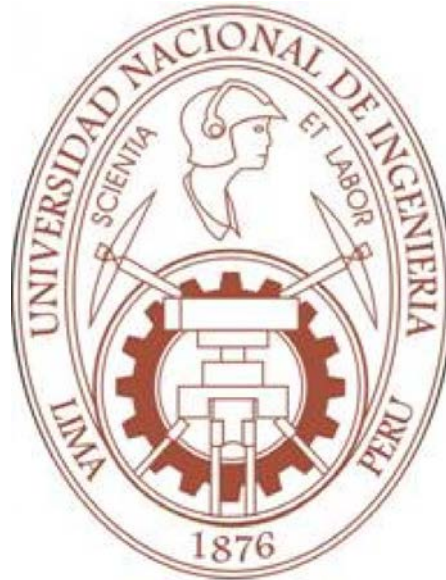


**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO,**  
**GAS NATURAL Y PETROQUÍMICA**



**ADECUACIÓN DEL SEPARADOR DE UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO  
PARA MEJORAR LA SEPARACIÓN GAS-CONDENSADO EN REFINERÍA  
TALARA**

**TESIS**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE  
INGENIERO PETROQUÍMICO**

ELABORADO POR:  
MELINA DALILA CRUZ AGÜERO

**PROMOCIÓN: 2006-I  
LIMA – PERÚ**

**2013**

## SUMARIO

Los separadores tipo knockout drum son recipientes ampliamente utilizados en las refinerías de petróleo, plantas petroquímicas, plantas de gas e instalaciones similares para eliminar el líquido libre en una corriente de gas determinada. En muchos de esos recipientes puede instalarse un desnebulizador para eliminar las gotas finas de líquido en suspensión en el gas, sin embargo, en el momento que se construye la planta no se considera necesario este accesorio.

Este proyecto tiene por finalidad mejorar la separación gas-líquido en el separador de la Unidad de Destilación al Vacío de Refinería Talara, a fin de utilizar el gas ácido en los quemadores de gas ácido del horno V-H1, no ser ventearlos y disminuir el consumo de gas natural.

Los cálculos utilizan como equipo principal al separador V-V3 de Unidad de Destilación al Vacío, además de implementar aditamentos que retiren el condensado de vapor. De acuerdo a los cálculos se obtendrían datos como:

- Velocidad terminal de la mezcla de gases incondensables.
- Tiempo de residencia del condensado.
- Diámetro de partícula de la fase gaseosa.
- Diámetro de partícula de condensado.
- Características de eliminador de niebla.
- Ubicación de eliminador de niebla.
- Aporte energético del gas ácido.

Se tiene antecedentes de funcionamiento de dicho sistema de separación y quemado de gases como el existente en Refinería Conchán, donde los gases del separador de la UDP son quemados en los hornos de UDP y UDV.

## **AGRADECIMIENTO**

A todas aquellas personas que contribuyeron en mi desarrollo profesional.

# ADECUACIÓN DE SEPARADOR DE UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO PARA MEJORAR LA SEPARACIÓN GAS-CONDENSADO EN REFINERÍA TALARA

## ÍNDICE

INTRODUCCIÓN .....	1
CAPÍTULO I.- MARCO TEÓRICO.....	3
1.1. Refinación .....	3
1.2. Horno.....	3
1.3. Destilación a Vacío.....	5
1.4. Procesos de protección al medio ambiente.....	8
1.5. Separadores gas-líquido .....	11
1.6. Glosario y definiciones .....	33
CAPÍTULO II.- DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA TALARA.....	35
CAPÍTULO III.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .....	37
3.1. Antecedentes .....	37
3.2. Formulación del problema .....	37
3.3. Justificación.....	37
3.4. Objetivos .....	38
3.5. Hipótesis.....	38
3.6. Variables .....	38
CAPÍTULO IV.- SEPARACIÓN GASES INCONDENSABLES-CONDENSADO.....	39
4.1. Caracterización de productos de tope de destilación al vacío.....	39
4.2. Productos obtenidos de separador.....	41
4.3. Descripción del Separador .....	42
4.4. Diagrama del proceso de separación (PFD) .....	43
4.5. Cálculos.....	43
CAPÍTULO V.- ANÁLISIS DE RESULTADOS .....	48
Características de diseño del desnebulizador .....	48
CAPÍTULO VI.- EVALUACIÓN ECONÓMICA.....	49
6.1. Financiamiento del nuevo equipo .....	49
6.2. Inversión.....	49
6.3. Análisis de sensibilidad .....	50
CAPÍTULO VII.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	56
CAPÍTULO VIII.- BIBLIOGRAFÍA .....	58
CAPÍTULO IX.- ANEXOS.....	59

## INTRODUCCIÓN

Una práctica común en las refinerías de petróleo es utilizar los gases no condensables como gas combustible para consumo interno. En Refinería Talara, los gases incondensables de tope de la columna de destilación al vacío son succionados por un sistema de eyectores que consta de 3 etapas, dichos gases obtenidos en la torre son arrastrados a fin de producir el vacío mediante una corriente de vapor saturado de 150 psig en una primera pareja de eyectores, luego de lo cual, el vapor es condensado dando término a la primera etapa del sistema de vacío. Los gases no condensables provenientes de la primera etapa son arrastrados por otra corriente de vapor saturado de 150 psig, en una segunda pareja de eyectores, luego de lo cual el vapor es condensado. Finalmente, los gases incondensables de esta segunda etapa pasan a una tercera pareja de eyectores, donde el vapor es condensado en una tercera etapa del sistema de vacío. El condensado de vapor y los gases incondensables de esta última etapa son enviados a un recipiente separador donde los gases son lavados, el condensado es colectado y enviado a la Planta de Tratamiento de Agua Contaminada, mientras que el gas obtenido del tope del separador es empleado como parte del combustible del horno V-H1 de la Unidad de Destilación al Vacío. La Figura 1 muestra el diagrama de procesos del sistema de eyectores de vacío, en donde los gases incondensables se obtienen del tope del separador para su combustión en el horno.

Actualmente, los gases incondensables son venteados a la atmósfera debido a que arrastran condensado de vapor, lo que ocasiona obstrucción de los quemadores del horno por formación de depósitos de escoria y productos de corrosión. Esta situación ha devenido en un mayor consumo de gas natural.

Con el objetivo de retirar el condensado de la mezcla de gases incondensables se analiza el proceso de separación gas-líquido en el separador adicionando un desnebulizador para mejorar la separación.

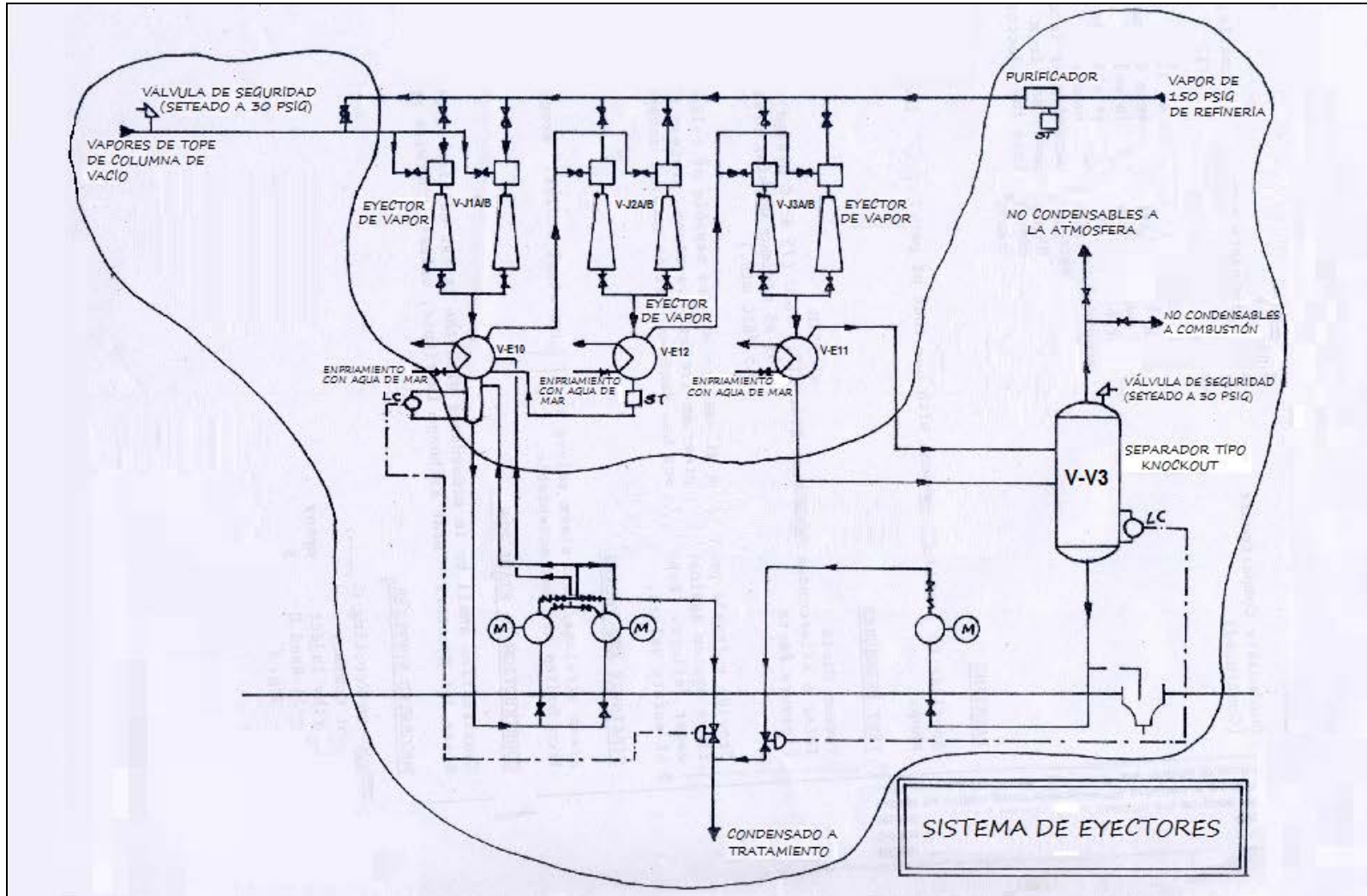


Figura 1: Sistema de vacío de tres etapas de Refinería Talara.

## CAPÍTULO I.- MARCO TEÓRICO

### 1.1. Refinación

La Refinación de Petróleo es un proceso que garantiza a partir de una materia prima única, el petróleo crudo, la fabricación de una gama muy extensa de productos terminados que deben cumplir numerosas especificaciones y cubrir la demanda cuantitativa del mercado. Es, por lo tanto, un eslabón más en la cadena de un negocio integrado que se inicia con la exploración, explotación y sigue con la producción, venta-compra de crudo, transporte, refino, distribución y venta de productos terminados.

### 1.2. Horno

Un horno es un equipo de proceso destinado a elevar la temperatura de un producto denominado alimentación o carga, aprovechando el calor de combustión de otro u otros productos denominados combustibles. En otras palabras, un horno es un equipo en el que, de una forma controlada, se efectúa una transferencia de energía del combustible a la carga. La Figura 2 muestra, de forma simplificada, la composición de un horno típico.

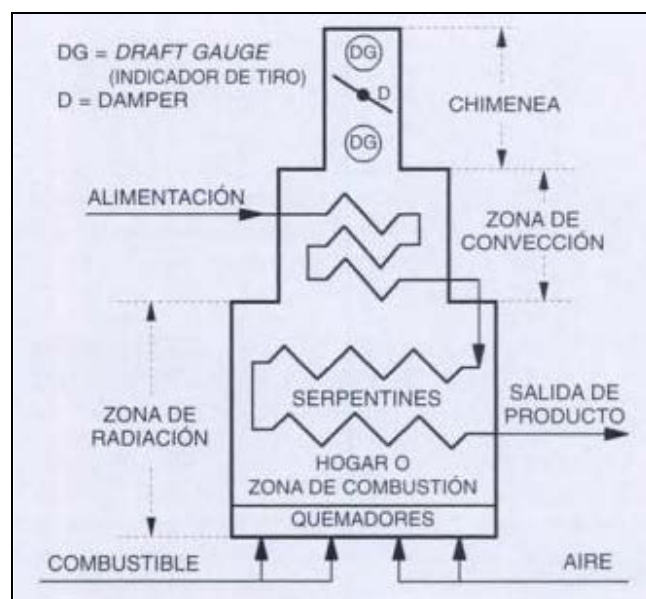


Figura 2: Horno típico de procesos.

Las características más importantes asociadas a este tipo de hornos son las siguientes:

- La carga suele entrar en forma líquida o en dos fases, es decir, líquido y gas.
- El flujo a través de los serpentines se suele realizar en contracorriente a los gases procedentes de la combustión.
- Los serpentines pueden estar colocados de forma horizontal o vertical, dependiendo del tipo de horno.
- Los gases efluentes de la combustión pueden ser arrastrados por medio de tiro natural o del conjunto tiro forzado-tiro inducido.
- Los quemadores se colocan en el fondo, en las paredes o en ambos lugares.
- La zona expuesta a la radiación de la llama se denomina zona radiante.
- La zona situada por encima de la zona radiante, y que no está expuesta directamente a la radiación, se denomina zona convectiva.
- En la zona convectiva se suelen instalar serpentines de precalentamiento de productos. Este sistema de recuperación de calor es denominado economizador.
- El combustible habitual suele ser fuel-oil, fuel-gas o una combinación de ambos.
- Existen hornos con un paso de producto por cada zona o celda de combustión, mientras que en otros existen varios pasos de producto en una sola celda.



### 1.3. Destilación a Vacío

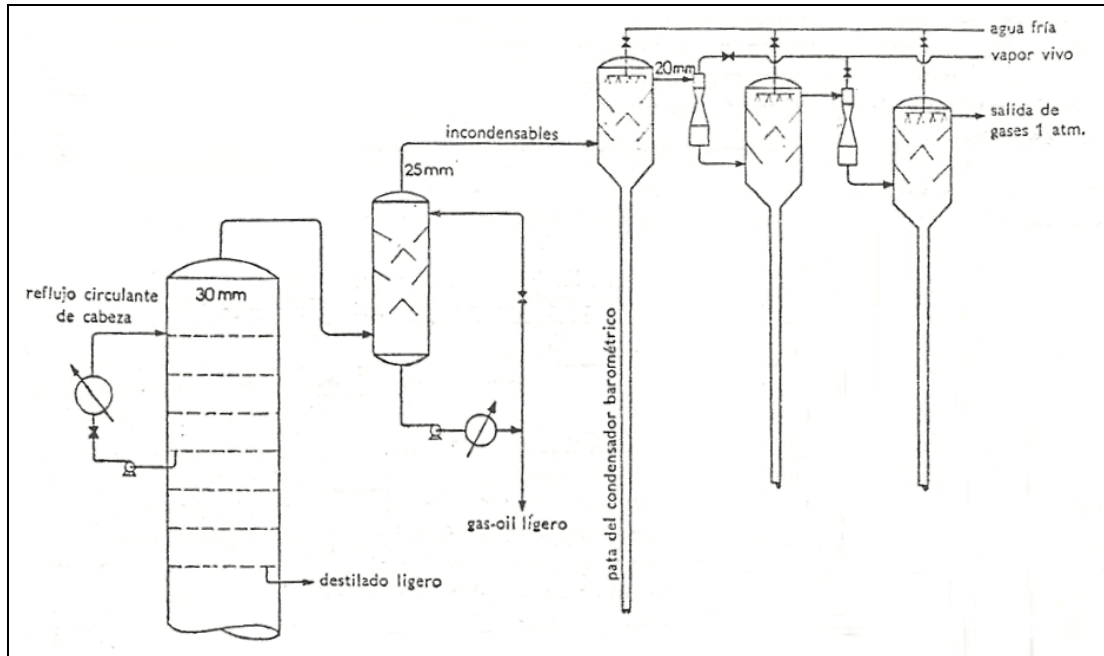
La destilación al vacío es un proceso que se reserva para cuando se quiere fraccionar productos que contienen hidrocarburos pesados cuyas temperaturas de ebullición son superiores a las de cracking, o para destilar productos nobles que se podrían alterar si se les calentase de nuevo. Encontramos así, en una refinería, el fraccionamiento a vacío, del crudo reducido atmosférico, para obtener las fracciones de lubricantes de base, la redestilación de los aceites después de tratamientos con disolventes, la redestilación de las gasolinas especiales y para preparar la carga de cracking térmico, al extraer un gasoil de vacío, a partir del residuo atmosférico.

El equipo de cabeza de la columna de destilación, a vacío, se presenta en la Figura 3. El vacío se obtiene por medio de una serie de eyectores que funcionan con vapor. El trabajo del eyector depende de la cantidad de vapores que haya que aspirar, por lo que se trata de disminuir dicha cantidad de vapor. Para conseguirlo, se introduce por la parte superior de la columna un reflujo circulante de cabeza que trabaja como condensador sobre unos cinco platos, formando así una barrera a los vapores, de manera que, en la destilación al vacío, la fracción más ligera se obtiene, únicamente, por la primera extracción. Este tipo de reflujo de cabeza se ha adoptado, generalmente al imponerse por la ventaja que tiene, desde el punto de vista de la pérdida de carga, al compararlo con el condensador clásico.

Incluso efectuando un stripping correcto del crudo reducido atmosférico, la alimentación de la columna de vacío siempre tiene algo de gasoil ligero que el reflujo circulante no puede condensar.

Por esto, hay que proyectar un condensador de contacto para estos vapores de cabeza utilizando gasoil frío recirculado. Además, el pasar el producto por el horno de vacío siempre provoca una ligera alteración térmica de los productos pesados, de manera que, a la salida del

condensador precedente se encuentran algunas trazas de hidrocarburos muy ligeros, así como algo de aire.



**Figura 3:** Esquema de la cabeza de la torre de una unidad de destilación al vacío.

Estos elementos ligeros, pasan a continuación por un condensador barométrico donde son rociados con una fina lluvia de agua fría, con el fin de completar la condensación; los incondensables son arrastrados por la aspiración del primer eyector, siendo a este nivel donde reina la presión más débil. El valor de esta presión es función esencial de la temperatura del agua de rociado. A 15 °C, el vacío correspondiente a la tensión de vapor sería de 12.8 mm de mercurio. Hay que tener en cuenta que los incondensables suman su presión parcial a la tensión de vapor del agua, de manera que la presión mínima realizable es igual a:

$$P = \pi_{H_2O} + PP_{HC} + PP_{aire}$$

Donde:

P : Presión.

PP : Presión parcial.

$\pi$  : Tensión de vapor.

Corrientemente se realiza un vacío de 20 mmHg en el primer condensador barométrico y, teniendo en cuenta las pérdidas de carga, la presión en la cabeza de la torre puede alcanzar los 30 mmHg. Utilizando platos de destilación poco cargados de líquido, se puede llegar a tener un vacío de 50 mmHg en la zona de expansión de la torre.

De la misma manera que se utilizan las bombas centrífugas en varias etapas para alcanzar presiones de impulsión elevadas, se deberá prever un número de eyectores suficiente para obtener un vacío correcto. El escalonamiento óptimo de las presiones de aspiración para n eyectores, con el fin de obtener el trabajo mínimo es el siguiente:

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_3}{P_2} = \dots = \frac{P_n}{P_{n-1}}$$

Donde:

P : Presión.

El último condensador barométrico trabaja a la presión atmosférica. El agua de refrigeración, el agua de refrigeración, así como los condensados que se obtienen, se evacúan por un tubo vertical de unos 10 metros de alto que se sumerge en un recipiente situado en el suelo, conectado al sistema de decantación de aguas contaminadas. La calidad del fraccionamiento de una columna de vacío es, generalmente, mucho peor que la de una atmosférica. A pesar de que, al bajar la presión aumenta el coeficiente de separación, es decir, la selectividad, el hecho de utilizar platos poco cargados de líquido y velocidades de vapor elevadas reduce el coeficiente L/V, es decir, la calidad del contacto por plato, de manera que, en definitiva, es éste último factor, el que domina, con lo que la eficacia del fraccionamiento es generalmente mediocre.



**Figura 4:** Columna de destilación al vacío Refinería Talara.

## **1.4. Procesos de protección al medio ambiente**

### **1.4.1. Tratamiento de gases ácidos**

Los gases ácidos constituidos principalmente por sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) proceden fundamentalmente de residuo de unidades de hidrotreatment. Se producen menores cantidades en unidades de craqueo térmico y catalítico.

#### **1.4.1.1. Lavado con aminas**

El sulfuro de hidrógeno se concentra en los gases de refinería. Dichos gases, antes de su utilización como fuel-gas, son objeto de un lavado con aminas (MEA, DEA...) para extraer el H<sub>2</sub>S. La amina rica cargada de H<sub>2</sub>S es regenerada y recirculada a los absorbedores.

El sulfuro de hidrógeno gas se envía a la unidad de producción de azufre (Proceso Claus).

#### **1.4.1.2. Unidad Claus**

El proceso consiste en transformar el H<sub>2</sub>S en azufre por la combustión del gas ácido por la reacción de Claus en presencia de un catalizador. El azufre vapor se condensa y almacena en forma líquida o sólida.

Los rendimientos son del 90 al 97%.

