

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO**  
**CURSOS ESPECIALES DE GRADO**



**“DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE CONTROL DEL  
PUNTO DE ROCIO EN LA ESTACION WX-2, UBICADA EN EL  
ORIENTE DEL PAIS”**

Realizado por:

**SANCHEZ RODRIGUEZ MIGUEL JOSE**

Monografía presentada ante la Universidad de Oriente como requisito parcial para  
optar al título de

**INGENIERO DE PETRÓLEO**

**BARCELONA, ABRIL DE 2008**  
**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**

**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO  
CURSOS ESPECIALES DE GRADO**



**“DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE CONTROL DEL  
PUNTO DE ROCIO EN LA ESTACION WX-2, UBICADA EN EL  
ORIENTE DEL PAIS”**

---

**Ing. José Rondón**

**Asesor**

Monografía presentada ante la Universidad de Oriente como requisito parcial para  
optar al título de

**INGENIERO DE PETRÓLEO**

**BARCELONA, ABRIL DE 2008  
UNIVERSIDAD DE ORIENTE**

**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI  
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS  
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO  
CURSOS ESPECIALES DE GRADO**



**“DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE CONTROL DEL  
PUNTO DE ROCIO EN LA ESTACION WX-2, UBICADA EN EL  
ORIENTE DEL PAIS”**

**JURADO**

---

**Ing. Luís Moreno**  
**Jurado Principal**

---

**Ing. Rayda Patiño.**  
**Jurado Principal**

---

**Ing. José Rondón**  
**Asesor**

**BARCELONA, ABRIL DE 2008**

## **RESOLUCIÓN**

**“De acuerdo con el artículo 44 del Reglamento de Trabajos de Grado, los trabajos son exclusiva propiedad de la Universidad y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien le participa al consejo Universitario”.**

## DEDICATORIA

A Dios por ser mi guía, mi luz en todo momento y al Arcángel Miguel que siempre escucho mis oraciones y me acompaño por las situaciones más difíciles que tuve que atravesar durante toda mi carrera Universitaria.

A mi Madre, Carmen Margarita Rodríguez que siempre me apoyo y confió en mi. Mami, gracias por toda la confianza y el amor que supiste ofrecerme. Este triunfo es tuyo.

A mis Abuelos Carmen Mercedes y Elpidio Rodríguez por ser unos segundos padres para mí y darme todo el cariño y el amor del mundo. Este triunfo también es para ustedes. Los adoro!

Al lucerito que ilumina todos los días de mi vida, Mi hijo Miguel Ignacio que desde que naciste solo has logrado llenarme de felicidad. Te amo hijo!

A Omaira Rodríguez, La mejor tía del mundo, Tía Gracias por todo el apoyo que me supiste brindar y sobretodo por siempre creer en mi siempre. Eres especial, Te Quiero Mucho.

A Yulimar González, la persona más especial que he conocido en mi vida, mi amiga, mi compañera de todo el bachillerato e inclusive la universidad. La que siempre esta ahí, a mi lado, la que nunca me falla, con la que siempre puedo contar. A ti mi amor gracias por que siempre supiste cuando estaba estresado, por que siempre me apoyaste sobre todo en los momentos más duros por los que tuve que atravesar en mi vida dentro y fuera de la universidad. Sin ti se me hubiera hecho más difícil alcanzar

esta meta, Gracias por todo lo que me has dado, te estaré eternamente agradecido Te amo!

**Miguel Sánchez**

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios por darme la sabiduría y la fortaleza que necesite para poder alcanzar esta meta.

A mis Abuelos por apoyarme siempre. Gracias por ser mis abuelos y por apoyarme durante toda mi carrera universitaria.

A mis Padres por darme la vida y el apoyo necesario para que alcanzara uno de mis más grandes sueños, el de ser Ingeniero!

A Yulimar González, Gracias a tu amor y sobre todo a tu gran apoyo. Lo logramos ahora somos colegas.

A mi querida, Tía Omaira Rodríguez que siempre me brindó su cariño y su confianza, gracias por creer en mi y sobre todo por darme el cariño de una madre.

A la Universidad de Oriente por darme la oportunidad de formarme como profesional dentro de sus aulas de clase.

