrocarburos Pesados del Gas Transportado a través del Gasoducto Floreña-Yopal

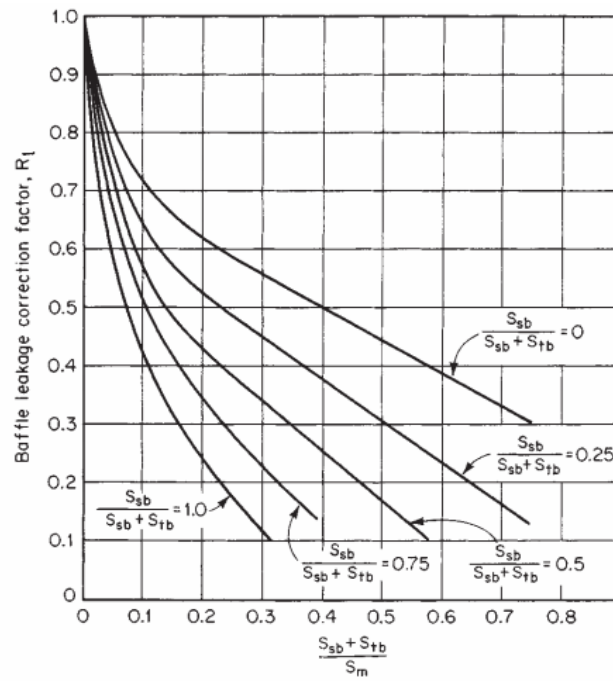


Figura A-15. Factor de Corrección R_l por efecto del Goteo en los Baffles

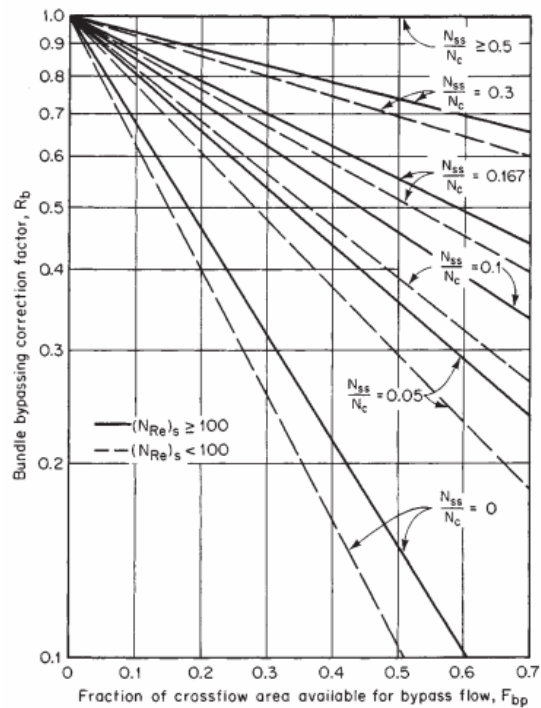


Figura A-16. Factor de Corrección R_b por efecto del Bundle Bypassing

$$\Delta P_s = [(N_b - 1)(\Delta P_{bk})R_b + N_b \Delta P_{wk}]R_l + 2\Delta P_{bk}R_b \left(1 + \frac{N_{cw}}{N_c}\right) \quad \text{Ec. A-30}$$

- ΔP_s = Caída de presión a través de la carcasa en lbf/(in²o ft²)
- N_b = Numero de baffles en el intercambiador (Adimensional)
- ΔP_{bk} = Caída de presión para una sección de flujo cruzado ideal en lbf/(in²o ft²)
- ΔP_{wk} = Caída de presión para una sección de ventana ideal en lbf/(in²o ft²)
- R_b = Factor de corrección por efecto del bundle bypassing (Adimensional)
- R_l = Factor de corrección por efecto del goteo en los baffles (Adimensional)
- N_{cw} = Numero de filas cruzadas en cada ventana (Adimensional)
- N_c = Numero de filas de tubos en sección cruzada (Adimensional)

Con esto se termina de describir el procedimiento del Método Delaware, que como se pudo ver, es un proceso largo y complejo que necesita de la experiencia y destreza del diseñador para encontrar salidas rápidas a posibles problemas durante el desarrollo del método.

Cabe mencionar que este método asume que el intercambiador que se va a usar esta totalmente limpio, de manera que es importante saber que pequeñas suciedades pueden afectar el desempeño del intercambiador generando mayores caídas de presión y menor transferencia de calor para el proceso.