Los humos que contienen trazas de SO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, COS y CS<sub>2</sub>, se envían generalmente a un tratamiento de acabado antes de ser incinerados.

El rendimiento global de la operación es del 99.5 al 99.8% en peso, según el tipo de acabado utilizado.

#### **1.4.2. Tratamiento de los efluentes residuales**

Las aguas efluentes contaminadas proceden de las unidades de destilación primaria (desalado), de los hidrotatamientos, de las unidades de craqueo térmico y catalítico.

Dichos efluentes contienen principalmente sales disueltas: cloruro y sulfuro amónico, cloruro sódico, trazas de cianuros y fenoles de las que proceden los craqueos térmico y catalítico.

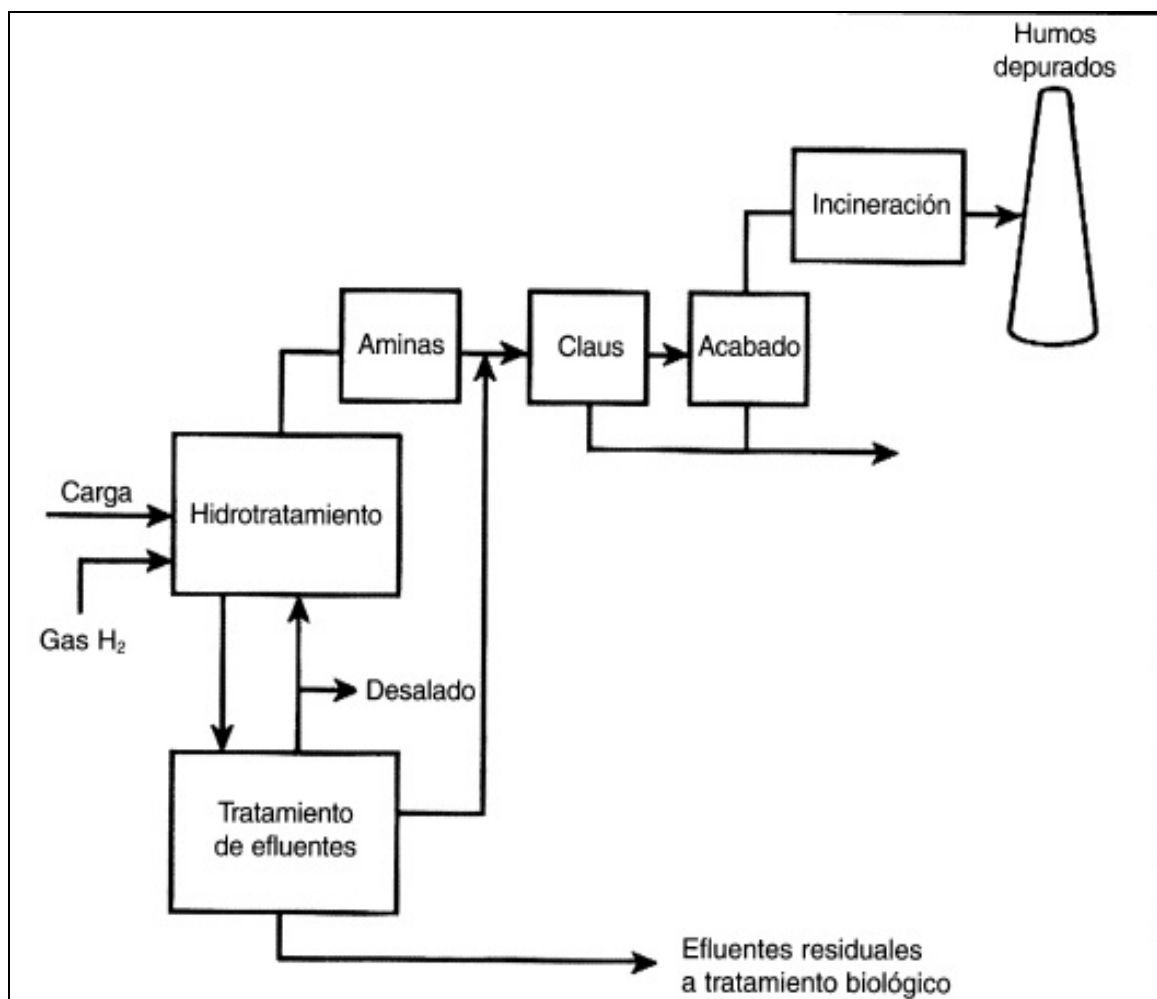
Todas las aguas son recuperadas, decantadas de los hidrocarburos que arrastran y enviadas al stripper de aguas ácidas (gastados).

Prácticamente la totalidad del  $H_2S$  y del  $NH_3$  se someten a un arrastre con vapor conjuntamente con una pequeña parte de los fenoles, y enviados luego a la unidad Claus.

Las aguas tratadas que contienen cloruro sódico, cianuros, fenoles y trazas de  $H_2S$  y  $NH_3$ , se reciclan al desalador del crudo y como aguas de lavado a las unidades de Hidrotratamiento y FCC.

La purga se envía al tratamiento biológico.

La Figura 5 presenta un esquema simplificado del tratamiento de gases y de las aguas residuales.



**Figura 5:** Tratamiento de gases y aguas residuales (J. P. Waiquier, 2005).

## 1.5. Separadores gas-líquido

Son recipientes que se utilizan para separar los componentes gaseosos y líquidos de una corriente a una temperatura y presión específica. Generalmente presentan las siguientes secciones:

- Separación primaria (Sección de Momento).
- Separación secundaria (Sección de Gravedad – Gas).
- Recolección de líquido (Sección de Gravedad – Líquido).
- Separación terciaria (Sección de Coalescencia).

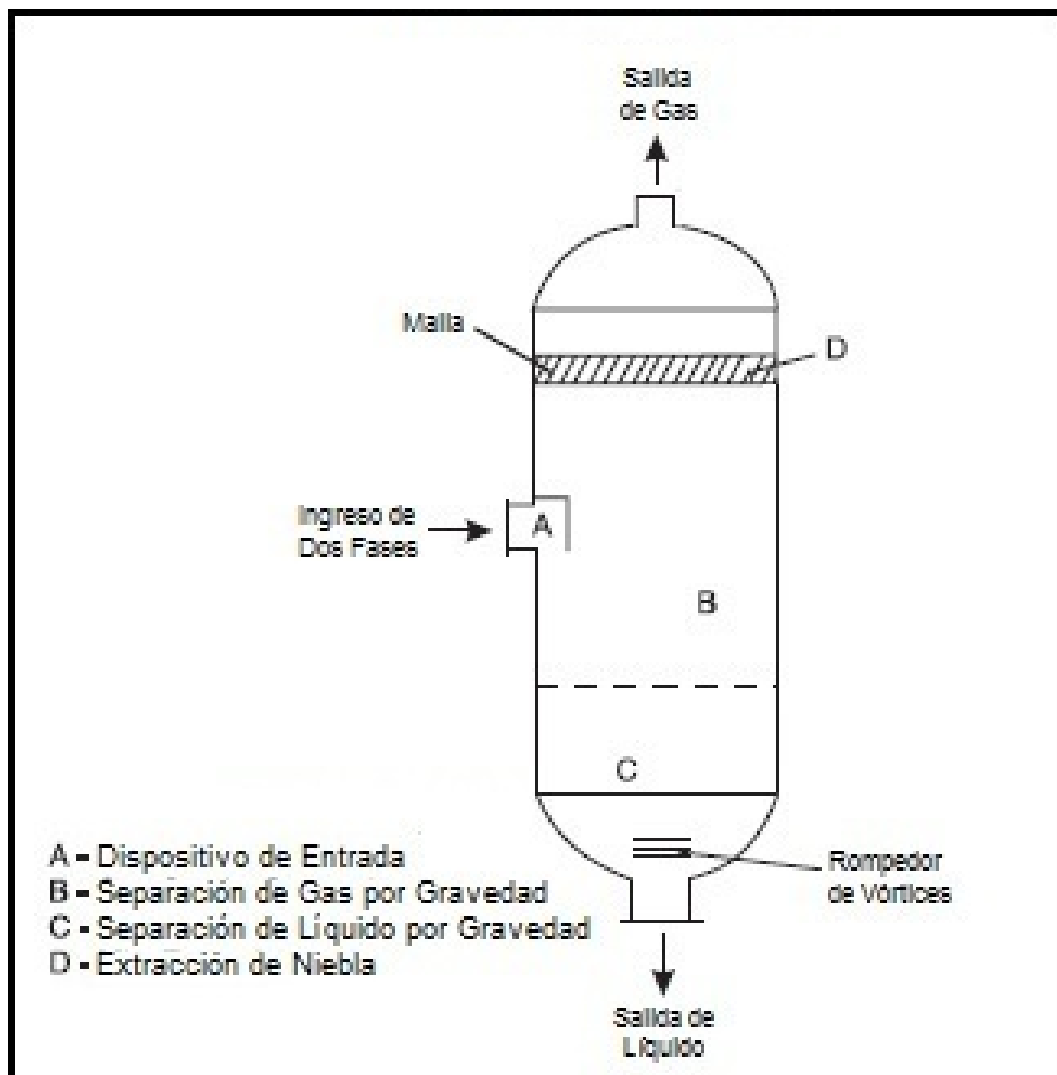


Figura 6: Separador gas-líquido (GPSA 2004).

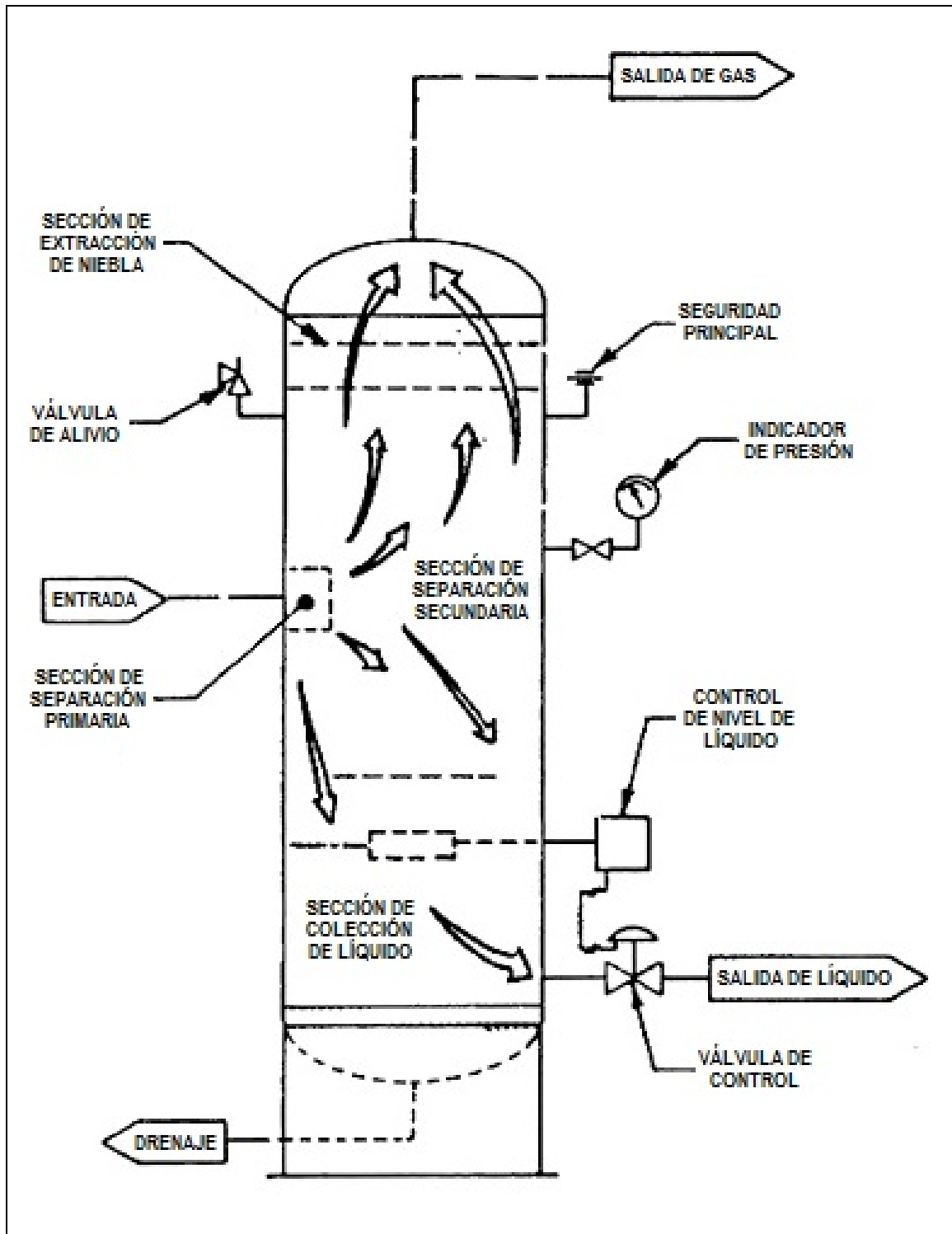


Figura 7: Secciones de un separador gas-líquido (Manning & Thompson, 1995).

El principio de separación a aplicar para separadores verticales gas-líquido son los siguientes:



### 1.5.1. Momento

Las diferentes fases al tener diferente densidad van a tener diferente momento. Ante un cambio de dirección brusco, la fase más pesada va a cambiar de sentido más lenta que la liviana.

#### **Dispositivos de entrada**

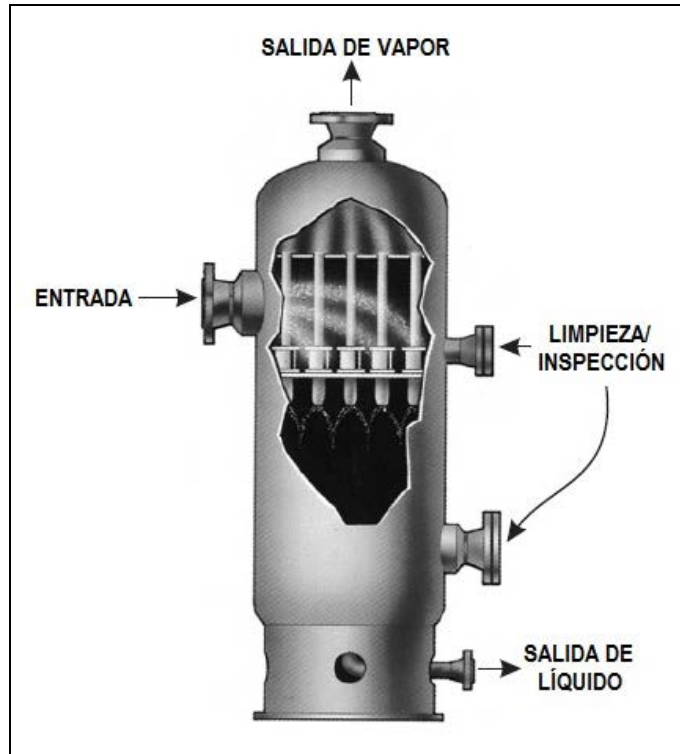
La importancia del dispositivo de entrada con respecto al rendimiento de la separación ha sido identificada hace relativamente poco tiempo, principalmente a través del uso de la Dinámica de Fluidos Computacional (CFD), una rama de la mecánica de fluidos que utiliza métodos numéricos y algoritmos para resolver y analizar problemas sobre el flujo de sustancias. Las funciones principales del dispositivo de entrada son:

- Reducir el momento o impulso de la corriente de entrada y mejorar la distribución del flujo de las fases gaseosa y líquida.
- La separación eficiente del volumen de fase líquida.
- Evita que las gotas se “rompan” y el re-arrastre de la fase líquida.

Hay varios tipos de dispositivos de entrada al separador que se utilizan comúnmente:

- Sin dispositivo de entrada.
- Distribuidor.
- Árbol perforado.
- Placa deflectora.
- Medio tubo.
- Tipo paleta.
- Ciclónico.

En adición a su mismo dispositivo de entrada, se ha determinado que la configuración de la tubería de entrada también es importante.



**Figura 8:** Separador gas-líquido con dispositivo de entrada tipo ciclónico (GPSA, 2004).

### 1.5.2. Coalescencia

Las partículas líquidas muy pequeñas pueden unirse (coalescer) para formar partículas más grandes que serán entonces separadas por la acción de la gravedad.

#### Equipos de extracción de niebla

Los extractores de niebla se utilizan para separar las gotas de líquido pequeñas de la fase de gas que no se han eliminado por el dispositivo de entrada de gas o de la sección de decantamiento por gravedad ("cuerpo" principal) del separador.

Estas gotas son típicamente de menos de 150 - 500 micras de tamaño y por lo general mucho más pequeñas. Generalmente, no

es económico para separar estas gotas por gravedad solamente, hacer el separador más grande. Los diferentes tipos de extractores de niebla utilizan otros principios más sencillos que simple sedimentación por gravedad para conseguir una eliminación eficiente de las pequeñas gotas.

#### **A) Malla de alambre**

Malla de alambre, extractores de niebla o relleno, se hacen tejiendo alambre, metal o plástico, en capas apretadas que son apilados y después se ajustan para lograr el grosor del relleno requerido. Si se requiere la eliminación de gotas muy pequeñas, es decir, menor de 10 micras, las fibras mucho más finas pueden ser entrelazadas con la malla primaria para producir una plataforma de co-poliéster. Las mallas de alambre remueven gotas de líquido principalmente por el choque de las gotas en los alambres y/o fibras tejidas seguido por coalescencia en gotas suficientemente grandes como para retirarse de la parte inferior del relleno y cae como gota a través del flujo de gas ascendente en la parte de retención de líquido del separador. Los rellenos de malla no son recomendables para servicios sucios o contaminados, ya que tienden a obstruirse fácilmente. Normalmente se instalan horizontalmente y con el flujo de gas en dirección vertical hacia arriba a través del relleno. Los rendimientos se ven afectados negativamente si el relleno está inclinado más de 30° respecto a la horizontal. Se debe sujetar firmemente la parte superior e inferior del relleno de modo que no se desplace por los flujos de gas altos, tales como cuando se activa la válvula de alivio de presión o purgas de emergencia.

En la Figura 9 se ilustran instalaciones típicas para la malla de alambre en recipientes verticales.

La mayoría de las instalaciones utilizan una almohadilla gruesa de 6 pulgadas de espesor con una densidad aparente de 9.12 lb/pie<sup>3</sup>. El espesor mínimo recomendado es de 4 pulgadas. Para diseños específicos se debe contactar con el fabricante.

### **Rendimiento de Separación**

Hay dos aspectos principales para el rendimiento de la separación:

- Rendimiento de eliminación de gotas.
- Capacidad de manejo de gas.

La eficiencia de eliminación de gotas se da normalmente por el fabricante como una curva que muestra el porcentaje de eliminación como una función del tamaño de las gotas en el flujo de diseño y una carga de líquido nominal. Estas curvas se basan generalmente en las pruebas de un sistema de aire-agua a presión atmosférica. La capacidad de gas de las mallas de relleno es casi universalmente especificado por un factor de carga o dimensionamiento, K, como se utiliza en la ecuación de Souders and Brown:

$$V_t = K \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}}$$

Donde:

$V_t$  : Velocidad terminal de la mezcla de gases, pie/s.

K : Constante empírica de dimensionamiento, pie/s.

$\rho_l$  : Densidad de la fase líquida, lb/pie<sup>3</sup>.

$\rho_g$  : Densidad de la fase gas, lb/pie<sup>3</sup>.

El área superficial requerida para el extractor de niebla está dada por:

$$A = \frac{Q_A}{V_t}$$

Donde:

A : Área del desnebulizador, pie<sup>2</sup>.

Q<sub>A</sub> : Caudal de la mezcla de gases, pie<sup>3</sup>/s.

V<sub>t</sub> : Velocidad terminal de la mezcla de gases, pie/s.

El valor K de diseño proporciona un cierto grado de margen antes de que el arrastre de líquido/remanente se vuelva excesivo. La eficiencia y la capacidad son normalmente una relación inversa, es decir, a medida que aumenta la eficiencia de remoción de gotas, el rendimiento de gas admisible disminuye.