A mis compañeros de áreas Luís Ortiz y Franmaris Barreto por todo su empeño en hacerlo bien. Gracias chicos Lo Logramos.

A nuestro Profesor y asesor académico Ing. José Rondon por toda su valiosa colaboración y enseñanza. Siempre lo tomaré como ejemplo de sabiduría y dedicación.

A los Profesores de las Áreas Especiales de Grado, por todo su valioso tiempo empleado en nosotros y por el esfuerzo de hacernos excelentes profesionales.

**Miguel Sánchez**

## CONTENIDO

RESOLUCIÓN .....	IV
DEDICATORIA .....	IV
AGRADECIMIENTOS .....	VI
CONTENIDO .....	9
RESUMEN.....	13
INTRODUCCIÓN .....	14
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA .....	14
1.2 OBJETIVOS .....	16
1.2.1 Objetivo General .....	16
1.2.2 Objetivos Específicos .....	16
CAPITULO II .....	17
MARCO TEORICO .....	17
2.1 Gas Natural .....	17
2.1.1 Composición Del Gas Natural.....	18
2.1.2 Clasificación Del Gas Natural.....	20
2.2 Gas Natural En Fase Liquida.....	21
2.3 Líquidos Del Gas Natural .....	23
2.4 Compresibilidad Y Expansibilidad De Los Gases.....	23
2.5 Usos Del Gas Natural Y Sus Líquidos .....	24
2.5.1 Combustible Eficiente: .....	24
2.5.2 Insumo Para Procesos:.....	25
2.6 Análisis Químicos Aplicados Al Gas Natural (Cromatografía Gaseosa):.....	26
2.7 Plantas De Extracción De Líquidos Del Gas Natural.....	27
2.8 Control Del Punto De Rocío.....	29
2.8.1 Secciones Que Conforman Una Planta De Extracción Universal.....	29

2.2.2 Variables A Estudiar En El Proceso De Extracción De Líquidos Del Gas Natural.....	30
2.9 Separadores.....	36
2.9.1 Las Principales Funciones Que Debe Cumplir Un Separador: .....	37
2.9.2 Principios Fundamentales Considerados Para Realizar La Separación Física De Vapor, Líquidos O Sólidos. ....	38
2.9.3 Para Satisfacer Las Funciones Que Debe Cumplir Un Separador, Es Necesario Tomar En Cuenta Los Puntos Sigüientes:.....	38
2.9.4 Factores Que Deben Considerarse Durante El Diseño De Separadores.....	40
2.9.5 Secciones De Un Separador Liquido-Vapor .....	42
2.9.6 Clasificación De Los Separadores.....	43
2.10 Ecuaciones Cúbicas De Estado.....	50
2.10.1 Soave-Redlich-Kwong (Srk) .....	50
2.10.2 Peng-Robinsón. ....	51
2.10.3 Benedict-Webb-Rubin (BWR). ....	52
2.11 Procesos De Transferencia De Calor.....	52
2.11.1 Mecanismos De Transferencia De Calor.....	53
2.12 Intercambiadores De Calor.....	56
2.12.1 Las Funciones Típicas De Un Intercambiador De Calor En Los Procesos Industriales Son Las Sigüientes:.....	56
2.12.2 Clasificación Y Aplicación De Los Intercambiadores De Calor.....	57
2.13 Consideraciones De Diseño De Los Equipos De El Enfriador Por Aire.....	63
2.13.1 Configuración De Los Enfriadores De Aire.....	63
2.13.2 Tipo De Ventiladores Y Tamaños.....	65
2.13.3 Tubos.....	67
2.13.4 Cabezales.....	70
2.13.5 Armazón Tipo A.....	71
2.14 Metodología De Diseño De Los Equipos De El Enfriador Por Aire.....	72
2.14.1 Método Manual De Cálculo .....	72

2.14.2 Intercambiadores De Doble Tubo. ....	73
2.14.3 Intercambiadores De Superficie Extendida. ....	73
2.14.4 Intercambiadores De Placa. ....	74
2.15 Simulación. ....	75
2.15.1 Usos Y Limitaciones De La Simulación. ....	76
2.15.2 Aplicaciones De La Simulación. ....	78
2.15.3 Tipos De Simulación. ....	79
2.16 Herramientas Utilizadas. ....	79
2.16.1 Hextran (Simulation Sciences). ....	79
2.17 Modelos Matematicos Utilizados En Los Calculos Ingenieriles Para Dimensionamiento De Equipos. ....	80
2.17.1 Para Separador Horizontal Con Bolsillo: ....	81
2.17.2 Para Separador Horizontal Con Bota ....	85
CAPITULO III. ....	89
METODOLOGÍA. ....	89
3.1 Metodología Utilizada. ....	89
3.2 Descripcion Del Esquema De Funcionamiento De La Planta De Control De Punto De Rocio (Cpr). ....	90
3.2.1 Se Planteó El Siguiete Esquema De Simulación: ....	91
3.3 Simulacion De La Planta De Control De Punto De Rocio (Cpr): ....	93
3.3.1 Simulación De La Planta De Control De Punto De Rocío. ....	96
3.4 Dimensionamiento De Los Equipos. ....	98
3.4.1 Dimensionamiento Del Intercambiador De Calor Coraza Y Tubo. ....	99
3.4.2 Dimensionamiento Del Aéroenfriador. ....	106
3.4.3 Dimensionamiento De Los Separadores Trifásicos. ....	111
3.4.4 Cálculos De Las Variables Para El Separador Trifásico Con Control De Interfase En El Bolsillo. ....	112
CAPITULO IV. ....	119
ANÁLISIS DE RESULTADOS. ....	119

4.1 Análisis De La Simulación De La Planta De Control De Punto De Rocío. ....	120
<b>Tabla 4.1 Resultado de la simulación de la planta de control de punto de rocío.</b>	
.....	121
4.2 Datos Utilizado Y Valores Obtenidos En El Dimensionamiento De Los Separadores Trifásicos.....	124
CONCLUSIONES .....	137
RECOMENDACIONES .....	139
BIBLIOGRAFÍA .....	140
APENDICE A .....	141
Donde P esta expresado en Psia. ....	148
APENDICE B .....	154
<b>Hoja de Metadatos Para Tesis Y Trabajos de Ascenso .....</b>	<b>275</b>

## RESUMEN

Los líquidos del gas natural pueden ser procesados en plantas fraccionadoras para obtener productos terminados tales como: propano, butano, pentano, entre otros, evitando que los mismos condensen en sitios no deseados, ocasionando problemas de corrosión en las tuberías y en otros equipos operacionales. A fin de reducir la condensación de hidrocarburos y vapores de agua en el proceso de recuperación de los vapores de los tanques de crudo se instalara una planta de control de punto de rocío (CPR) en la estación de flujo con una capacidad de manejar un volumen de gas de unos 15MMPCN. Esta planta controlara el punto de rocío del gas natural, enfriando el mismo a una temperatura mas baja que la existente en las líneas de transmisión aguas debajo de la planta y extraerá líquidos del gas natural. La misma esta compuesta de un solo tren de procesamiento que contiene, un intercambiador de calor de coraza y tubo, un aerofriador, un mezclador y un separador trifásico, estos componentes permiten la reducción del punto de rocío y la extracción de los componentes mas pesados. En este caso se logro llevar el punto de rocío de 225 °F a 98 °F. Se hizo la simulación con la corriente de alimentación, en la herramienta de simulación HYSYS 3.1, los equipos como el aerofriador y el intercambiador de calor de coraza y tubo se diseñaron ha través del simulador HEXTRAN 8.11, el separador trifásico se realizo a través de cálculos matemáticos, en el cual se propuso dos tipos de separadores, uno con control de liquido en la bota y el otro con control de liquido con bolsillo, del cual se tomo el que mejor se adaptara al caso, y fue el de control en la bota por su capacidad de trabajar mejor con menos cantidad de agua y su cómodo diseño.