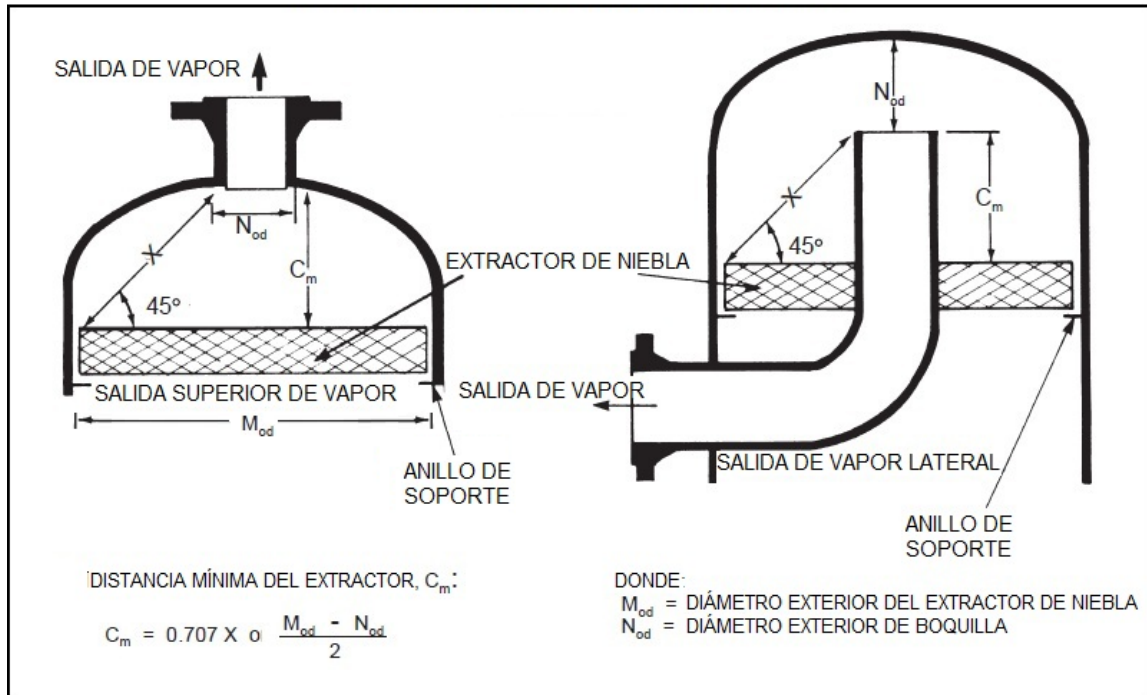
Dado que las caídas de presión a través de las mallas de relleno son muy bajas (menos de 1 pulgada de agua), esto no suele ser un área importante de preocupación en las operaciones de procesamiento de gas. La Tabla 1 proporciona un resumen de los parámetros de rendimiento.

Las mallas de relleno normalmente operan de manera eficiente en un intervalo de 30 a 110% del caudal de gas de diseño.

La capacidad de gas de una malla de relleno de alambre se define típicamente en términos de una constante K como se indica en las Tablas 1 y 2. Entre otras cosas, K es también una función de la cantidad de líquido arrastrado de llegar a la almohadilla de malla. Como sería de esperar, K disminuye con la carga creciente de entrada de líquido.

### **Distancia Cm**

Es la distancia mínima requerida desde la salida de vapor por el tope al eliminador de niebla.



**Figura 9:** Distancia mínima-Tipo de malla: eliminador de niebla (GPSA, 2004).

Eficiencia de remoción de gotas	99-99.5% de eliminación de gotas de 3-10 micras. Mayor eficiencia de remoción es por más densas, rellenos gruesos y/o menores diámetros a retener de la malla de alambre.
Capacidad de gas, $K$ , pie/s	0.22-0.39. En general, las capacidades inferiores corresponden a los diseños de mallas de relleno con la mayor eficiencia en la eliminación de gotas.

**Tabla 1:** Rendimiento de separación de malla de relleno (GPSA, 2004).

Tipo de Separador	$K$ (ft/s)
Vertical u Horizontal (con demister horizontal)	0.18 - 0.35
a presión atm.	0.35
a 300 psig	0.33
a 600 psig	0.30
a 900 psig	0.27
a 1500 psig	0.21
Vapor Húmedo	0.25
Vapores en Vacío	0.20

**Tabla 2:** Valores de  $K$  para separadores con malla de relleno (GPSA, 2004).

El factor de capacidad K para mallas de relleno suele disminuir para una operación a mayor presión (Tabla 3), esto debido a la reducción de la tensión superficial de la fase líquida que se produce con un aumento de presión.

Presión, psig	Porcentaje del Valor de Diseño
Atmosférico	100
150	90
300	85
600	80
1,150	75

**Tabla 3:** Ajuste del factor K con la presión (GPSA 2004).

### **Configuración de un separador vertical**

Los separadores verticales como el que se muestra en la Figura 10, se suelen seleccionar cuando la relación gas-líquido es alta o el volumen total del gas es bajo.

En un separador vertical, los fluidos entran en el recipiente a través de un dispositivo de entrada, cuyo objetivo principal es incrementar la eficiencia de separación de líquido a partir de la corriente gaseosa y para mejorar el flujo de distribución de las dos fases a través del separador. El líquido eliminado por el dispositivo de entrada se dirige a la parte inferior del recipiente.

El gas se desplaza hacia arriba, por lo general pasa a través de un extractor de niebla para eliminar las pequeñas gotas de líquido arrastradas y, a continuación, la fase de vapor fluye fuera del recipiente. El líquido eliminado por el extractor de niebla se ha unido en gotas más grandes que caen a continuación a través del gas a la sección de recolección de líquido en la parte inferior.

La capacidad de manejar las burbujas de gas en el líquido se obtiene normalmente mediante el aumento de altura del

depósito para acomodar el volumen adicional contra sobretensiones.

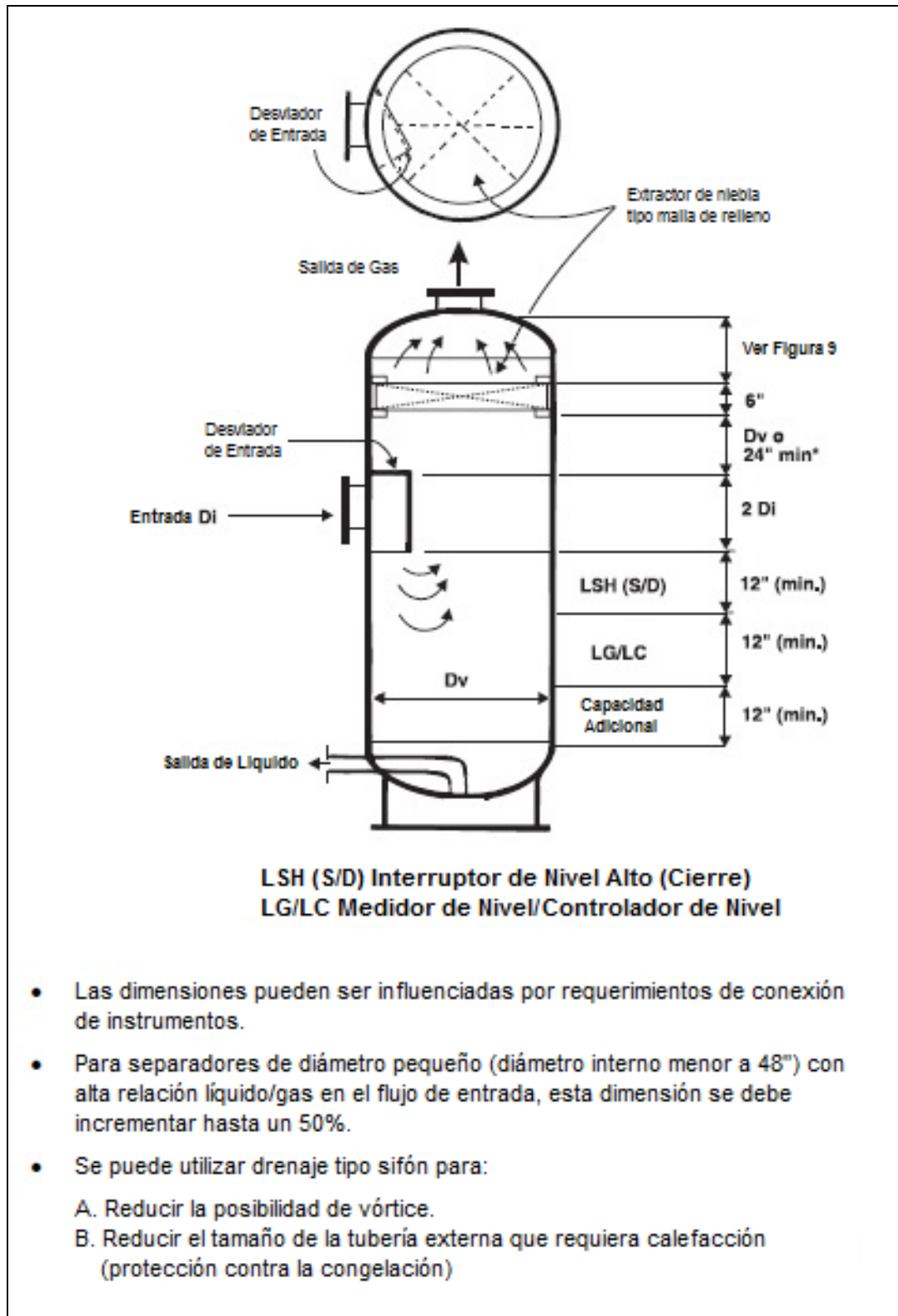


Figura 10: Separador vertical con extractor de niebla tipo malla de alambre (GPSA, 2004).



El control de nivel normalmente no es muy crítico y el nivel de líquido puede fluctuar en varias pulgadas sin afectar el rendimiento de la separación o la capacidad del recipiente. Excepto para aplicaciones en separadores tipo knockout, los extractores de niebla se utilizan normalmente para lograr un bajo contenido de líquido en el gas separado en recipientes de diámetro razonable.

Las proporciones típicas longitud/diámetro para separadores verticales están normalmente en el rango de 2-4.

## B) Cajas de Chicanas

Se utilizan para eliminar las partículas de líquido más pequeñas (llamada niebla), que no fueron separadas mediante la acción de la gravedad. Consisten en hojas metálicas dispuestas en paralelo un poco espaciadas para propiciar un movimiento sinusoidal o zig-zag del flujo de gas. Los cambios en la dirección del flujo de gas en combinación con la inercia de las gotas de líquido arrastradas ocasionan el choque de las gotas sobre la superficie de las placas, seguido por la coalescencia y drenaje del líquido. La Figura 12 muestra un típico extractor de niebla del tipo caja de chicanas.

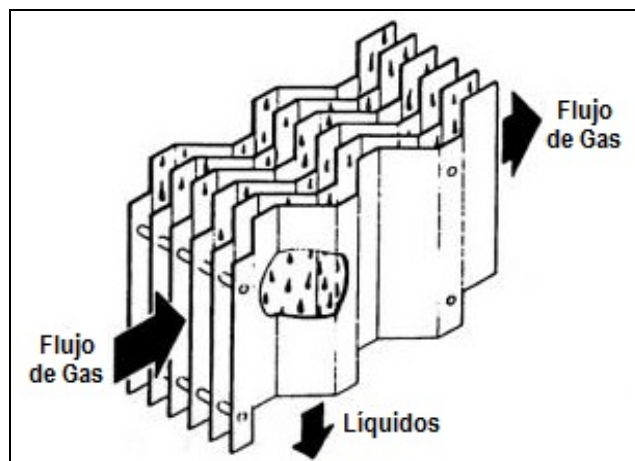
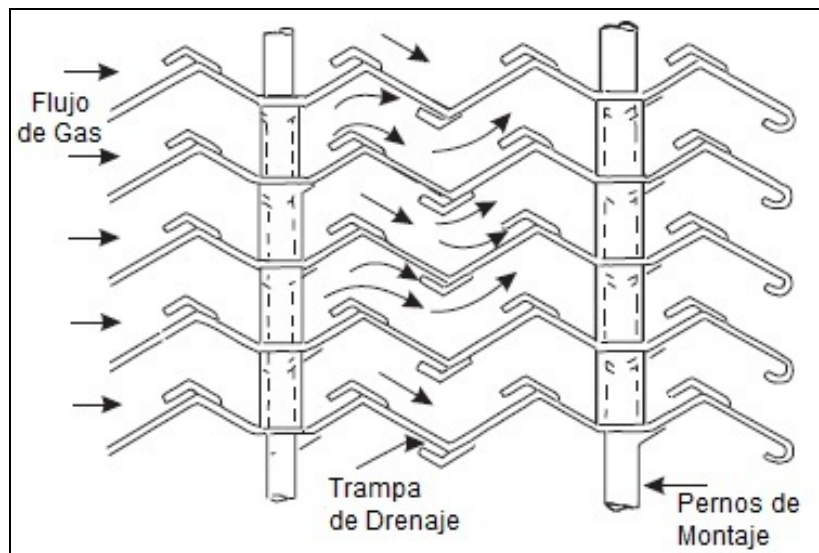


Figura 11: Caja de chicanas (Natco, 1993).

Las cajas de chicanas difieren de las mallas de relleno en que por lo general no drenan en líquido separado a través de la corriente de gas ascendente. Más bien, el líquido puede enviarse a un tubo que lleva el líquido a la sección de retención de líquido del separador.



**Figura 12:** Sección transversal de caja de chicanas con trampas para líquidos (GPSA, 2004).

Las características típicas son las siguientes:

- Retención Típica: 99.9% de gotas mayores a 40 micrones.
- El líquido retenido drena perpendicular al flujo de gas, por lo que se aconseja su instalación en forma vertical.
- Pueden ser de simple o de doble bolsillo, este último presenta mayor eficiencia.

Son utilizadas mayormente en corrientes gaseosas con gran cantidad de líquidos y que puedan tener arrastre de sólidos.

Instalación:

- En separadores horizontales deben instalarse verticalmente.
- En separadores verticales no son muy utilizadas.

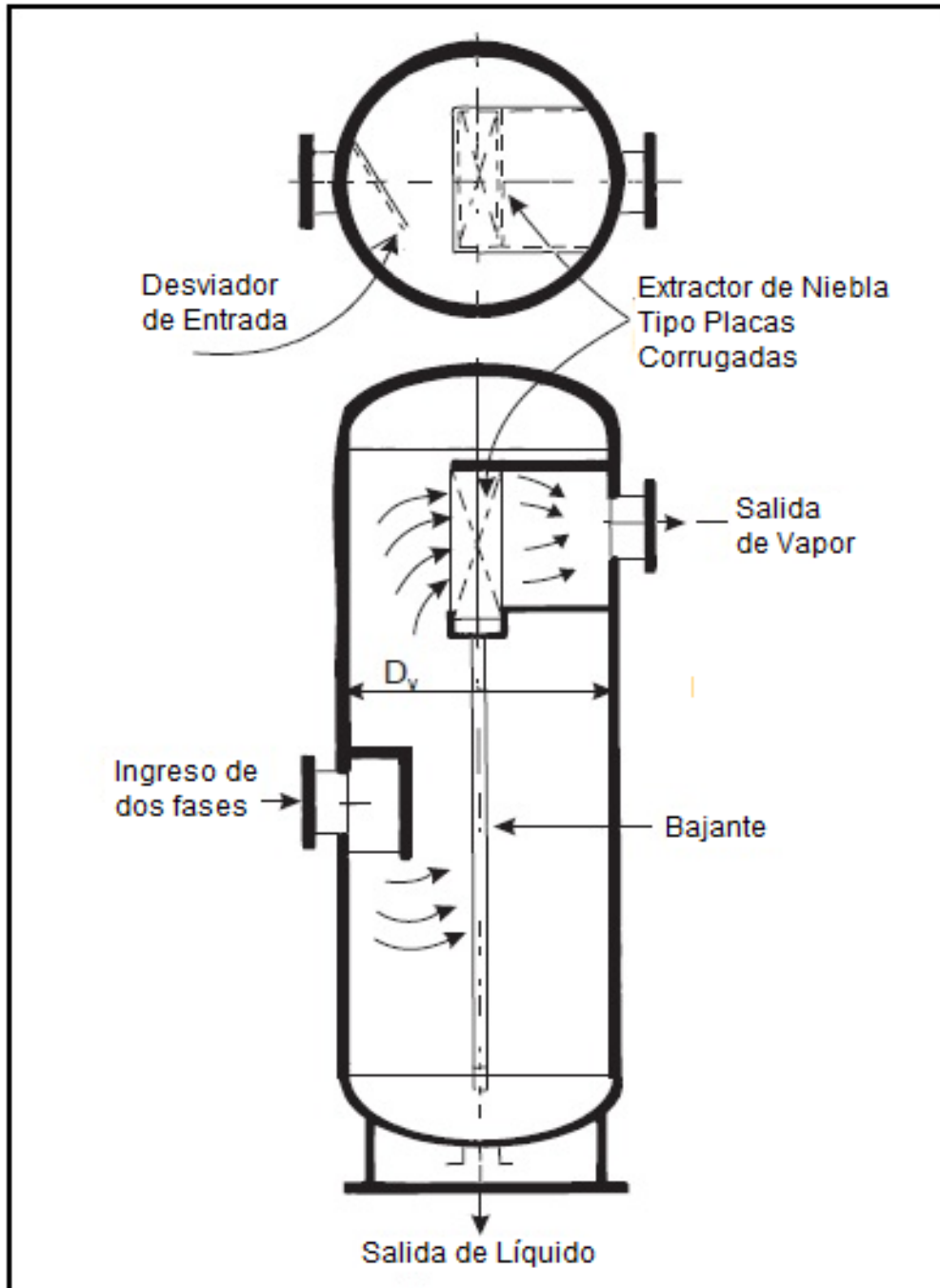


Figura 13: Separador vertical con extractor tipo caja de chicanas (GPSA, 2004).

### Rendimiento de Separación

Como en las mallas de relleno, los parámetros de rendimiento clave son la eficiencia de remoción de gotas y la capacidad de manejo del gas. Se utiliza la misma fórmula de la velocidad

terminal para mallas de relleno, el factor de carga/tamaño esta dado por la Tabla 4.

<p>Eficiencia de remoción de gotas:</p>	<p>99% de eliminación de gotas mayores de 10-40 micras. La mayor eficiencia en la remoción se dá en paquetes más gruesos, con un espacio entre placas más estrecho y con mas pases (curvas).</p>
<p>Capacidad de gas, K, pie/s</p>	<p>Flujo horizontal: 0.9–1.0                      Flujo ascendente vertical: 0.4–0.5                      Las capacidades más altas están asociadas generalmente a cajas de chicanas con bolsillos.</p>

**Tabla 4:** Rendimiento de separación de cajas de chicanas (GPSA 2004).

Las cajas de chicanas presentan pérdidas de carga típicas del rango de 0.5 - 3.5 pulgadas de agua.

### 1.5.3. Acción de la Gravedad-Gas

La fase líquida se va a separar de la gaseosa por gravedad, si la fuerza gravitatoria sobre un determinado tamaño de partículas líquidas es mayor que la fuerza de arrastre del gas sobre las mismas (Figura 14). Estas fuerzas pueden describirse matemáticamente mediante el terminal o cálculo de la velocidad de finito-sedimentación según la siguiente ecuación:

$$V_t = \sqrt{\frac{2 g M_p (\rho_l - \rho_g)}{\rho_l \rho_g A_p C'}} = \sqrt{\frac{4 g D_p (\rho_l - \rho_g)}{3 \rho_g C'}}$$

Donde:

$V_t$  : Velocidad terminal de la mezcla de gases, pie/s.

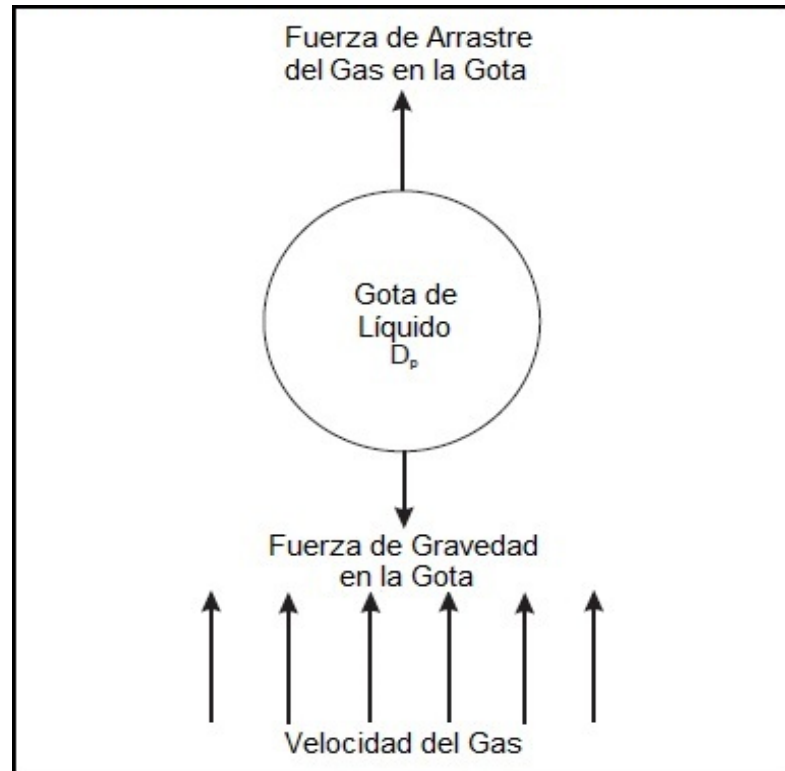
$g$  : Acción de la gravedad, pie/s<sup>2</sup>.

$M_p$  : Masa de la gota o partícula, lb.

$A_p$  : Área de la sección transversal de partículas o gotas, ft<sup>2</sup>.

$C'$  : Coeficiente de arrastre de partícula, adimensional.

$D_p$  : Diámetro de gota o partícula,  $\mu\text{m}$ .  
 $\rho_l$  : Densidad de la fase líquida,  $\text{lb}/\text{pie}^3$ .  
 $\rho_g$  : Densidad de la fase gas,  $\text{lb}/\text{pie}^3$ .