# INTRODUCCIÓN

## 1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En la industria del gas natural existen muchos procesos inherentes a la misma (producción, transporte, tratamiento, procesamiento, etc.). Este hidrocarburo es transportado generalmente por gasoductos, donde una serie de cambios a lo largo de las líneas de transmisión como caídas de presión y aumento del punto de rocío, ocasionan condensación del gas natural, lo cual es considerado un problema para el transporte del mismo, por lo que se hace necesario la instalación de plantas compresoras y de control de punto de rocío del gas natural.

El fluido proveniente de los pozos de producción contienen una fase líquida (crudo-agua), y una fase gaseosa (gas natural). Dichos fluidos deben ser separados para su tratamiento y disposición final, por lo que son transferidos a una estación de flujo o estación de separación. Al extraer los líquidos del gas natural (LGN), se controla el inconveniente causado en las líneas de transmisión de gas, como es la acumulación de líquido en las mismas ocasionado por caídas de presión.

Una de las necesidades que evalúa constantemente la industria del gas natural es la transición del mismo a través de las facilidades de superficie de producción; ya que a lo largo de esta operación se presentan ciertos inconvenientes como es la producción de considerables volúmenes de hidrocarburos condensados y la acumulación de líquidos en las tuberías, que ocasionan caídas de presión, por lo que obliga a mantener un programa de limpieza interna de las tuberías; por este motivo, se evalúan técnicas para el desarrollo de plantas de control de punto de rocío del gas natural, que adecuan al mismo a las exigencias del mercado nacional, obteniendo recobro de hidrocarburos líquidos (LGL) de altísimo valor comercial, que luego es



procesado en refinerías para convertirlos en productos útiles para la industria, o son enviados a petroquímica para convertirlos en productos terminados.

Para mitigar los problemas planteados anteriormente, se realizara un diseño conceptual para una planta de control de punto de rocío en la estación WX-2 ubicada en el oriente del país.



## **1.2 OBJETIVOS**

### **1.2.1 Objetivo General**

**1.2.2.1** Predimensionar de una planta de control de punto de rocío en la estación WX-2, ubicada en el oriente del país.

### **1.2.2 Objetivos Específicos**

**1.2.2.1** Identificar las variables operacionales del sistema en estudio.

**1.2.2.2** Realizar una simulación de las condiciones actuales de la planta.

**1.2.2.3** Evaluar la planta de control de punto de rocío para eliminar los problemas.

**1.2.2.4** Dimensionar los equipos que componen la planta de control del punto de rocío.

## **CAPITULO II**

### **MARCO TEORICO**

Para la elaboración de este trabajo se hizo una revisión bibliográfica de libros, manuales y revistas los cuales están debidamente citados en la bibliografía. En ellos se hallo material significativo que facilito la comprensión de algunos aspectos teóricos relacionados con el tema de estudio.

#### **2.1 Gas Natural**

El gas natural proviene de reservorios profundos, contenido en espacios porosos de ciertas rocas, en estructuras geológicas denominadas yacimientos. Algunas veces, sube a la superficie naturalmente y es producido solo (gas libre o no asociado), otras veces llega a la superficie con petróleo (gas asociado), y otras veces es producido constantemente en depósitos de basura. El gas natural es un combustible fósil, o sea, que proviene de un material orgánico depositado y enterrado en el subsuelo por millones de años. Otros combustibles fósiles son el carbón y el petróleo. El petróleo y el gas constituyen “hidrocarburos”, porque las moléculas de estos combustibles son combinaciones de átomos de hidrogeno y carbono, en su mayoría con estructura molecular de cadena recta o de serie parafínica.

Los hidrocarburos agrupados en la serie parafínica son compuestos saturados con todos sus átomos de carbono unidos por enlaces sencillos, cuya estructura molecular es representada con la siguiente ecuación:





Donde  $n$  representa el número de átomos de carbono en la molécula. En las parafinas de más de cuatro átomos de carbono, la estructura molecular puede ser arreglada de diferentes formas sin alterar la fórmula anterior, dando origen a los denominados isómeros. Los isómeros son compuestos con igual fórmula química, pero con diferente fórmula molecular. Esto último, le confiere propiedades físicas y químicas diferentes.