**Figura 14:** Fuerzas sobre la gota de líquido en la corriente de gas (GPSA, 2004).

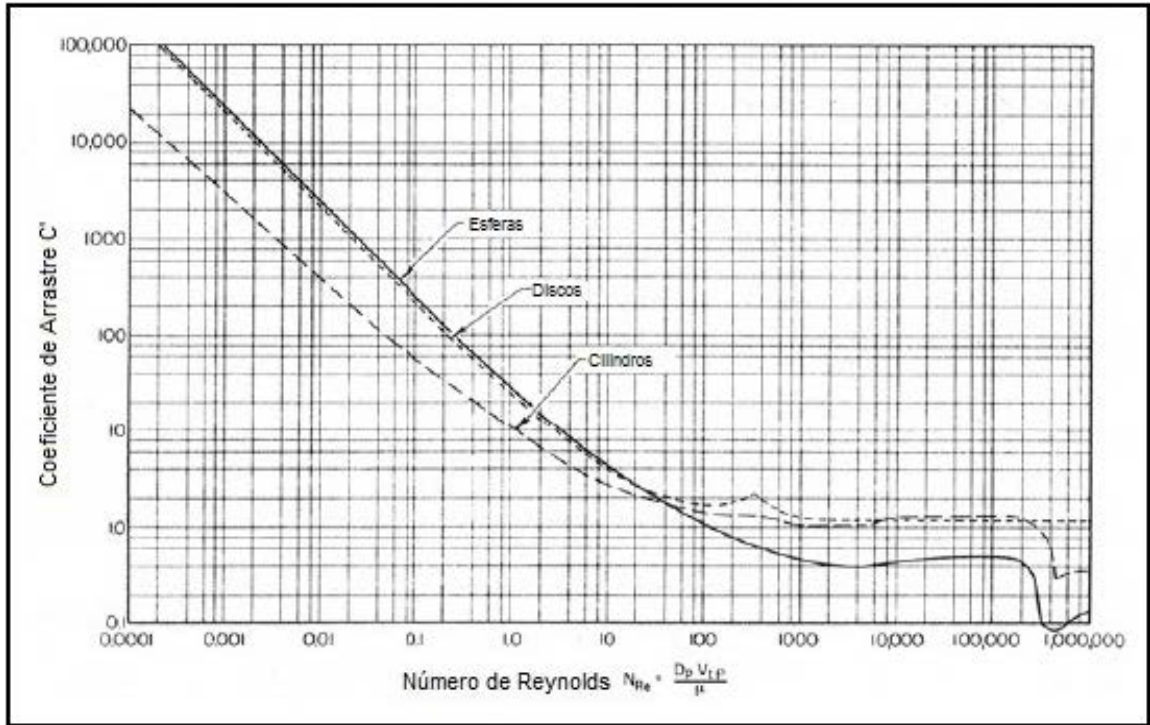
El coeficiente de arrastre ha sido encontrado como función de la forma de la partícula y el número de Reynolds del gas que fluye. Para el propósito de esta ecuación, la forma de la partícula se considera que es una esfera sólida, rígida. El número de Reynolds se define como:

$$\text{Re} = \frac{1,488 D_p V_t \rho_g}{\mu}$$

Donde:

$\text{Re}$  : Número de Reynolds, adimensional.  
 $D_p$  : Diámetro de gota o partícula, m.  
 $V_t$  : Velocidad terminal de los gases incondensables,  $\text{pie}/\text{s}$ .  
 $\rho_g$  : Densidad de la fase gas,  $\text{lb}/\text{pie}^3$ .  
 $\mu$  : Viscosidad de la fase continua,  $\text{cP}$ .

La Figura 15 muestra la relación entre el coeficiente de arrastre y el número de Reynolds de partícula para partículas esféricas.



**Figura 15:** Coeficiente de arrastre y número de Reynolds para partículas esféricas

En esta forma, una solución por ensayo y error es necesaria ya que tanto el tamaño de partícula y la velocidad terminal ( $V_t$ ) están involucrados. Para evitar el ensayo y error, los valores del coeficiente de arrastre se presentan en la Figura 9 como una función del producto del coeficiente de arrastre ( $C'$ ) veces el número de Reynolds al cuadrado; ésta técnica elimina la velocidad de la ecuación anterior. La abscisa de la Figura 15 está dada por la expresión:

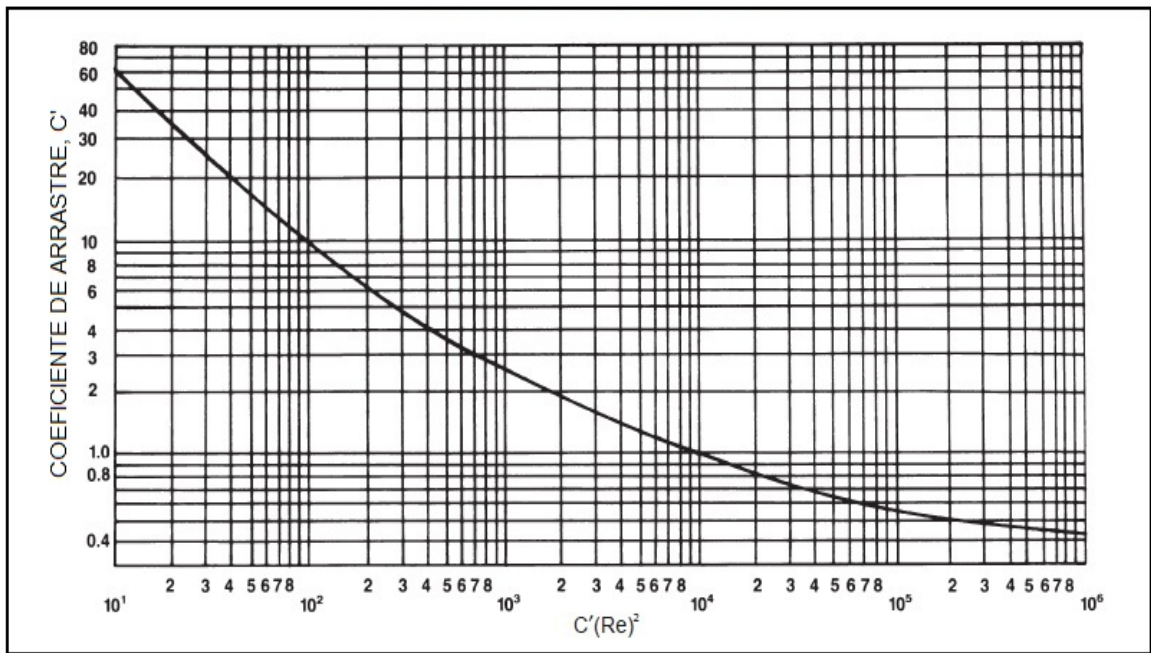
$$C'(Re)^2 = \frac{(0.95)(10^8)\rho_g D_p^3 (\rho_l - \rho_g)}{\mu^2}$$

Donde:

$C'$  : Coeficiente de arrastre de partícula, adimensional.

$Re$  : Número de Reynolds, adimensional.  
 $\rho_g$  : Densidad de la fase gas, lb/pie<sup>3</sup>.  
 $D_p$  : Diámetro de gota o partícula, m.  
 $\rho_l$  : Densidad de la fase líquida, lb/pie<sup>3</sup>.  
 $\mu$  : Viscosidad de la fase continua, cP.

Al igual que con otros fenómenos de flujo de fluidos, la sedimentación por gravedad y el coeficiente de arrastre alcanzan un valor límite a elevados números de Reynolds.



**Figura 16:** Coeficiente de arrastre de esferas rígidas.

El coeficiente de arrastre  $C'$  se define como:

$$C' = \frac{2F}{\rho_g V_g^2 A}$$

Donde:

$C'$  : Coeficiente de arrastre de partícula, adimensional.  
 $F$  : Fuerza de arrastre sobre la partícula, lb.pie/s<sup>2</sup>.  
 $\rho_g$  : Densidad de la fase gas, lb/pie<sup>3</sup>.  
 $V_g$  : Velocidad de la mezcla de gases, pie/s.  
 $A$  : Área de la sección transversal al movimiento, pie<sup>2</sup>.

Como una alternativa al uso de las ecuaciones y la Figura 16, el siguiente enfoque se utiliza comúnmente.

La curva mostrada en la Figura 15 se puede simplificar en tres secciones de ajuste de curva en que aproximaciones de  $C'$  vs  $Re$  se pueden derivar. Cuando estas expresiones para  $C'$  vs  $Re$  se sustituyen en la ecuación de la velocidad terminal, tres leyes de decantación se obtienen como se describe a continuación

### A) Primera Sección – Intervalo de la Ley de Stokes

A bajos números de Reynolds (menos de 2), existe una relación lineal entre el coeficiente de arrastre y en número de Reynolds (que corresponde al flujo laminar). La Ley de Stokes se aplica en este caso y la ecuación de la velocidad terminal se puede expresar como:

$$V_t = \frac{1,488 \text{ g } D_p^2 (\rho_l - \rho_g)}{18 \mu}$$

Donde:

- $V_t$  : Velocidad terminal de los gases incondensables, pie/s.
- $g$  : Acción de la gravedad, pie/s<sup>2</sup>.
- $D_p$  : Diámetro de gota o partícula,  $\mu\text{m}$ .
- $\rho_l$  : Densidad de la fase líquida, lb/pie<sup>3</sup>.
- $\rho_g$  : Densidad de la fase gas, lb/pie<sup>3</sup>.
- $\mu$  : Viscosidad de la fase continua, cP.

El diámetro de las gotas que corresponde a un número de Reynolds de 2 se puede encontrar utilizando un valor de 0.025 para  $K_{CR}$  en la siguiente ecuación:

$$D_p = K_{CR} \left[ \frac{\mu^2}{g \rho_g (\rho_l - \rho_g)} \right]^{0.33}$$



Donde:

$D_p$  : Diámetro de gota o partícula,  $\mu\text{m}$ .

$K_{CR}$ : Constante de proporcionalidad, adimensional.

$\mu$  : Viscosidad de la fase continua, cP.

$g$  : Acción de la gravedad,  $\text{pie}/\text{s}^2$ .

$\rho_l$  : Densidad de la fase líquida,  $\text{lb}/\text{pie}^3$ .

$\rho_g$  : Densidad de la fase gas,  $\text{lb}/\text{pie}^3$ .

Un resumen de estas ecuaciones se presenta en la Tabla 5, que también proporciona información general acerca de tamaños de gota y principios de selección de equipos.

Por inspección de la ecuación del número de Reynolds para la partícula, se puede observar que la Ley de Stokes es típicamente aplicable para los tamaños de gota pequeños y/o altas viscosidades relativas de fases líquidas.

## B) Segunda Sección - Intervalo Intermedio

Para números de Reynolds entre 2 y 500, la ley de sedimentación terminal se puede expresar como:

$$V_t = \frac{3.49 g^{0.71} D_p^{1.14} (\rho_l - \rho_g)^{0.71}}{\rho_g^{0.29} \mu^{0.43}}$$

Donde:

$V_t$  : Velocidad terminal de los gases incondensables,  $\text{pie}/\text{s}$ .

$g$  : Acción de la gravedad,  $\text{pie}/\text{s}^2$ .

$D_p$  : Diámetro de gota o partícula,  $\mu\text{m}$ .

$\rho_l$  : Densidad de la fase líquida,  $\text{lb}/\text{pie}^3$ .

$\rho_g$  : Densidad de la fase gas,  $\text{lb}/\text{pie}^3$ .

$\mu$  : Viscosidad de la fase continua, cP.

El diámetro de las gotas que corresponde a un número de Reynolds de 500 se puede encontrar utilizando un valor de 0.334 para  $K_{CR}$ .

Esta ley suele ser válida para muchas de las aplicaciones de sedimentación de gotas gas-líquido y líquido-líquido que se encuentran en el negocio del gas.

### C) Tercera Sección – Intervalo de la Ley de Newton

La Ley de Newton es aplicable para el rango de número de Reynolds de aproximadamente 500 – 200,000, y encuentra aplicación principalmente para la separación de grandes gotas o partículas de una fase de gas, por ejemplo en el dimensionamiento de un separador tipo knockout. El coeficiente de arrastre limitante es de aproximadamente 0.44 a números de Reynolds por encima de 500.

Sustituyendo  $C' = 0.44$ , produce que la ecuación de la ley de Newton se exprese como:

$$V_t = 1.74 \sqrt{\frac{g D_p (\rho_l - \rho_g)}{\rho_g}}$$

Donde:

$V_t$  : Velocidad terminal de los gases incondensables, pie/s.

$g$  : Acción de la gravedad, pie/s<sup>2</sup>.

$D_p$  : Diámetro de gota o partícula,  $\mu\text{m}$ .

$\rho_l$  : Densidad de la fase líquida, lb/pie<sup>3</sup>.

$\rho_g$  : Densidad de la fase gas, lb/pie<sup>3</sup>.

Un límite superior a la Ley de Newton es donde el tamaño de gota es tan grande que se necesita una velocidad máxima de tal magnitud que se crea una turbulencia excesiva. Para la región de de la ley de Newton, el límite superior para el número de Reynolds es de 200,000 y  $K_{CR}$  de 18.13.

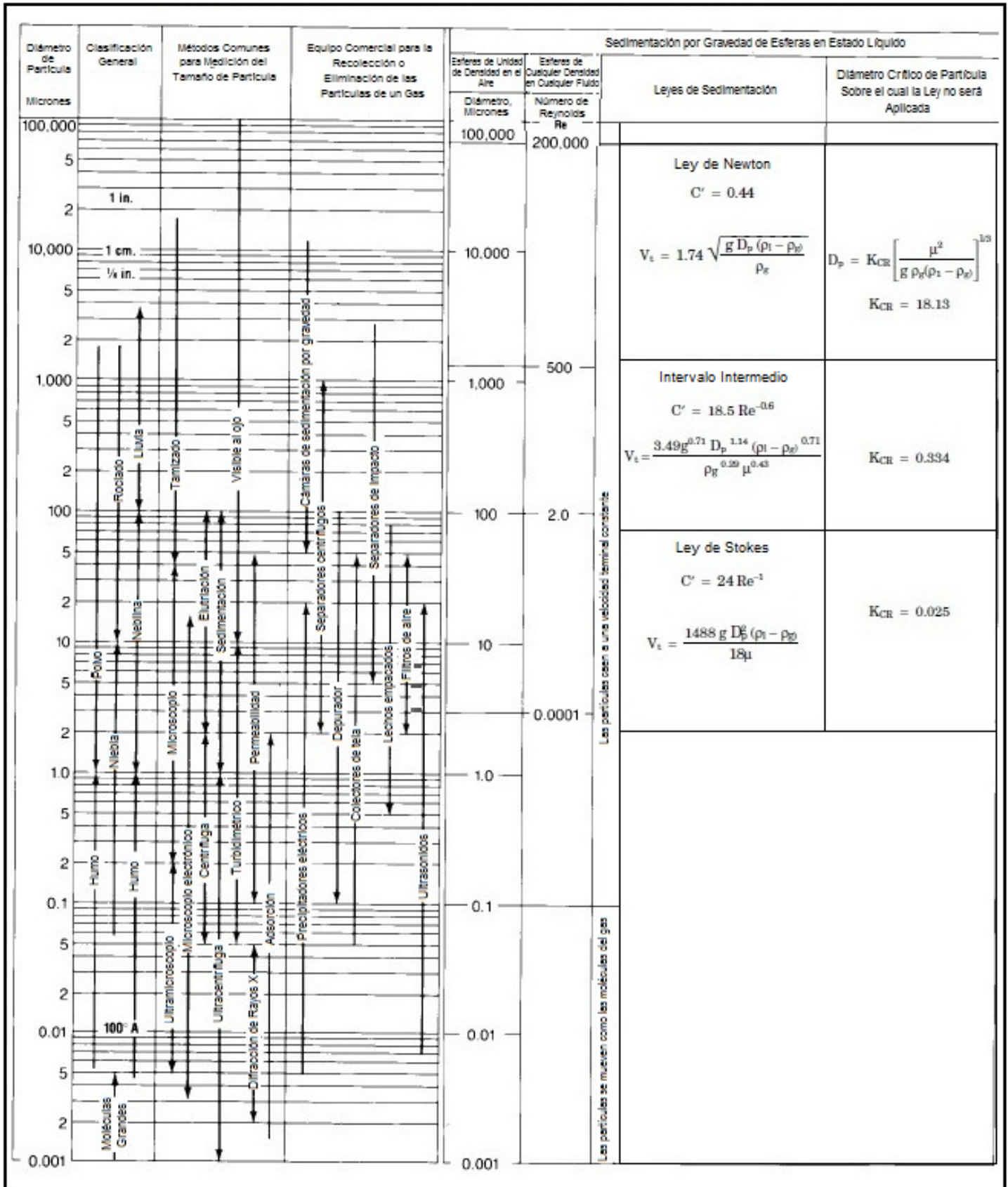


Tabla 5: Leyes de sedimentación por gravedad y características de partícula (GPSA, 2004).

#### 1.5.4. Acción de la Gravedad-Líquido

Está determinada por el tiempo de residencia del líquido, que es el tiempo recomendado de permanencia del líquido en el separador.

Para separadores gas-líquido HC-agua	
Gravedad API del HC	Tiempo (min)
mayor a 35 ° API	3 - 5
menor a 35 ° API	
100+ °F	5 - 10
80+ °F	10 - 20
60+ °F	20 - 30

**Tabla 6:** Tiempo de residencia del líquido (API 12J, 2008).

#### Distribuciones de tamaño de gota y cargas de arrastre

##### Tamaño de Gota Líquida en Sistemas Gas-Líquido

La teoría anterior de sedimentación por gravedad proporciona información valiosa sobre el significado de ciertas propiedades físicas y la física que en conjunto influyen en la separación de las gotas dispersas en una fase continua, por ejemplo, gotas de líquido de un gas o de gotas de líquido de una densidad específica de una fase líquida de otra densidad. Sin embargo, un par de problemas persisten:

- Determinación de los tamaños de las gotas reales que necesitan ser tratados.
- Determinación de la cantidad de líquido retenido en forma de gotas.

Estos problemas se aplican tanto a separación gas-líquido y líquido-líquido.

Ninguno de estos son sometidos a un cálculo preciso y sin embargo el rendimiento del equipo de separación es dependiente de ambos. Como resultado, el dimensionamiento del equipo de separación, vapor-líquido y líquido-líquido, todavía se basa en gran parte en métodos empíricos.

## 1.6. Glosario y definiciones

**ASTM:** American Society for Testing and Materials.

**Bbl/d:** Barriles por día, unidad de medida de flujo volumétrico.

**Chicana:** Dispositivo que sirve para producir una serie de curvas artificiales y reducir la velocidad de una corriente.

**Claus:** Proceso de recuperación de azufre elemental a partir de  $H_2S$ . Es aplicable a corrientes de gas ácido que contengan de 20% a 100% de  $H_2S$ .

**Cracking:** Proceso químico en el cual se rompe o descomponen hidrocarburos de elevado peso molecular (gasoil y fuel-oil) en compuestos de menor peso molecular (naftas).

**EPA:** Environmental Protection Agency.

**Eyector:** Equipos que permite transportar, comprimir o mezclar gases, vapores, líquidos o sólidos con la ayuda de un fluido motriz gaseoso o líquido. Convierte la energía potencial del fluido motriz en energía cinética, en una tobera especialmente diseñada para esto, creando al mismo tiempo un vacío en el fluido de aspiración. Son bombas sin elementos rotativos.

**Fuel-gas:** Gas combustible, de la serie de combustibles que bajo condiciones ordinarias es gaseoso. Muchos de los gases combustibles se componen de hidrocarburos (tales como metano o propano), hidrógeno, monóxido de carbono, o mezclas de los mismos.

**Fuel-oil (Fuelóleo):** Es una fracción del petróleo que se obtiene como residuo en la destilación fraccionada. De aquí se obtiene entre un 30% y

un 50% de esta sustancia. Es el combustible más pesado de los que se puede destilar a presión atmosférica. Está compuesto por moléculas con más de 20 átomos de carbono, y su color es negro. Se utiliza como combustible para plantas de energía eléctrica, calderas y hornos.

**Gasoil (Gasóleo):** Mezcla de hidrocarburos líquidos que hierven en el intervalo de temperaturas comprendido entre 220 y 350 °C. En su mayor parte el gasoil se obtiene por la destilación a presión atmosférica del petróleo crudo (gasoil atmosférico), pero también puede contener productos derivados de la destilación al vacío del residuo atmosférico (gasoil de vacío) y los que proceden del craqueo de fracciones más pesadas (gasoil de craqueo).

**Knockout drum:** Recipiente separador en el cual se lleva a cabo una última etapa de condensación de vapores del líquido de líneas de procesos que no son recuperados en forma directa.

**Manhole:** Abertura generalmente circular en un equipo, utilizado para el ingreso de personas y herramientas, y realizar actividades ya sea de inspección y/o mantenimiento.

**NLL:** Altura promedio de nivel de líquido, pie.

**Payout:** El tiempo de retorno estimado de una inversión.

**PFD:** Siglas de Process Flow Diagram o Diagrama de Flujo de Procesos.

**Serpentín:** Tubería de forma frecuentemente espiral, utilizado para el intercambio de calor.

**Stripping:** Proceso físico donde se eliminan uno o más componentes de una corriente líquida con una corriente de vapor.