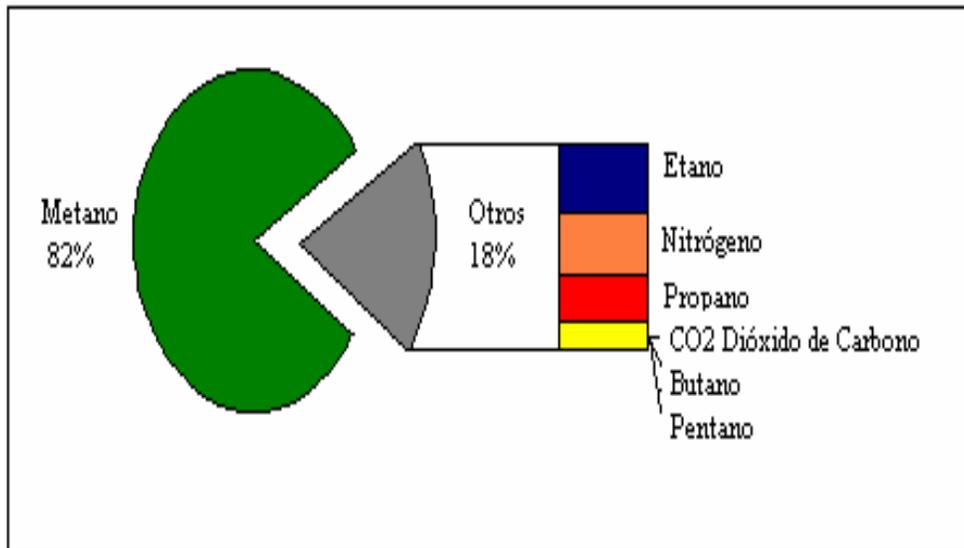
Debido a que las propiedades del gas natural dependen de sus constituyentes, el principal paso para su establecimiento es la identificación de cada uno de ellos (ANÁLISIS CUALITATIVO) y el segundo paso es la determinación de las proporciones que estén presentes (ANÁLISIS CUANTITATIVO).

Además de los hidrocarburos presentes, por análisis se detecta la presencia de otras sustancias que merecen atención debido a que pueden ocasionar trastornos en las operaciones de manejo, tratamiento y procesamiento del gas natural.

### **2.1.1 Composición Del Gas Natural**

El principal componente del gas natural es el metano. El metano está compuesto por un carbono y cuatro átomos de hidrógeno ( $\text{CH}_4$ ), su forma estructural es tetraédrica y la unión de sus átomos es el tipo enlace covalente sencillo. Cuando el gas natural es producido, este posee muchas otras moléculas, como etano (usado por la industria química), propano (usado en la industria petroquímica para la obtención de etileno y propileno), butano, pentano y más pesados; como también pequeñas cantidades de nitrógeno, dióxido de carbono, compuestos de azufre y agua.

El sulfuro de hidrógeno aparece en el gas de muchos yacimientos petrolíferos y gasíferos, generalmente desde trazas hasta 10% molar, pero también en cantidades excepcionalmente mayores.



**Figura 2.1 Composición de Gas Natural**

En la figura anterior, como en la tabla que sigue a continuación se muestra la variación de porcentajes que podrían tener los componentes del gas. Se muestra que el componente principal es el metano; los otros hidrocarburos, unos como gas y otros como líquidos, son parte del gas en menores porcentajes. Sin embargo, por medio del análisis de muestra de gas de un yacimiento se puede calcular la cantidad de líquidos susceptibles de extracción a través del cálculo de la calidad o riqueza del gas GPM (galones de propano y mas pesados por mil pies cúbicos de gas) y las posibilidades de comercialización, ya que los líquidos del gas natural (LGN) son ricos en componentes como propano, butano, pentano y gasolina natural que pueden ser procesados en refinerías y son potencialmente comerciables.