## **CAPÍTULO II.- DESCRIPCIÓN DE LA REFINERÍA TALARA**

La Refinería Talara se localiza en el distrito de Pariñas, provincia de Talara, departamento de Piura.

El área de la refinería es de 128.9 hectáreas. Sus límites son los siguientes:

- Por el sur con el área residencial de Punta Arenas.
- Por el oeste y el norte con la bahía de Talara.
- Por el este con la avenida G de la ciudad.

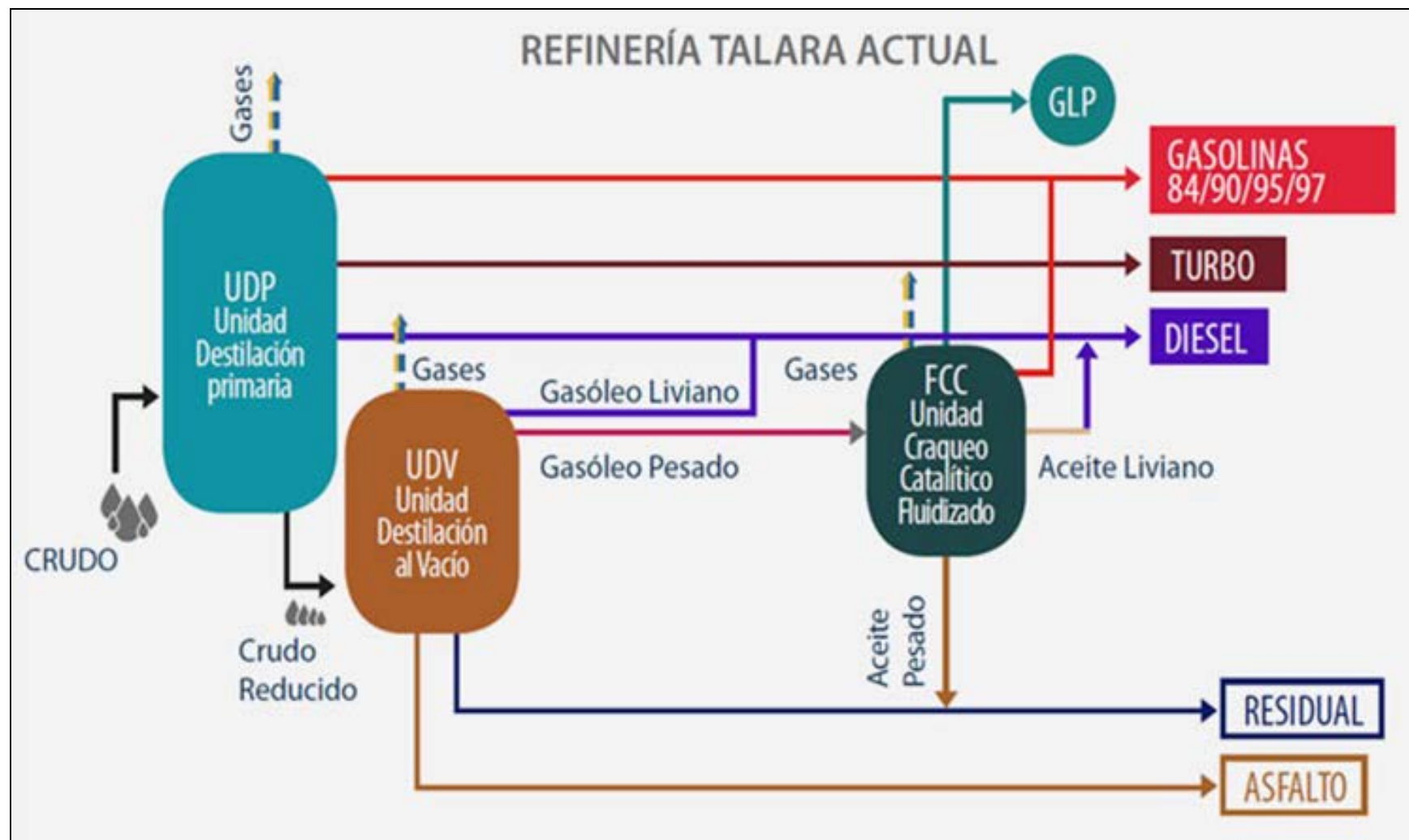
Los tanques de almacenamiento están en la zona sudeste, y en la franja occidental, distribuidas en dirección sur-norte, se encuentran las principales unidades de procesos.

En la bahía de Talara funciona el Muelle de Carga Líquida, donde se carga y descarga multiproductos, desde GLP hasta petróleos industriales.

En 1965 al crecer la demanda de los derivados del crudo, su capacidad fue ampliada de 45,000 BPD a 65,000 BPD por lo que Refinería Talara es la segunda de mayor producción del país.

La capacidad máxima de procesamiento actual de la Unidad de Destilación al Vacío es de 29,000 barriles por día.

En Refinería Talara los gases incondensables provenientes del tope de la UDV se utilizan como combustible al horno. Dichos gases son succionados por un sistema de eyectores de tres etapas que utilizan vapor saturado de 150 psig, luego del cual el condensado de vapor y los gases incondensables son enviados a un recipiente separador donde ocurre una separación flash, el condensado es colectado por el fondo y enviado a la Planta de Tratamiento de Agua Contaminada, mientras que los gases que salen por el tope son enviados a los 16 quemadores mixtos del horno V-H1.



**Figura 17:** Esquema de configuración de procesos de Refinería Talara.



## **CAPÍTULO III.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**

### **3.1. Antecedentes**

La Unidad de Destilación al Vacío fue diseñada en el año 1975 para procesar cargas de 19,8 MBPD. Actualmente su capacidad máxima de procesamiento es de 29 MBPD, obteniéndose un mayor caudal de gases incondensables y presentando problemas de arrastre del condensado de vapor lo que ocasiona obstrucción de los quemadores del horno de UDV por formación de depósitos de escoria y productos de corrosión. Esta situación ha devenido a que los gases incondensables sean venteados y su consumo sea reemplazado por el gas natural, incrementando los costos operativos.

### **3.2. Formulación del problema**

Al haberse incrementado la carga a la UDV el sistema de enfriamiento de tope es ineficiente, ya que la mezcla de gases incondensables que ingresa al separador se encuentra en promedio a la temperatura de 164 °F, habiendo sido inicialmente diseñado para operar a una temperatura de 100 °F. El incremento de temperatura ocasiona reducción de la tensión superficial de las partículas de condensado, las que son fácilmente arrastradas por la corriente gaseosa. Para efectos de cálculo y al no tener un registro del caudal de gases incondensables, se utilizarán los valores típicos de EPA-450/3-76-40 (15 a 130 lb/Bbl de carga máxima a la UDV).

### **3.3. Justificación**

Se justifica la mejora en la separación gas-condensado para poder utilizar la mezcla de gases incondensables como parte del gas combustible del horno V-H1. Actualmente dichos gases son venteados, el proyecto de acondicionar un desnebulizador al separador puede tener viabilidad

económica al sustituir parte del consumo de gas natural del horno, el cual es comprado a la compañía Graña Montero Petrolera-Talara.

### 3.4. Objetivos

- Analizar alternativa de acondicionamiento de desnebulizador al recipiente separador de Unidad de Destilación al Vacío para retirar el agua presente en la mezcla de gases incondensables.
- Dimensionamiento del desnebulizador y características del mismo.
- Evaluación del rendimiento económico de la adecuación del separador de Unidad de Destilación al Vacío para mejorar la separación gas-líquido.

### 3.5. Hipótesis

Es posible mejorar la separación gas-líquido instalando elementos internos en el recipiente que incrementen la coalescencia del líquido, obteniendo así partículas de condensado más grandes y de mayor masa para que puedan precipitar fácilmente.

### 3.6. Variables

Se definen los tipos de variables:

<b>VARIABLES</b>	
<b>INDEPENDIENTE</b>	<b>DEPENDIENTE</b>
Composición de la mezcla de gases a la entrada del recipiente.	Presencia de condensado de vapor en la mezcla de gases a la salida del recipiente.
Dimensiones del recipiente.	
Condiciones de operación: presión, temperatura.	

**Tabla 7:** Tipos de variables

## CAPÍTULO IV.- SEPARACIÓN GASES INCONDENSABLES-CONDENSADO

### 4.1. Caracterización de productos de tope de destilación al vacío

La mezcla de gases incondensables posee la siguiente composición:

<b>ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO DE GAS DE ENTRADA AL SEPARADOR</b>	
Fecha Muestreo: 23-09-04	
Fecha de Reporte: 23-09-04	
Hora de muestreo: 15:00 Hrs	
Carga a UDP: 50% ONO, 30% COE, 20% MEZCLA DE CRUDOS	
COMPONENTE	% VOLUMEN
H <sub>2</sub> S	13.60%
Total Mercaptanos	10.33%
SUB-TOTAL	23.93%
Hidrógeno	7.94%
Metano	38.73%
Etano	4.63%
Propano	4.09%
Propileno	2.09%
I-Butano	0.57%
N-Butano	1.98%
1-Buteno	0.34%
I-Butileno	0.34%
T-Buteno	0.73%
C-Buteno	0.16%
I-Pentano	0.83%
N-Pentano	1.15%
N-Hexano	0.35%
Oxígeno	0.80%
Nitrógeno	2.32%
CO	0.23%
CO <sub>2</sub>	8.80%
<b>TOTAL</b>	<b>100.00%</b>
Relación H <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub>	<b>0.210</b>
Propanos	6.180%
Butanos	4.110%
Pentanos	1.980%
C3+C4+C5	<b>12.270%</b>
gravedad específica calculada a 1 atm, 15.6 °C (gas)	0.9507
presión de vapor calculada	1,980
Poder calorífico Neto (BTU/Pie <sup>3</sup> )	940.39
Poder calorífico Bruto (BTU/Pie <sup>3</sup> )	1,030.76
<b>OBSERVACIONES:</b>	
<b>1. ANÁLISIS DE AZUFRADOS POR CROMATOGRAFÍA DE GASES</b>	
Métodos: ASTM D1946 para hidrógeno e inertes, D2163 para hidrocarburos	

**Tabla 8:** Cromatografía del gas de entrada al separador (RFTL-2004).

<b>ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO DE GAS DE ENTRADA AL SEPARADOR</b>	
Fecha Muestreo: 11-09-12	
Fecha de Reporte: 11-09-12	
Hora de muestreo: 11:00 Hrs	
Carga a UDP: 60% ONO, 40% COE	
<b>COMPONENTE</b>	<b>% VOLUMEN</b>
H <sub>2</sub> S	3.17%
Hidrógeno	2.99%
Metano	70.36%
Etileno	1.62%
Etano	8.07%
Propano	2.21%
Ciclopropano	0.00%
Propileno	1.08%
I-Butano	0.29%
N-Butano	1.23%
Propadieno	0.00%
Acetileno	0.00%
1-Buteno	0.53%
I-Butileno	0.12%
T-Buteno	1.23%
C-Buteno	1.17%
I-Pentano	0.04%
N-Pentano	0.04%
N-Hexano	0.52%
Oxígeno	0.00%
Nitrógeno	4.80%
CO	0.00%
CO <sub>2</sub>	0.53%
<b>TOTAL</b>	<b>100.00%</b>
Relación H <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub>	<b>0.040</b>
Propanos	3.290%
Butanos	4.570%
Pentanos	0.080%
C3+C4+C5	<b>7.940%</b>
gravedad específica calculada a 1 atm, 15.6 °C (gas)	0.7214
presión de vapor calculada	3,578.9
Poder calorífico Neto (BTU/Pie <sup>3</sup> )	1,027.67
Poder calorífico Bruto (BTU/Pie <sup>3</sup> )	<b>1,131.63</b>
<b>OBSERVACIONES:</b>	
<b>1. ANÁLISIS DE AZUFRADOS POR CROMATOGRAFÍA DE GASES</b>	
Métodos: ASTM D1946 para hidrógeno e inertes, D2163 para hidrocarburos	
<b>2. No se recuperó ningún volumen de condensado al momento de tomar la muestra de gas.</b>	

**Tabla 9:** Cromatografía del gas de entrada al separador (RFTL-2012).

## 4.2. Productos obtenidos de separador

El gas de salida del separador presenta la siguiente composición:

<b>ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO DE GAS DE SALIDA DEL SEPARADOR</b>	
Fecha Muestreo: 18-09-12	
Fecha de Reporte: 19-09-12	
Hora de muestreo: 15:00 Hrs	
Carga a UDP: 65% ONO, 35% COE	
<b>COMPONENTE</b>	<b>% VOLUMEN</b>
H <sub>2</sub> S	0.848%
Hidrógeno	0.004%
Metano	87.531%
Etileno	0.031%
Etano	0.042%
Propano	0.011%
Ciclopropano	0.000%
Propileno	0.007%
I-Butano	0.004%
N-Butano	0.017%
Propadieno	0.000%
Acetileno	0.000%
1-Buteno	0.001%
I-Butileno	0.002%
T-Buteno	0.017%
C-Buteno	0.000%
I-Pentano	0.011%
N-Pentano	0.000%
N-Hexano	0.017%
Oxígeno	0.000%
Nitrógeno	11.120%
CO	0.257%
CO <sub>2</sub>	0.080%
<b>TOTAL</b>	<b>100.000%</b>
Relación H <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub>	<b>0.0000</b>
Propanos	0.018%
Butanos	0.041%
Pentanos	0.011%
C3+C4+C5	<b>0.070%</b>
gravedad específica calculada a 1 atm, 15.6 °C (gas)	0.6043
presión de vapor calculada	4,364.10
Poder calorífico Neto (BTU/Pie <sup>3</sup> )	805.20
Poder calorífico Bruto (BTU/Pie <sup>3</sup> )	893.97
<b>OBSERVACIONES:</b>	
1. ANÁLISIS DE AZUFRADOS POR CROMATOGRAFÍA DE GASES	
Métodos: ASTM D1946 para hidrógeno e inertes, D2163 para hidrocarburos	
2. El volumen de gas recuperado es muy pequeño	
3. El caudal de líquido recuperado fue de 1 litro/5 segundos, de los cuales 700 ml fueron de fase acuosa y 300 ml de fase orgánica.	

**Tabla 10:** Cromatografía de gas de salida del separador (RFTL-2012).

El producto de fondo del separador es básicamente el condensado de vapor.

### 4.3. Descripción del Separador

El recipiente de separación es vertical, sin internos. Su función es llevar a cabo la última etapa de condensación de vapores de procesos que ya no son recuperados de forma directa, posee un espacio que permite la expansión de una mezcla que se va a separar en dos fases. La separación se efectúa a través de una sola etapa de equilibrio líquido-vapor donde los componentes presentan volatilidades marcadamente distintas.

Este separador es utilizado en Refinería Talara en la Unidad de Destilación al Vacío, presenta un diámetro de 3 pie y una altura de 6 pie. La altura total del recipiente considerando los cabezales semielípticos es de 7.15 pie.

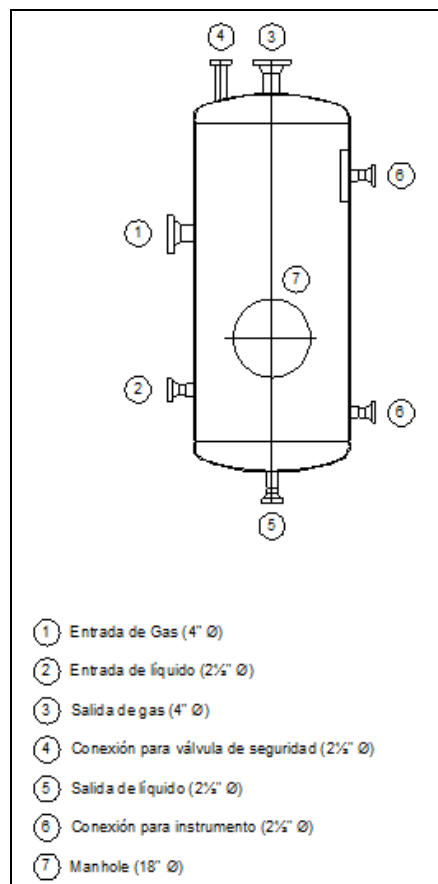


Figura 18: Características del recipiente separador de Refinería Talara.

#### 4.4. Diagrama del proceso de separación (PFD)

Las condiciones de operación y los datos de productos se obtuvieron de acuerdo a la data de procesos y valores tomados en campo realizados en el sistema de vacío de Refinería Talara en el mes de setiembre de 2012.

Las condiciones de operación más importantes para el análisis son:

Presión de ingreso al recipiente separador: 15.5 psia

Presión de ingreso al recipiente separador: 164 °F

La Figura 19 muestra el diagrama de flujo del proceso de separación de la mezcla de gases incondensables-condensado de vapor.

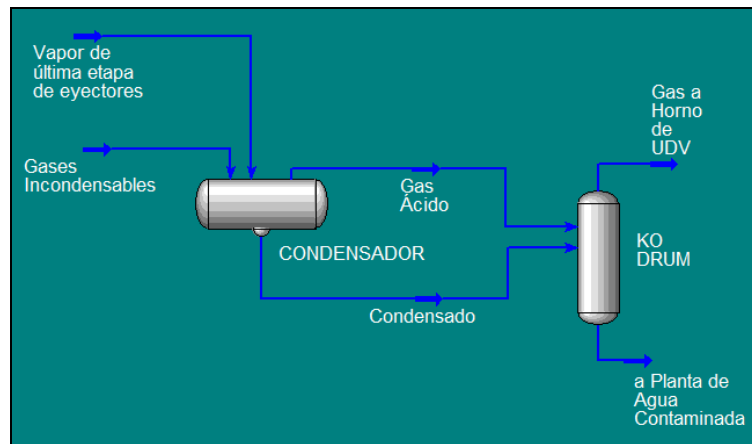


Figura 19: Diagrama de flujo del proceso.

El diagrama de proceso incluye equipos principales como el condensador de la última etapa del sistema de vacío y el separador gas-líquido.

#### 4.5. Cálculos

##### 4.5.1. Características de los componentes

Para los cálculos se utilizarán los resultados de la cromatografía de gases de la Tabla 8, la cual que presenta un mayor contenido de H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>, los cuales ocasionan disminución del poder calorífico del gas, teniendo como carga a la UDP 50% de crudo ONO.

#### 4.5.2. Condiciones de operación

Se calculan las propiedades de la mezcla de gases incondensables y del condensado a la presión y temperatura de operación.

PARÁMETRO	GASES INCONDENSABLES	CONDENSADO
Carga máxima a la UDV @ 60 °F, (BPD)	29,000	-----
Concentración máxima de gases incondensables/carga, (lb/Bbl)	0.1300	-----
Caudal másico, (lb/hr)	157	5,246
Caudal @ condiciones estándar, (pie <sup>3</sup> /s)	0.60	0.0233
Gravedad específica @ condiciones estándar, (adimensional)	0.9507	1.00
Densidad @ condiciones estándar, (lb/pie <sup>3</sup> )	0.0727	62.43
Temperatura de operación, (°F)	164	
Presión de operación, (psia)	15.5	
Densidad @ T <sub>op</sub> , (lb/pie <sup>3</sup> )	0.0498	60.54
Caudal @ T <sub>op</sub> , (pie <sup>3</sup> /s)	0.8756	0.0241
Relación Gas/Líquido, (adimensional)	36.38	
Viscosidad @ T <sub>op</sub> , (cP)	0.0137	0.3842

**Tabla 11:** Propiedades y condiciones de operación.

#### 4.5.3. Diámetro crítico de partícula y velocidad terminal de la mezcla de gases

Se calcula el diámetro crítico para las partículas de gases, que es el diámetro máximo sobre el cual no se aplicarán las leyes descritas anteriormente. La velocidad terminal es la velocidad máxima permitida para la mezcla de gases. Los cálculos se han realizado para tres intervalos del número de Reynolds y aplicando las leyes correspondientes.

PARÁMETRO	Re < 2	2 ≤ Re < 500	500 ≤ Re < 200,000
Constante de proporcionalidad, K <sub>CR</sub> (adimensional)	0.025	0.334	18.13
Viscosidad del gas @ T <sub>op</sub> , μ (cP)	0.0137		
Aceleración de la gravedad, g (pie/s <sup>2</sup> )	32.2		
Densidad de la mezcla de gases incondensables @ T <sub>op</sub> , ρ <sub>g</sub> (lb/pie <sup>3</sup> )	0.0498		
Densidad del agua condensada @ T <sub>op</sub> , ρ <sub>l</sub> (lb/pie <sup>3</sup> )	60.54		
Diámetro crítico de partícula arrastrada, D <sub>p</sub> (μm)	<b>99.1</b>	<b>1,324</b>	<b>71,852</b>
Velocidad terminal de la mezcla de gases incondensables, v <sub>t</sub> (pie/s)	<b>1.24</b>	<b>23.16</b>	<b>167.03</b>

**Tabla 12:** Diámetro crítico de partícula y velocidad terminal de los gases.



#### 4.5.4. Diámetro de partícula y velocidad de la mezcla de gases

Se calcula el diámetro crítico de partícula por ensayo y error, asumiendo un valor inicial hasta que el diámetro obtenido sea igual al diámetro inicial supuesto. También se calcula el número de Reynolds, verificando que esté dentro de los rangos iniciales establecidos.