Tabla 2.1 Componentes del gas natural

Componente	Formula química	Estado	Variación del % molar
Metano	CH <sub>4</sub>	Gas	55,00-98,00
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	Gas	0,10-20,00
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	Gas	0,05-12,00
n-butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Gas	0,05-3,00
i-butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	Gas	0,02-2,00
n-pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	Liquido	0,01-0,80
i-pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	Liquido	0,01-0,80
Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	Liquido	0,01-0,50
Heptano	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	Liquido	0,01-0,40
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	Gas	0,10-0,50
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	Gas	0,20-30,00
Oxígeno	O <sub>2</sub>	Gas	0,09-0,30
Sulfuro de Hidrogeno	H <sub>2</sub> S	Gas	Trazas-28,00
Helio	He	Gas	Trazas-4,00

### 2.1.2 Clasificación Del Gas Natural

El gas natural puede clasificarse como gas dulce o agrio, húmedo o seco. Gas agrio, es aquel que contiene cantidades apreciables de sulfuro de hidrogeno y por lo tanto es muy corrosivo.

Gas dulce, es aquel que tiene un contenido bajo de compuestos de azufre, especialmente de sulfuro de hidrogeno (menor a 4 ppm).



Gas rico (húmedo), es aquel del que pueden obtenerse cantidades apreciables de hidrocarburos líquidos (no tiene relación con contenido de vapor de agua).

Gas pobre (seco), esta formado prácticamente por metano en cantidades mayores al 90% molar de la mezcla.

### **2.2 Gas Natural En Fase Liquida**

Podemos encontrar gas natural en Venezuela y alrededor del mundo, explorando por este en la corteza terrestre y luego perforando pozos para producirlo. El gas natural puede ser transportado por largas distancias usando tuberías o como GNL en embarcaciones a través de los mares. El gas natural puede ser almacenado en cavernas subterráneas o como GNL en tanques hasta cuando se necesite. El transporte de GNL por camiones se realiza en los Estados Unidos de Norte América de manera limitada. Este medio de transporte es más común en los países que no poseen una red nacional de gasoductos.

El GNL es la forma liquida del gas natural que el publico usa en sus casas para cocinar y para la calefacción.

El proceso de licuefacción del gas natural requiere la extracción de algunos componentes como el agua y el dióxido de carbono para evitar que se conviertan en sólidos cuando el gas es enfriado a la temperatura del GNL (-161°C). Como resultado, el GNL esta compuesto en su mayoría de metano.

El GNL no tiene olor o color, no es corrosivo o tóxico. Cuando es vaporizado es inflamable solamente en concentraciones de 5% a 15% cuando esta mezclado con aire.



GNL no es lo mismo que Gas Licuado de Petróleo (GLP). El GLP es muchas veces llamado propano incorrectamente.

El GLP es una mezcla de propano y butano en estado líquido a temperatura ambiente bajo presiones inferiores a 195 psi. En Europa, el GLP ha sido utilizado como combustible para vehículos ligeros por muchos años. Muchas estaciones de servicio tienen surtidores para distribuir tanto gasolina como GLP. El GLP es sumamente inflamable y debe ser almacenado lejos de fuentes de calor y en una zona bien ventilada, para que cualquier fuga se pueda dispersar con facilidad. Un químico especial “mercaptan”, se añade para dar al GLP un mal olor que ayude a detectar una fuga. La concentración química es tal, que una fuga de GLP puede ser detectada cuando la concentración está muy por debajo del límite inferior de inflamabilidad. A nivel mundial, el GLP es utilizado para cocinar y en calentadores de agua.

El GNL no es lo mismo que Gas Natural Comprimido (GNC). El GNC es un gas natural que es presurizado y almacenado en cilindros a presiones de hasta 3.600 psi.

Generalmente, el GNC tiene la misma composición que el gas natural transportado en gasoductos, es decir, el gas ha sido deshidratado (remoción del agua) y la concentración de los otros elementos han sido reducidas para evitar corrosión.

El GNC es frecuentemente usado como combustible para vehículos y es llevado al motor como vapor a baja presión (no mayor de 300 psig). El GNC es a veces mal representado como la única forma de gas natural que puede ser usado como combustible para vehículos. Sin embargo, GLP y GNL son comúnmente usados como combustibles para vehículos.



### **2.3 Líquidos Del Gas Natural**

Está compuesto mayormente por moléculas que son más pesadas que el metano. Estas moléculas se licuan más rápido que el metano. LGN son las moléculas de hidrocarburo que comienzan con etano y aumentan en tamaño a medida que se segregan átomos de carbono. En Venezuela el LGN se extrae típicamente durante el procesamiento del gas natural para aplicaciones industriales y para que el gas cumpla con las especificaciones del gasoducto.