PARÁMETRO	Re < 2	2 ≤ Re < 500	500 ≤ Re < 200,000
Diámetro externo del recipiente, D (pie)	3		
Espesor del recipiente, T (in)	5/16		
Diámetro interno del recipiente, D <sub>i</sub> (pie)	2.95		
Area transversal del recipiente, A <sub>T</sub> (pie <sup>2</sup> )	6.82		
Caudal de la mezcla de gases incondensables @ T <sub>op</sub> , Q <sub>g</sub> (pie <sup>3</sup> /s)	0.88		
Velocidad de la mezcla de gases incondensables, v <sub>g</sub> (pie/s)	0.13		
Diámetro de Partícula supuesto (ensayo y error), D <sub>p</sub> (μm)	31.8	14.0	0.0424
Número de Reynolds obtenido, Re (adimensional)	0.0727	0.0321	0.0001
Coefficiente de arrastre de partícula, C' (adimensional)	330	145.75	0.44
Diámetro de Partícula obtenido (ensayo y error), D <sub>p</sub> (μm)	31.8	14.0	0.0424

**Tabla 13:** Diámetro de partícula, número de Reynolds, y velocidad de los gases.

#### 4.5.5. Diámetro crítico de partícula de condensado

Se calcula el diámetro crítico de partícula, que es el diámetro máximo sobre el cual no se aplicarán las leyes descritas anteriormente.

PARÁMETRO	Re < 2	2 ≤ Re < 500	500 ≤ Re < 200,000
Constante de proporcionalidad, K <sub>CR</sub> (adimensional)	0.025	0.334	18.13
Viscosidad del liquido @ T <sub>op</sub> , μ (cP)	0.3842		
Aceleración de la gravedad, g (pie/s <sup>2</sup> )	32.2		
Densidad de la mezcla de gases incondensables @ T <sub>op</sub> , ρ <sub>g</sub> (lb/pie <sup>3</sup> )	0.0498		
Densidad del agua condensada @ T <sub>op</sub> , ρ <sub>l</sub> (lb/pie <sup>3</sup> )	60.54		
Diámetro crítico de partícula arrastrada, D <sub>p</sub> (μm)	895	11,963	649,358

**Tabla 14:** Diámetro crítico de partícula y velocidad terminal del condensado.

#### 4.5.6. Diámetro de partícula y velocidad del condensado

Se calcula el diámetro crítico de partícula por ensayo y error, asumiendo un valor inicial hasta que el diámetro obtenido sea igual al diámetro inicial supuesto. También se calcula el número de Reynolds, verificando que esté dentro de los rangos iniciales establecidos.

PARÁMETRO	Re < 2	2 ≤ Re < 500	500 ≤ Re < 200,000
Diámetro externo del recipiente, D (pie)	3		
Espesor del recipiente, T (in)	5/16		
Diámetro interno del recipiente, D <sub>i</sub> (pie)	2.95		
Area transversal del recipiente, A <sub>T</sub> (pie <sup>2</sup> )	6.82		
Caudal del condensado @ T <sub>op</sub> , Q <sub>g</sub> (pie <sup>3</sup> /s)	0.0241		
Velocidad del condensado, v <sub>l</sub> (pie/s)	<b>0.0035</b>		
Diámetro de Partícula supuesto (ensayo y error), D <sub>p</sub> (μm)	148	17.59	0.0253
Número de Reynolds obtenido, Re (adimensional)	<b>0.0093</b>	<b>0.0011</b>	<b>0.000002</b>
Coefficiente de arrastre de partícula, C' (adimensional)	2,580	306	0.44
Diámetro de Partícula obtenido (ensayo y error), D <sub>p</sub> (μm)	<b>148</b>	<b>17.59</b>	<b>0.0253</b>

**Tabla 15:** Diámetro de partícula y número de Reynolds para el condensado.

#### 4.5.7. Diámetro del desnebulizador

Se calcula la velocidad terminal de la mezcla de gases para el desnebulizador con el propósito de calcular el diámetro mínimo del desnebulizador.

PARÁMETRO	VALOR
Constante empírica de dimensionamiento, K (pie/s)	0.25
Densidad de la mezcla de gases incondensables @ T <sub>op</sub> , ρ <sub>g</sub> (lb/pie <sup>3</sup> )	0.0498
Densidad del agua condensada @ T <sub>op</sub> , ρ <sub>l</sub> (lb/pie <sup>3</sup> )	60.5
Velocidad terminal de la mezcla de gases incondensables, v <sub>t</sub> (pie/s)	<b>8.7</b>
Caudal de la mezcla de gases incondensables, Q <sub>g</sub> (pie <sup>3</sup> /s)	0.88
Area mínima del desnebulizador, A (pie <sup>2</sup> )	0.10
Diámetro mínimo del desnebulizador, d (in)	<b>4.3</b>

**Tabla 16:** Diámetro mínimo del desnebulizador.

Se calcula el diámetro mínimo del desnebulizador tomando en cuenta el mayor valor de velocidad terminal de la mezcla de gases

PARÁMETRO	VALOR
Velocidad terminal de la mezcla de gases incondensables, $v_t$ (pie/s)	1.2
Caudal de la mezcla de gases incondensables, $Q_g$ (pie <sup>3</sup> /s)	0.88
Area de desnebulizador, $A$ (pie <sup>2</sup> )	0.704
Diámetro recomendado para el desnebulizador, $d$ (in)	11.4
Diámetro nominal del desnebulizador, $M_{od}$ (in)	<b>12</b>

**Tabla 17:** Diámetro nominal del desnebulizador.

#### 4.5.8. Distancia mínima del desnebulizador a la tubería de salida de gas

Se calcula la distancia mínima requerida del desnebulizador a la tubería de salida de gas en el tope.

PARÁMETRO	VALOR
Diámetro nominal del desnebulizador, $M_{od}$ (in)	<b>12</b>
Diámetro de tubería de salida de gas, $N_{od}$ (in)	<b>4</b>
Distancia mínima del desnebulizador, $C_m$ (in)	<b>4.0</b>

**Tabla 18:** Distancia de tubería de salida de gas-desnebulizador.

#### 4.5.9. Tiempo de residencia del líquido

Se calcula el tiempo mínimo de permanencia del líquido en el separador.

PARÁMETRO	VALOR
Diámetro interno del recipiente, $D_i$ (pie)	2.95
Area transversal del recipiente, $A_T$ (pie <sup>2</sup> )	6.8
Caudal del agua condensada @ $T_{op}$ , $Q_l$ (pie <sup>3</sup> /s)	0.02
Velocidad del agua condensada dentro del recipiente, $v_l$ (pie/s)	0.004
Altura promedio de nivel del líquido, $NLL$ (pie)	1.0
Tiempo de residencia, $t$ (min)	<b>4.7</b>

**Tabla 19:** Tiempo de residencia del condensado en el recipiente separador.

## CAPÍTULO V.- ANÁLISIS DE RESULTADOS

### Características de diseño del desnebulizador

De acuerdo a los cálculos se ha obtenido las siguientes características para el desnebulizador:

PARÁMETRO	VALOR
Diámetro nominal del desnebulizador, $M_{od}$ (in)	6
Espesor del desnebulizador, (in)	6
Material	S.S. 316

**Tabla 20:** Características del desnebulizador.

- 7.1.** Se ha seleccionado como material acero inoxidable 316, debido a la presencia de  $H_2S$  en la mezcla de gases (UOP Engineering Design).
- 7.2.** La velocidad terminal de la mezcla de gases incondensables para el principio de separación por gravedad es de 1.24 pie/s (velocidad máxima admisible). La velocidad de los gases dentro del recipiente es de 0.13 pie/s, esto favorece la separación por gravedad.
- 7.3.** La velocidad terminal de la mezcla de gases incondensables calculada para el desnebulizador es de 8.7 pie/s lo cual da un diámetro mínimo del desnebulizador de 4.4". Para efectos de dimensionamiento se tomará el valor calculado de velocidad terminal de 1.24 pie/s, la cual nos da un diámetro mayor del desnebulizador de 12".

## CAPÍTULO VI.- EVALUACIÓN ECONÓMICA

### 6.1. Financiamiento del nuevo equipo

Al quemar el gas ácido en el horno de UDV, se reduce el consumo de gas natural en 27.2 MMBTU/día, al ser reemplazado. Se ha seleccionado el valor del poder calorífico del gas ácido con mayor contenido de H<sub>2</sub>S ya que éste afecta negativamente su valor.

PARÁMETRO	VALOR
Concentración mínima de gases incondensables/carga, (lb/Bbl)	0.0150
Concentración máxima de gases incondensables/carga, (lb/Bbl)	0.1300
Concentración promedio de gases incondensables/carga, (lb/Bbl)	0.0725
Caudal másico promedio, (lb/d)	2,103
Caudal volumétrico @ condiciones estándar, (PCED)	28,909
Poder calorífico neto del gas ácido, (BTU/pie <sup>3</sup> )	940.39
Energía total requerida por el Horno de UDV, (MMBTU/hr)	75
Energía total requerida por el Horno de UDV, (MMBTU/día)	1,800
Energía de la mezcla de gases incondensables, (MMBTU/día)	<b>27.2</b>
Energía de la mezcla de gases incondensables, (MMBTU/año)	<b>9,923</b>

**Tabla 21:** Energía de la mezcla de gases-consumo de energía.

### 6.2. Inversión

Costo del desnebulizador e instalación:

ÍTEM	VALOR
Cotización Referencial GORA S.A., US\$	<b>1,110</b>
Costo máximo de Empleado Técnico/Operador PETROPERU, US\$/8 horas	56
Tiempo de instalación, días de parada de planta	3
Tiempo de instalación, horas de parada de planta	72
Personal para instalación, número	2
Costo de instalación, US\$	<b>1,011</b>
<b>COSTO TOTAL</b>	<b>2,121</b>

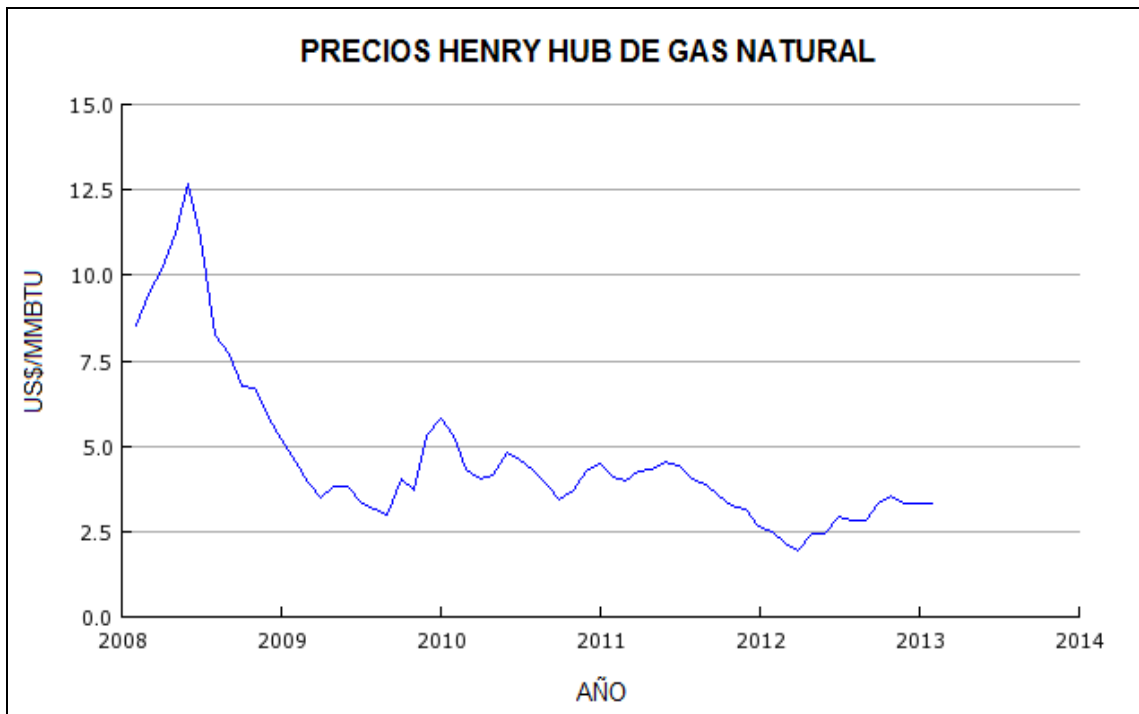
**Tabla 22:** Monto estimado de inversión.

### 6.3. Análisis de sensibilidad

Se realizó una variación de los precios de los combustibles tomando en cuenta los datos de precios referenciales de Refinería Talara del año 2012.

La Figura 20 muestra la variación de los precios Henry Hub del gas natural para el período 2008 - 2012.

Se calcula el costo de gas natural tomando en cuenta la variación de precios referenciales Henry Hub desde el 2008 hasta fines de 2012.



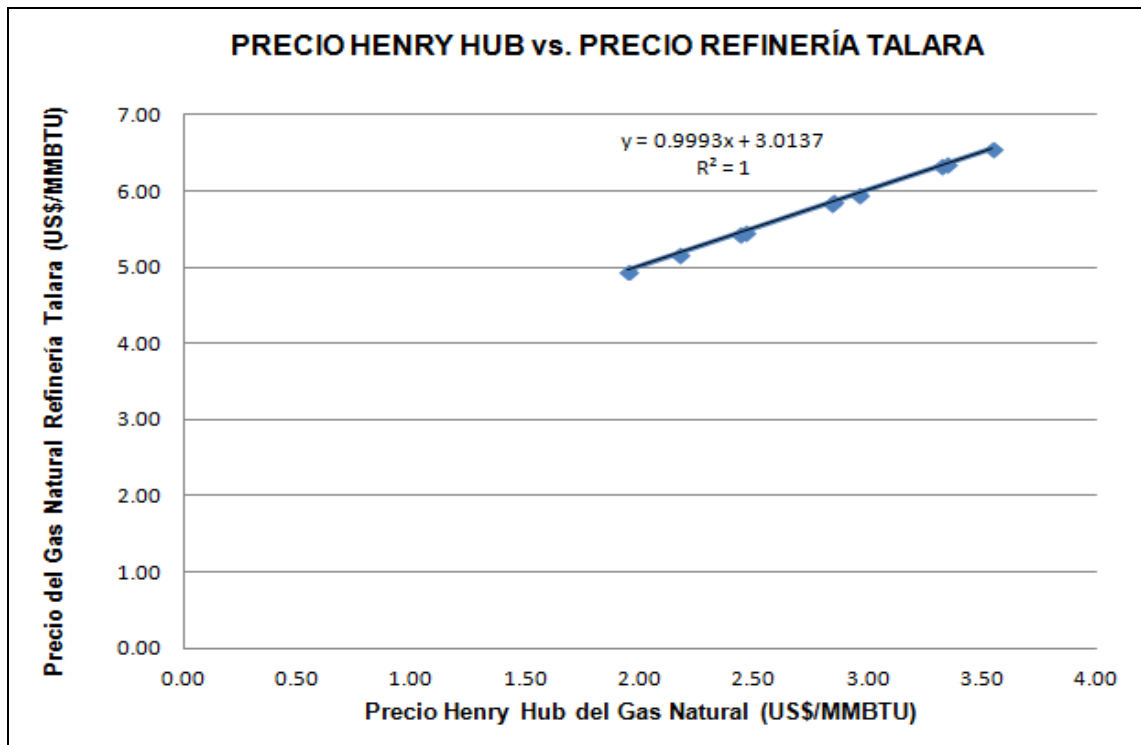
**Figura 20:** Variación de los precios de referencia fijados por el mercado de EEUU.

MES DEL AÑO 2012	PRECIOS (US\$/MMBTU)	
	HENRY HUB	REFINERÍA TALARA
Marzo	2.17	5.18
Abril	1.95	4.96
Mayo	2.43	5.44
Junio	2.46	5.47
Julio	2.95	5.97
Agosto	2.84	5.85
Septiembre	2.85	5.86
Octubre	3.32	6.33
Noviembre	3.54	6.55
Diciembre	3.34	6.35

**Tabla 23:** Precios del gas natural.

La Figura 21 muestra la relación empírica que correlaciona el precio Henry Hub y el precio de Refinería Talara (precio del actual contrato vigente, el cual rige desde marzo 2012).

El objetivo es encontrar relaciones matemáticas entre ambos precios, para obtener nuevos precios con la variación de uno de ellos.



**Figura 21:** Relación de precios Henry Hub – Refinería Talara.

Estas correlaciones permiten observar el comportamiento de las herramientas financieras (Valor Actual Neto y Tasa Interna de Retorno) en función de la variación de los precios de los combustibles.

Ahorros:

Se considerará el valor de 0.5 para el factor de servicio (turndown), respecto de la carga máxima (Referencia: “Condiciones Generales de Referencia para la Selección de Tecnología y Contratación de Licencias y

Diseño Básico de Procesos del Esquema de Configuración de la Modernización de Refinería Talara”).

<b>PRECIO DE GAS NATURAL REFINERÍA TALARA US\$/MMBTU</b>	<b>AHORROS US\$/año</b>
4.91	24,372
5.54	27,492
6.17	30,612
6.80	33,732
7.43	36,851
8.06	39,971
8.69	43,091
9.31	46,211
9.94	49,331
10.57	52,451
11.20	55,570
11.83	58,690
12.46	61,810
13.09	64,930
13.72	68,050
14.34	71,170
14.97	74,290
15.60	77,409

**Tabla 24:** Precio de Gas Natural-ahorro anual.

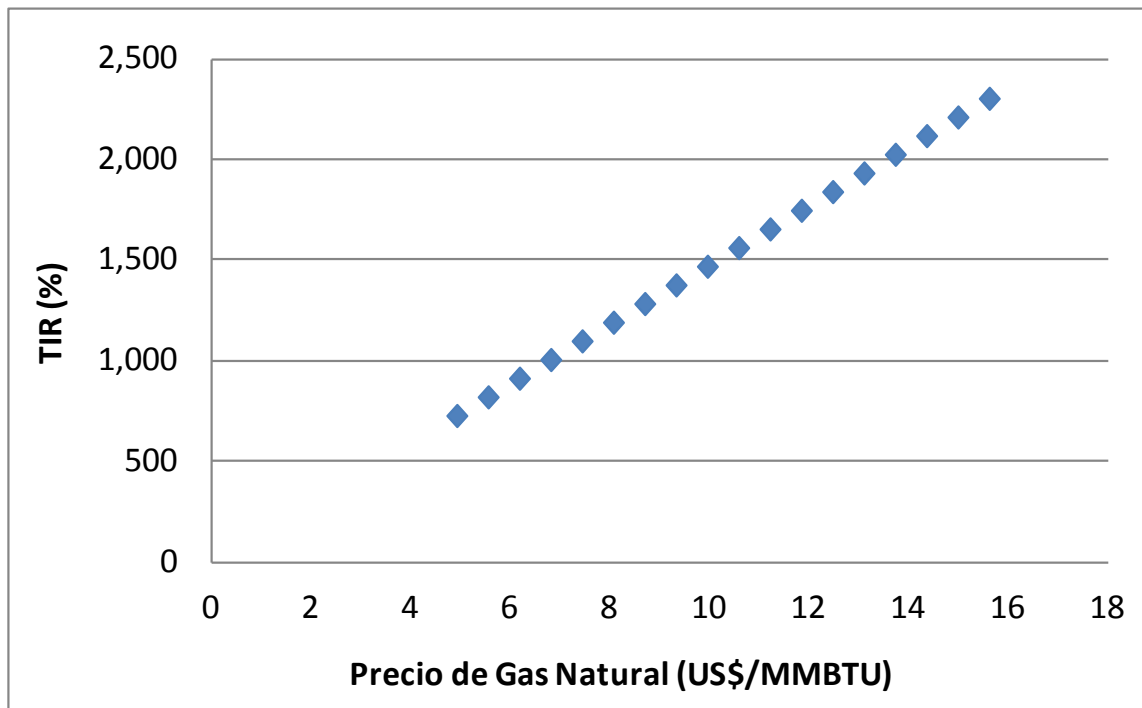


DETALLE	AÑO										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<b>MUS\$</b>											
<b>Inversión</b>											
<b>TOTAL</b>	-2,121										
<b>Ingresos</b>											
<b>TOTAL INGRESO ANUAL (MUS\$)</b>		24,372	24,372	24,372	24,372	24,372	24,372	24,372	24,372	24,372	24,372
<b>Egresos</b>											
Costos de Mantenimiento (2% anual)		42	42	42	42	42	42	42	42	42	42
Depreciación (10% anual)		212	212	212	212	212	212	212	212	212	212
<b>TOTAL EGRESOS</b>		255	255	255	255	255	255	255	255	255	255
Utilidad bruta		24,118	24,118	24,118	24,118	24,118	24,118	24,118	24,118	24,118	24,118
Utilidades al personal (10%)		2,412	2,412	2,412	2,412	2,412	2,412	2,412	2,412	2,412	2,412
<b>UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS</b>		21,706	21,706	21,706	21,706	21,706	21,706	21,706	21,706	21,706	21,706
Impuesto a la Renta (30%)		6,512	6,512	6,512	6,512	6,512	6,512	6,512	6,512	6,512	6,512
<b>UTILIDAD NETA</b>		15,194	15,194	15,194	15,194	15,194	15,194	15,194	15,194	15,194	15,194
Depreciación		212	212	212	212	212	212	212	212	212	212
<b>FLUJO DE FONDOS</b>	-2,121	15,406	15,406	15,406	15,406	15,406	15,406	15,406	15,406	15,406	15,406
<b>VAN (12%)</b>	<b>84,927 US\$</b>										
<b>TIR</b>	<b>726%</b>										
<b>PAYOUT</b>	<b>0.15 Años</b>										

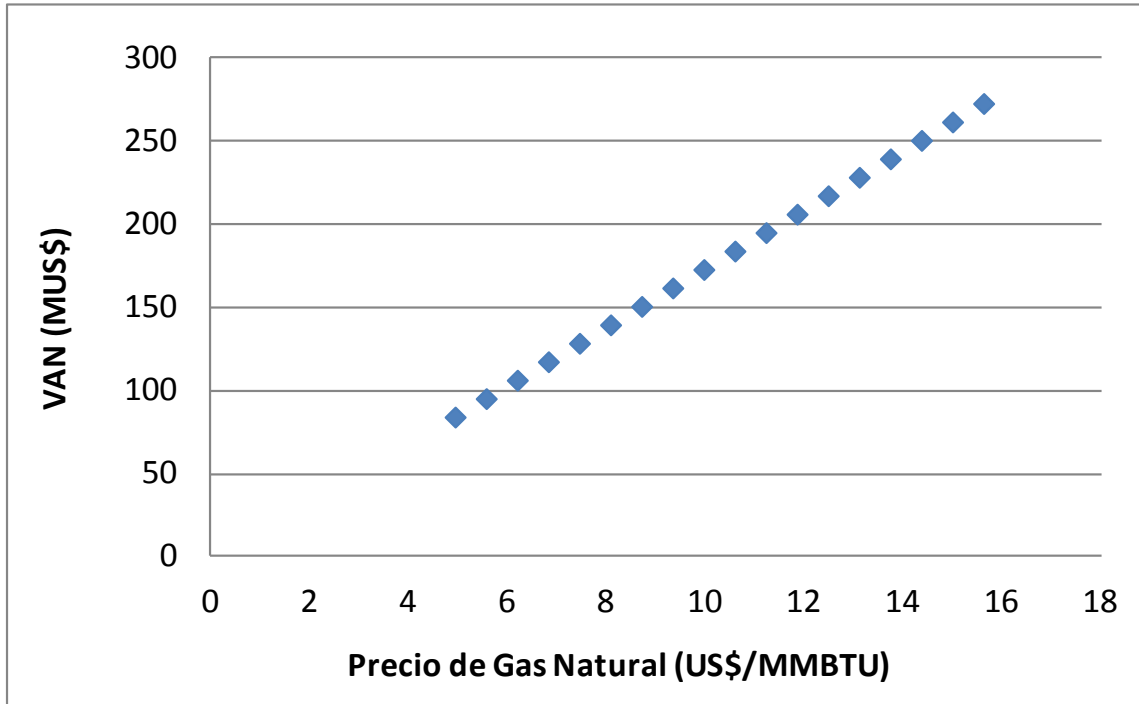
Tabla 25: Evaluación económica del acondicionamiento del separador.

Precio de Gas Natural (US\$/MMBTU)	TIR a 10 años (%)	VAN al 12% (MUS\$)	Payout (años)
4.91	726	85	0.15
5.54	819	96	0.14
6.17	912	107	0.12
6.80	1,004	118	0.11
7.43	1,097	129	0.10
8.06	1,190	140	0.09
8.69	1,282	152	0.09
9.31	1,375	163	0.08
9.94	1,467	174	0.08
10.57	1,560	185	0.07
11.20	1,653	196	0.07
11.83	1,745	207	0.06
12.46	1,838	218	0.06
13.09	1,931	229	0.06
13.72	2,023	240	0.06
14.34	2,116	252	0.05
14.97	2,209	263	0.05
15.60	2,301	274	0.05

**Tabla 26:** Resultado del análisis de sensibilidad.



**Figura 22:** Variación del TIR con el precio del Gas Natural.



**Figura 23:** Variación del VAN con el precio del Gas Natural.

La Tabla 26 muestra los resultados del análisis de sensibilidad aplicado al precio del gas natural, en donde se aprecia que los valores de Valor Actual Neto y Tasa Interna de Retorno varían en forma proporcional a dicho precio.

## CAPÍTULO VII.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 7.1. Conclusiones

- 7.1.1. Se tiene una relación gas/líquido de 36.38 (alta) en la corriente de entrada al separador, por lo que su configuración vertical es la adecuada para el proceso.
- 7.1.2. La relación longitud/diámetro del separador es de 2, estando dentro de los valores típicos de 2-4 para este tipo de separadores.
- 7.1.3. La velocidad terminal de la mezcla de gases incondensables en el separador es de 1.24 pie/s. La velocidad de los gases incondensables en el recipiente es de 0.13 pie/s por lo que se espera que las partículas de condensado descieran por gravedad.
- 7.1.4. El tiempo de residencia del condensado en el separador es de 4.7 min, el cual es aceptable ya que para separadores el tiempo de residencia recomendado para líquidos es de 3-5 min.
- 7.1.5. El dispositivo seleccionado para incrementar la coalescencia del líquido es el desnebulizador de malla de alambre, típico para este tipo de separador y servicio. El diámetro de partícula del líquido a retener es de 148  $\mu\text{m}$ , siendo el tamaño mínimo recomendado para su aplicación 10  $\mu\text{m}$ , por lo que se espera obtener alta eficiencia en la separación (99.9%). Las características para el desnebulizador son: diámetro mínimo 12", espesor 6", material 316 SS debido a la presencia de  $\text{H}_2\text{S}$ .
- 7.1.6. La distancia mínima del desnebulizador hasta la boquilla de salida de gas es de 6". Si se instala a una distancia menor a la recomendada, la separación gas-condensado será menos eficiente. Si el desnebulizador se instala a una distancia mayor, la eficiencia de separación no disminuirá siempre y cuando exista una distancia mínima de 2 pie sobre la placa deflectora de la entrada de gas.

**7.1.7.** Es necesario reubicar la boquilla de ingreso de gas al separador para que el desnebulizador no pierda eficiencia.

**7.1.8.** El ahorro estimado es de 24,372 US\$/año. El tiempo de recuperación de la inversión de este proyecto, de 2,121 US\$, es de aproximadamente 55 días, siendo los valores del VAN de 84 MUS\$ y TIR mayor a 12 % que es un valor rentable para esta industria.

## **7.2. Recomendaciones**

**7.2.1.** Se recomienda instalar un desnebulizador del tipo malla de relleno en el separador tipo knockout de Unidad de Destilación al Vacío de Refinería Talara para retener el condensado presente en la corriente de gas ácido y evitar su arrastre a los quemadores del horno de dicha unidad.

**7.2.2.** Se recomienda instalar un dispositivo de entrada del tipo placa deflectora de 8" de altura para reducir el impulso de la corriente de entrada, evitar el arrastre de condensado al mejorar la distribución de las fases y el rendimiento de la separación.

**7.2.3.** Se recomienda reubicar la boquilla de ingreso de gas al separador de modo que se ubique a 38" por debajo de la boquilla de salida de gas para tener una mayor eficiencia.

**7.2.4.** Recomendar a Refinería Talara (PETROPERU S.A.) ejecutar el presente proyecto, con lo cual lograría un mayor ahorro.

**7.2.5.** La evaluación técnica ha sido realizada considerando una carga máxima de 29 MBPD en la Unidad de Destilación al Vacío, por lo que en caso de procesar cargas mayores, se debe reevaluar la capacidad del separador.

## CAPÍTULO VIII.- BIBLIOGRAFÍA

- API Specification 12J Specification for Oil and Gas Separators, Seventh Edition, October 1, 2008.
- GPSA Engineering Data Book 12 edition.
- John Campbell, Gas Conditioning and Processing. Vol. 2: The Equipment Modules, Seventh Edition.
- Manning & Thompson, Oilfield Processing Volume 2.
- Precios referenciales de Gas Natural.  
[http://research.stlouisfed.org/fred2/graph/?s\[1\]\[id\]=GASPRICE](http://research.stlouisfed.org/fred2/graph/?s[1][id]=GASPRICE)  
(Visitado el 31/03/2013).
- Manual de Operación de la Unidad de Vacío (2006) Refinería Talara – Julio 2006.
- [http://www.petroperu.com.pe/transparencia/archivos/categorias\\_personall2013.pdf](http://www.petroperu.com.pe/transparencia/archivos/categorias_personall2013.pdf) (Visitado el 25/06/2013).
- UOP Engineering Design Seminar, September 5, 1995 – November 10, 1995 Metallurgy – Materiales Industriales y Corrosión.
- EPA-450/3-76-040 Screening Study for Vacuum Distillation Units in Petroleum Refineries – December 1976.
- <http://www.bvl.com.pe/hhii/003058/20130313172501/MEMORIA32EEPSA322012.PDF> (Visitado el 10/04/2013).
- El Petróleo Refino y Tratamiento Químico - Tomo I, publicaciones de Instituto Francés del Petróleo, 1971, Ediciones CEPESA S.A.
- Wauquier, J., (2005) El Refino del Petróleo, Petróleo crudo, Productos petrolíferos, esquemas de fabricación, Editorial Diaz de Santos, España.
- <http://www.petroperu.com.pe/portalweb/Main.asp?Seccion=55>  
(Visitado el 10/04/2013).

## **CAPÍTULO IX.- ANEXOS**

**ANEXO I. ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO DE LOS GASES DE ENTRADA AL SEPARADOR.**

**ANEXO II. ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO DE LOS GASES DE SALIDA DEL SEPARADOR.**

**ANEXO III. COMPOSICIÓN TÍPICA DE GASES INCONDENSABLES DE UNA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO.**

**ANEXO IV. PRECIO DE GAS NATURAL EN REFINERÍA TALARA.**

**ANEXO V. PROCEDIMIENTO DE SIMULACIÓN EN HYSYS.**

**ANEXO VI. HOJA DE DATOS DESNEBULIZADOR.**

**ANEXO VII. PRESUPUESTO TÉCNICO-ECONÓMICO DESNEBULIZADOR.**



**ANEXO VIII. SOLICITUD DE INFORMACIÓN REFINERÍA TALARA.**

**ANEXO I. ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO DE LOS GASES DE ENTRADA AL SEPARADOR.**

**LABORATORIO DE REFINERIA TALARA  
ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO**



Fecha Muestreo : 11-09-12  
 Fecha de Reporte : 11-09-12  
 Hora de muestreo: 11:00 Hrs  
 Codigo de muestra: 20095-12

RTLAB-05239-12

COMPOSICION	GAS DEL V V -3
H2S , %	3,17
TOTAL MERCAPTANOS , %	
SUB-TOTAL %	<b>3,17</b>
HIDROGENO,% volumen	<b>2,99</b>
METANO ,%	<b>70,36</b>
ETILENO ,%	1,62
ETANO ,%	8,07
PROPANO ,%	2,21
CICLOPROPANO ,%	0,00
PROPILENO ,%	1,08
I-BUTANO ,%	0,29
N-BUTANO ,%	1,23
PROPADIENO ,%	0,00
ACETILENO ,%	0,00
BUTENO 1 ,%	0,53
i BUTILENO	0,12
T-BUTENO ,%	1,23
C-BUTENO ,%	1,17
I-PENTANO ,%	0,04
N-PENTANO ,%	0,04
N-HEXANO ,%	0,52
OXIGENO ,%	0,00
NITROGENO ,%	4,80
CO ,%	0,00
CO2 ,%	0,53
<b>TOTAL ,%</b>	<b>100,00</b>
RELAC. H2/CH4	<b>0,04</b>
PROPANOS	3,29
BUTANOS	4,57
PENTANOS	0,08
C3+C4+C5	<b>7,94</b>
gravedad.especifica calculada a 1 atm.,15.6°c(gas)	0,7214
presion de vapor calculada	3578,9
Poder calorifico Neto BTU/Pie3	1027,67
Poder calorifico Bruto BTU/Pie3	<b>1131,63</b>
<b>OBSERVACIONES:</b>	
1,- ANALISIS DE AZUFRADOS POR CROMATOGRAFIA DE GASES Metodos: A.S.T.M. D-1946 para Hidrogeno e inertes, D-2163 para hidrocarburos	
2,- No se recupero ningun volumen de condensado al momento de tomar la muestra de gas.	
LABORATORISTA:  José Talledo Talledo Laboratorio de Refinería FIDRA S.A.	REVISADO por:  FRANCISCO ZAMALLOA B Supervisor Laboratorio Ficha Nº 03000 11-09-12
DISTRIBUCION: DPTO.TECNICO , SUP.INT.OPERACIONES, DESTILACION/CONVERSION, LABORATORIO ING. PROCESOS, ING. TURNO	



## ANEXO II. ANÁLISIS CROMATOGRÁFICO DE LOS GASES DE SALIDA DEL SEPARADOR.

LABORATORIO DE REFINERIA TALARA ANALISIS CROMATOGRAFICO	
Fecha Muestreo :	18-09-12
Fecha de Reporte :	19-09-12
Hora de muestreo:	15:00 Hrs
Codigo de muestra:	20790-12
RTLAB- 05426 - 12	
COMPOSICION	GAS DE LA SALIDA DEL V V -3
H2S , %	0,848
TOTAL MERCAPTANOS , %	
SUB-TOTAL %	<b>0,848</b>
HIDROGENO,% volumen	<b>0,004</b>
METANO ,%	<b>87,531</b>
ETILENO ,%	0,031
ETANO ,%	0,042
PROPANO ,%	0,011
CICLOPROPANO ,%	0,000
PROPILENO ,%	0,007
I-BUTANO ,%	0,004
N-BUTANO , %	0,017
PROPADIENO ,%	0,000
ACETILENO ,%	0,000
BUTENO 1 ,%	0,001
i BUTILENO	0,002
T-BUTENO ,%	0,017
C-BUTENO ,%	0,000
I-PENTANO ,%	0,011
N-PENTANO ,%	0,000
N-HEXANO ,%	0,017
OXIGENO ,%	0,000
NITROGENO ,%	11,120
CO ,%	0,257
CO2 ,%	0,080
TOTAL ,%	<b>100,000</b>
RELAC. H2/CH4	<b>0,000</b>
PROPANOS	0,018
BUTANOS	0,041
PENTANOS	0,011
C3+C4+C5	<b>0,070</b>
gravedad.especifica calculada a 1 atm.,15.6°c(gas)	0,6083
presion de vapor calculada	4364,1
Poder calorifico Neto BTU/Pie3	805,20
Poder calorifico Bruto BTU/Pie3	<b>893,97</b>
<b>OBSERVACIONES:</b>	
1.- ANALISIS DE AZUFRADOS POR CROMATOGRAFIA DE GASES	
Metodos: A.S.T.M. D-1946 para Hidrogeno e inertes, D-2163 para hidrocarburos	
2.- El volumen de gas recuperado es muy pequeño	
3.- El caudal de liquido recuperado fue de 1 litro/5 segundos, de los cuales 700 ml fueron de fase acuosa y 300 ml de fase organica.	
LABORATORISTA:	REVISADO por:
 José Talledo Talledo Laboratorio de Refinería Ficha 00630	 FRANCISCO ZAMALLOA B Supervisor Laboratorio Ficha Nº 03000
DISTRIBUCION: DPTQ.TECNICO , SUP.INT.OPERACIONES, DESTILACION/CONVERSION. LABORATORIO ING. PROCESOS, ING. TURNO	

**ANEXO III. COMPOSICIÓN TÍPICA DE GASES INCONDENSABLES DE  
UNA UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO.**

Component, mole %	Dry gas
Hydrogen	2.9
Methane	17.3
Ethane	7.9
Ethylene	0.6
Propane	9.4
Propylene	0.0
n-Butane	14.6
Isobutane	5.0
Butenes	2.4
n-Pentane	5.3
Isopentane	7.1
Pentenes	3.3
Hexanes	1.4
Hexenes	0.6
Benzene	0.1
Toluene	Trace
Heptenes	<0.1
Heptanes	Trace
Octenes	0.0
Octanes	0.0
Nitrogen	6.0
CO <sub>2</sub>	1.3
Air	0.9
H <sub>2</sub> S	8.7
CH <sub>3</sub> SH	<0.1
CO	4.8
	<hr/> 100

La presente tabla provee información de operación de una típica unidad de destilación al vacío de una refinería que no utiliza sistema de reducción de emisiones de hidrocarburos (EPA-450/3-76-040).

## ANEXO IV. PRECIO DE GAS NATURAL EN REFINERÍA TALARA.

### PRECIOS DE GAS COMBUSTIBLE, GAS ACIDO Y ELECTRICIDAD AÑO 2012

	<u>Prec. Gas Nat.</u> <u>US\$/MMBTU</u>	<u>Prec. Gas Nat.</u> <u>US\$/MPC</u>	<u>Prec. Gas Seco</u> <u>US\$/MPC</u>	<u>Prec. GLP</u> <u>US\$/BI</u>	<u>(2) Prec. Elect.</u> <u>ctvs.US\$/Kw-Hr</u>	<u>Prec. Gas Seco</u> <u>US\$/BL</u>
ENERO	12,9720	12,3734	1,6039	47,40	6,8802	10,8664
FEBRERO	13,7189	13,0566	1,6039	48,19	6,8993	10,8664
MARZO	5,1818	4,9302	1,6039	48,45	7,0430	10,8664
ABRIL	4,9583	4,7157	1,6039	48,72	7,1101	10,8664
MAYO	5,4443	5,1763	1,6039	48,46	6,8382	10,8664
JUNIO	5,4658	5,1986	1,6039	47,41	7,1190	10,8664
JULIO	5,9663	5,6663	1,6039	47,87	7,0417	10,8664
AGOSTO	5,8507	5,6529	1,6039	50,90	7,9632	10,8664
SETIEMBRE	5,8615	5,6269	1,6039	49,61	6,9796	10,8664
OCTUBRE	6,3285	6,0748	1,6039	49,87	6,8257	10,8664
NOVIEMBRE	6,5503	6,2710	1,6039	50,51	6,8584	10,8664
DICIEMBRE	6,3528	6,0863	1,6039	51,03		10,8664
	7,0270	6,7123	1,6039	49,04	7,0512	10,8664

(1)

(1) En el mes de agosto el precio de electricidad corresponde al promedio de la facturación por entrega de EEPSA (01 al 07 de agosto) y ENERSUR (del 08 al 31 de agosto).

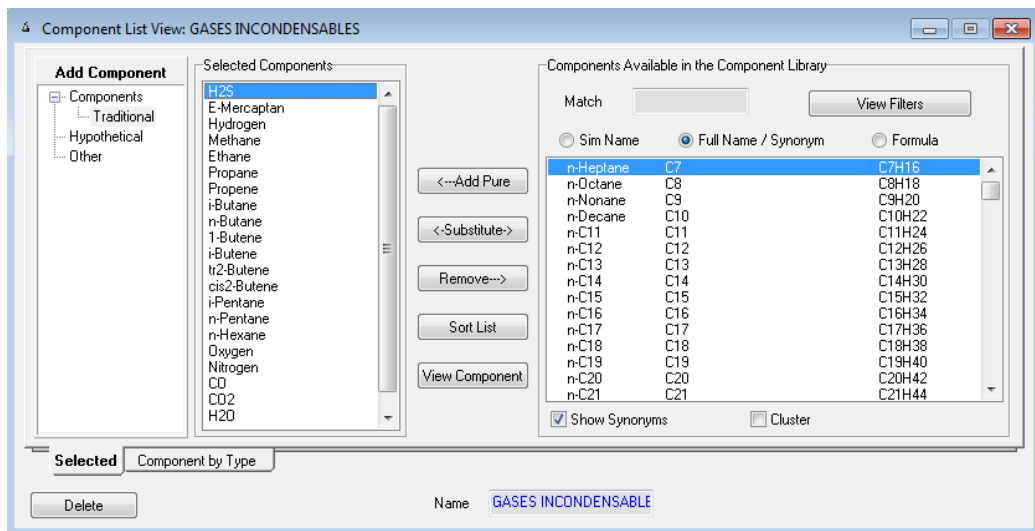
(2) El 27 de diciembre EEPSA presento Notas de Débito por nuevo cálculo en la facturación desde el año 2009 hasta agosto del 2012 en que terminó su contrato por aplicación de factores de Pérdidas Medias (FPMd) fijadas por OSINERGMIN, no consideradas en la facturación presentada.

Pendiente el precio de electricidad del mes noviembre 2012.

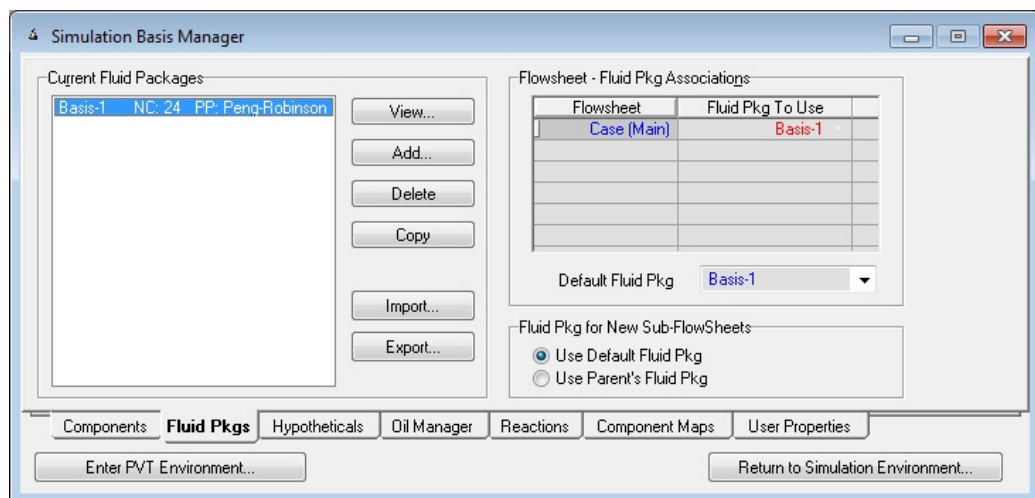
## ANEXO V. PROCEDIMIENTO DE SIMULACIÓN EN HYSYS.

### Ingreso de datos al simulador

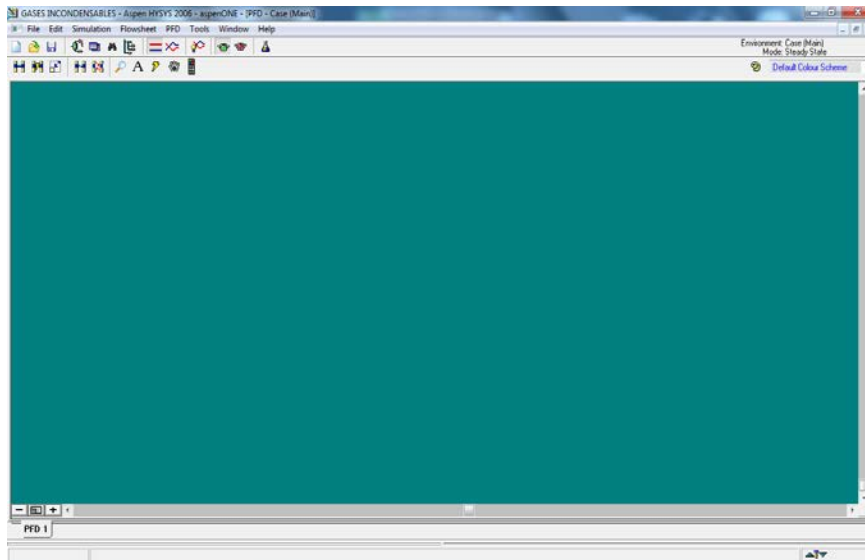
Luego de ingresar al programa de simulación se crea un nuevo archivo de simulación, se ingresa los componentes de la mezcla de gases incondensables en la lista de la derecha de la siguiente figura:



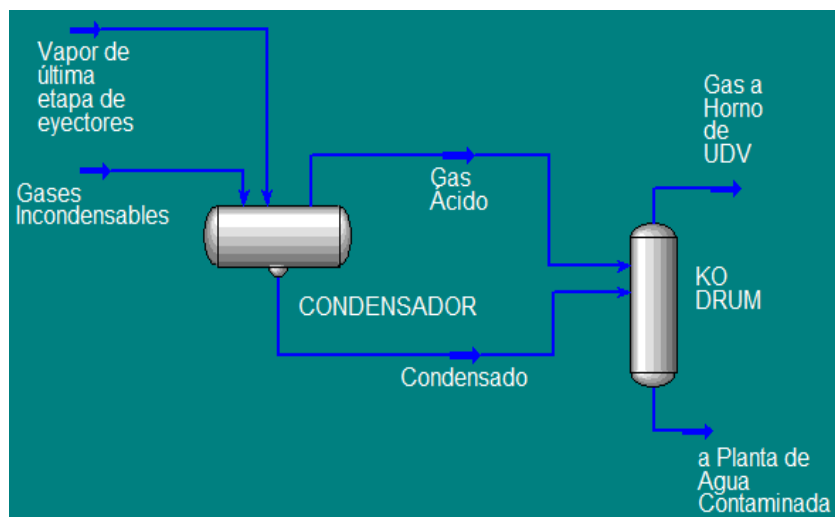
Como se trabaja con hidrocarburos a relativamente bajas temperaturas (no alcanzan las temperaturas de fraccionamiento) la termodinámica recomendada es Peng-Robinson elegida en la pestaña “Fluid Pkgs”.



Luego se presiona “Return to Basis Environment” y luego a “Enter to Simulation Environment” ingresando al entorno de la simulación.

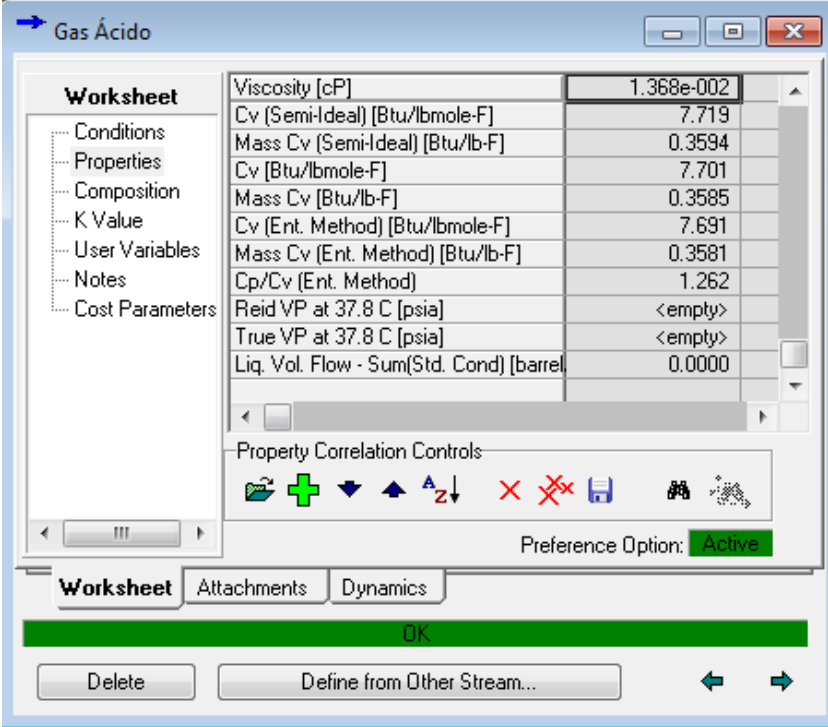


Lo más importante de este proceso es caracterizar las corrientes para obtener en valor de la viscosidad del gas y del condensado de vapor, se comienza especificando las condiciones de operación al ingreso del separador.




## Obtención de los resultados de la simulación.

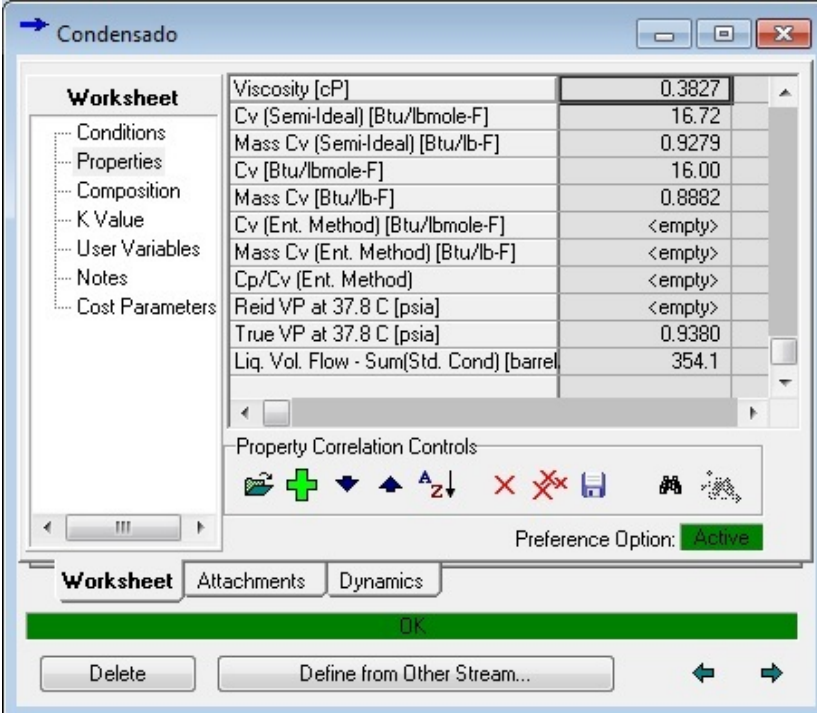
Al ingresar a las corrientes se selecciona la opción propiedades.



The screenshot shows the 'Gas Ácido' window with the following data:


Property	Value
Viscosity [cP]	1.368e-002
Cv (Semi-Ideal) [Btu/lbmole-F]	7.719
Mass Cv (Semi-Ideal) [Btu/lb-F]	0.3594
Cv [Btu/lbmole-F]	7.701
Mass Cv [Btu/lb-F]	0.3585
Cv (Ent. Method) [Btu/lbmole-F]	7.691
Mass Cv (Ent. Method) [Btu/lb-F]	0.3581
Cp/Cv (Ent. Method)	1.262
Reid VP at 37.8 C [psia]	<empty>
True VP at 37.8 C [psia]	<empty>
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [barrel]	0.0000

Property Correlation Controls:  Preference Option: Active



The screenshot shows the 'Condensado' window with the following data:

Property	Value
Viscosity [cP]	0.3827
Cv (Semi-Ideal) [Btu/lbmole-F]	16.72
Mass Cv (Semi-Ideal) [Btu/lb-F]	0.9279
Cv [Btu/lbmole-F]	16.00
Mass Cv [Btu/lb-F]	0.8882
Cv (Ent. Method) [Btu/lbmole-F]	<empty>
Mass Cv (Ent. Method) [Btu/lb-F]	<empty>
Cp/Cv (Ent. Method)	<empty>
Reid VP at 37.8 C [psia]	<empty>
True VP at 37.8 C [psia]	0.9380
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) [barrel]	354.1

Property Correlation Controls:  Preference Option: Active

## ANEXO VI. HOJA DE DATOS DESNEBULIZADOR.

### MIST ELIMINATOR APPLICATION DATA SHEET

Name:	Dalila Cruz Agüero	Date:	12/04/2013	Ref. #	
Position:		Phone:	993914691		
Company:		FAX:			
Address:		E-mail:			
		Date Quotation Req'd:			
			<input type="checkbox"/> Firm Price	<input type="checkbox"/> Budget Price	

■ **APPLICATION:**

Description of Process: DESHIDRATACIÓN DE GAS ÁCIDO

How is mist created?:

Why does mist need to be removed? (Be specific):

■ **ENTRAINED LIQUID:**

Composition: AGUA      Density: 60.54 lb/pe3      Viscosity: 0.384 cP

Particle Size Distrib: 148 micras      Flow Rate: 5,246 lb/hr      Surface Tension: 63.55 dina/cm

■ **GAS DATA:**

Composition: Mezcla de gases incondensables      Molecular Wt: 21.5

Gas Density: 0.0498 lb/pe3      Gas Viscosity: 0.013 cP

Flow Rate: Max: 157.1 lb/hr      Min:       Normal: 135.4 lb/hr

Gas Pressure: Max:       Min:       Normal: 15.5 psia      Bar. Pressure:

Gas Temperature: Max:       Min:       Normal: 164 °F

Are any solids present in process:     None     Yes, non-soluble     Yes, soluble in entrained liquid

Concentration:

■ **MIST ELMINATOR DESIGN:**

New vessel     Upgrade existing mist eliminator     Add mist eliminator to existing vessel

Material of Construction: Mist Eliminator: 316 SS      Vessel: A-285-Gr.C

If existing vessel, provide as-built drawings or sketch. If existing mist eliminator, provide specifications or past order reference.

■ **PERFORMANCE REQUIRED:**

Desired Efficiency Objective: 99.9%

Max Allowable Pressure Drop across Mist Eliminator Only: 1 pulgada de agua

Other performance expectations:  Remove 99.9 % at 15 micron

■ **COMMENTS:**

Existe presencia de H2S en la corriente de gas (aproximadamente 13% en volumen)  
El diámetro del demister es de 12 pulgadas.

## ANEXO VI. PRESUPUESTO TÉCNICO-ECONÓMICO DESNEBULIZADOR.

**Gora S.A.**

Primera Junta 777  
 B1878 IPO - Quilmes - Pcia. de Buenos Aires Argentina  
 Tel: +54 11 4257 6444  
 Fax: +54 11 4257 0543  
 www.gora.com.ar



PRESUPUESTO NUM:591845  
 Fecha: 15/04/13

Sres: Dalila Cruz Agüero

Cuit:  
 Proveedor N:  
 Cliente N:

Val.Oferta:15 dias corridos  
 Plazo Entre:20 dias corridos  
 Condic.Pago:Condiciones de Pago Especiales  
 Entrega en:F.O.B. Buenos Aires

AT: Dalila Cruz  
 Fax No.:

Item	Cant.	Codigo y Detalle	Precios Unitario	Total
1	1	15231 DEMISTER en acero inox. AISI 316 Diam. Recipiente: 305 mm. Esp. Tejido: 150 mm. dens. 9 #/pie3 con parrillas	u\$s 420.00	u\$s 420.00
2	1	84490 Gastos de despacho, de despachante y transporte terrestre hasta la condicion F.O.B	690.00	690.00
				=====
Los precios indicados se encuentran expresados en dolares estadounidenses bajo condicion FOB Buenos Aires y deberan ser abonados mediante transferencia bancaria y segun condicion comercial preestablecida.				1,110.00
Los gastos que deriven de la condicion FOB son de caracter unico e independiente del monto y/o cantidad.				



## Demister®

*Separador de gotas de alta eficiencia.*

El Demister® es un separador de fases (líquido-gas) basado en las excelentes propiedades de captación de gotas que tiene un lecho poroso de singulares características interpuesto en la corriente gaseosa.

Se lo puede intercalar con gran facilidad en recipientes nuevos o existentes y su pérdida de carga es tan reducida que no modifica las condiciones de operación.

El lecho poroso se obtiene a partir de un tejido especial de lazo continuo que puede construirse en diferentes metales o fibras sintéticas, y al que se le aplica un tratamiento superficial para alcanzar los valores de densidad aparente, volumen libre y área específica requeridos.



### Especificaciones Técnicas

<b>Materiales:</b>	Ac. Inoxidable AISI 304 Ac. Inoxidable AISI 316L Monel Acero al Carbono Cobre Polipropileno Teflón
<b>Diámetro de Alambre:</b>	0,14 mm., 0,25 mm.
<b>Espesor de Tejido:</b>	100 a 300 mm
<b>Eficiencia:</b>	99,7% p/gotas de 5 $\mu$ 99,9% p/gotas de 10 $\mu$
<b><math>\Delta p</math> Máximo:</b>	10 a 20 mm.c.a
<b>Sup. de Contacto:</b>	200 a 459 m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
<b>Densidad Aparente del Tejido:</b>	7 a 14 lb/pie <sup>3</sup>
<b>Volumen Libre:</b>	96,8 a 98,6%

### Principales Ventajas

- Muy elevada eficiencia.
- Pérdida de carga extremadamente baja.
- Excelente compatibilidad química y duración en servicio.
- Supera holgadamente la eficiencia de los separadores basados en placas onduladas o chicanas.
- Puede lavarse para eliminar los sólidos depositados en su interior y reutilizarse varias veces.
- Puede operar con líquidos de muy alta viscosidad siempre que fluyan con cierta facilidad.
- Mínimo espacio requerido para su instalación y operación.
- Admite importantes variaciones en el caudal circulante o en el arrastre del líquido sin modificar su comportamiento.
- Peso reducido y excelente robustez.



## Demister®

Separador de gotas de alta eficiencia.



Estilo	Densidad Aparente		Volumen Libre %	Area Especif. m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
	Kg/m <sup>3</sup>	lb/pie <sup>3</sup>		
NS-2507	112	7	98,6	213
NS-2508	150	9	98,2	282
NS-2511	173	11	97,7	360
NS-2512	200	12	97,6	377
NS-2514	240	14	96,8	440

### Aplicaciones:

- Torres de destilación (combustibles, lubricantes, licores y bebidas, ácidos grasos, etc.
- Lavadoras de gases (scrubbers).
- Humidificadores.
- Potabilizadores y desalinizadores de agua.
- Calderas y líneas de vapor.

### Modo de Operación:

El proceso de captura y eliminación de las gotas que tiene lugar en el DEMISTER® se debe a tres fenómenos encadenados.

1. Las pequeñas gotas que arrastra la corriente gaseosa, debido a su mayor energía cinética, tienden a seguir una trayectoria rectilínea, de modo que la probabilidad de choque contra alguno de los filamentos del separador es elevada.

2. Las gotas quedan adheridas a los filamentos y se van agrupando o coalesciendo hasta alcanzar un tamaño tal que les permita deslizarse, siempre adheridas, hasta la cara inferior del DEMISTER®.

3. Allí continúan creciendo en tamaño hasta que su peso supere el efecto combinado del rozamiento con el gas y la tensión superficial que la vincula al lecho coalescente. Se produce entonces la caída libre de la gota hacia el fondo del recipiente, en contracorriente respecto del flujo de los gases.

### Instalación:

En casi todos los casos puede utilizarse el recipiente existente, adicionando unicamente un anillo interior para soportar la parrilla que acompaña el separador.

En los equipos de gran diámetro la torta se subdivide en sectores o panes que puedan introducirse a través de las bocas de hombre.

La elasticidad del material asegura un correcto sellado en todas las uniones.

Gora S.A. Primera Junta 777  
B1878IPO Quilmes - Prov. de Buenos Aires - Argentina  
Teléfono: (+54 - 11) 4257-6444  
Telefax: (+54 - 11) 4257-0543  
e-mail: info@gora.com.ar / internet: www.gora.com.ar



**Gora**  
Producimos soluciones

Las imágenes son ilustrativas, y pueden presentar diferencias con la versión final del producto. GORA S.A. se reserva el derecho a modificar las terminaciones que figuran en la imágenes y en la memoria descriptiva, sin ir en detrimento del diseño ni de la calidad.

## ANEXO VIII. SOLICITUD DE INFORMACIÓN REFINERÍA TALARA.

Solicitud: INFORMACIÓN TÉCNICA

Señor:

José Hidalgo Quevedo

Gerente Operaciones Talara

Presente.-

Yo, Melina Dalila Cruz Agüero, ex becada profesional de la Unidad Ingeniería de Procesos, identificada con DNI 40720459 y Ficha 015-07, ante Ud. Con el debido respeto me presento y expongo lo siguiente:

Que, habiendo iniciado los trámites para mi titulación por Tesis:" Adecuación de separador de Unidad de Destilación al Vacío para mejorar la separación gas-condensado en Refinería Talara" en la Universidad Nacional de Ingeniería y esperando la aprobación del anteproyecto; recurro a su despacho a fin de solicitarle tenga a bien apoyarme con información técnica concerniente a datos operativos y de diseño del recipiente V-V3 existente en Refinería Talara, la cual me es necesaria a fin de continuar con mi trabajo y realizar las evaluaciones de rigor.

Dejo constancia de mi intención de manejar la respectiva información eficientemente para los fines manifestados, consciente de la ayuda brindada y del bienestar de la empresa.

Sin otro particular, y a la espera de una respuesta positiva, quedo de usted no sin antes expresarle mis sentimientos de especial consideración.

Atentamente,

  
Melina Dalila Cruz Agüero

DNI 40720459



Lima, 13 de abril de 2013

**"DECENIO DE LAS PERSONAS CON DISCAPACIDAD EN EL PERÚ"  
"AÑO DE LA INVERSIÓN PARA EL DESARROLLO RURAL Y LA SEGURIDAD  
ALIMENTARIA"**

GRTL-SPTC-UINP-0100-2013

Talara, 25 de abril de 2013

Señora:  
**MELINA DALILA CRUZ AGÜERO**  
Unidad Vecinal 3 Chalet 31-C – Cercado de Lima  
Lima 1  
Teléfono: 993914691  
e-mail: [melina\\_dalila@yahoo.es](mailto:melina_dalila@yahoo.es)

De nuestra consideración:

En atención a vuestra carta sin número del 13 de abril de 2013, le comunicamos que vamos a brindarle el apoyo solicitado con la información requerida para el desarrollo de su tema de tesis: "Adecuación de separador de Unidad de Destilación al vacío para mejorar la separación gas condensado en Refinería Talara".

La información solicitada, podrá recabarla visitando la Biblioteca ubicada en la Superintendencia Técnica de Refinería Talara, en donde le brindaremos todas las facilidades para la toma de datos.

La coordinación para su visita a nuestras instalaciones la realizará con los ingenieros de la Unidad Ingeniería de Procesos, quienes gustosamente le brindarán el apoyo requerido para los ingresos y toma de datos del recipiente V-V3.

Por lo anteriormente expuesto, le agradecemos por su intención de apoyar en la optimización de los procesos de operación de la Refinería Talara y le expresamos nuestro deseo de éxito en sus metas profesionales y personales.

Atentamente



29 ABR. 2013

José Hidalgo Q  
Gerente  
Refinería Talara