Se consideran LGN los siguientes hidrocarburos:

Etano (C<sub>2</sub>; CH<sub>3</sub>-CH<sub>3</sub>); Gaseoso en condiciones atmosféricas.  
Propano (C<sub>3</sub>; CH<sub>3</sub>-CH<sub>2</sub>-CH<sub>3</sub>); Gaseoso en condiciones atmosféricas.  
Butanos (C<sub>4</sub>; CH<sub>3</sub>-CH<sub>2</sub>-CH<sub>2</sub>-CH<sub>3</sub>); Gaseoso en condiciones atmosféricas.  
Pentano, Gasolina Natural, Residual (C<sub>5</sub>+; CH<sub>3</sub>-CH<sub>2</sub>-CH<sub>2</sub>-CH<sub>2</sub>-CH<sub>3</sub>); Líquido en condiciones atmosféricas.

### **2.4 Compresibilidad Y Expansibilidad De Los Gases.**

Una de las características de los gases es que al aplicarles presión pueden ser comprimidos y, por ende, pueden ser almacenados o confinados en recipientes de determinados volúmenes. Se requiere un trabajo para comprimir un gas, pero este trabajo no se pierde completamente ya que la mayor parte de la energía se almacena dentro de un gas comprimido, cuando la presión sobre el gas se reduce, este a su vez ejecuta un trabajo y absorbe calor produciéndose un efecto refrigerante. Un volumen de gas comprimido tiene mucha energía almacenada debido al trabajo ejecutado para comprimirlo y esta puede liberarse repentinamente.



Como se mencionó anteriormente, el gas natural puede comprimirse y también, es capaz de una expansión casi infinita. La compresibilidad y la expansibilidad del gas natural son dos de las principales propiedades en su manejo en campo. El hecho de que se puede comprimir y generar calor durante la compresión, y luego puede expandirse y entonces absorberá calor del ambiente, es de muchísima importancia para el que labora en campo de gas. La casi ilimitada capacidad de expansión del gas natural puede ilustrarse con el hecho de que, cuando la presión se reduce, el gas se dispersa completamente y se pierde en la atmósfera.

### **2.5 Usos Del Gas Natural Y Sus Líquidos**

El desarrollo y perfeccionamiento de la tecnología del gas han contribuido decididamente a que esta fuente natural de energía sea factor importante en la vida moderna, tanto para las industrias como para el hogar.

#### **2.5.1 Combustible Eficiente:**

Como combustible, ofrece ventajas que sobrepasan las características, disponibilidad, eficiencia y manejo de otros combustibles y líquidos.

1. Es limpio, por lo tanto los equipos en que se usa como combustible no requieren mantenimiento especial.
2. Puede manejarse a presiones deseadas de entrega en los sitios de consumo.
3. Su poder calorífico y combustión son altamente satisfactorios.
4. Volumétrico calorífico y combustión son altamente satisfactorios.



5. Volumétricamente es susceptible a la compresión o expansión, en función de la relación presión – temperatura de trabajo.
6. Puede ser transportado por sistemas de tuberías madres, tróncales y ramales, especialmente diseñadas, que permiten mantener rangos de volúmenes a presiones deseadas.
7. Su despacho a clientes puede ser continua y directa a los equipos donde deben consumirse, usando controles y reguladores, sin requerimientos de almacenaje en sitio o preocupación por volúmenes almacenados en el hogar, la oficina, el taller, la planta o fábrica.
8. Reversibilidad gas – líquido – gas lo que hace apto para el envasado en pequeños y seguros recipientes, fáciles de manejar, transportar e instalar para suplir combustibles en sitios no servidos por red de tuberías de distribución.
9. Por su eficiencia y poder calorífico, su costo por volumen es muy económico.
10. Las características de funcionamiento limpio y eficiente, su rendimiento y precio económico han logrado que cada día se expanda el mercado de gas natural para vehículos. Se ha comprobado que como combustible el gas metano es muchísimo menos contaminante del ambiente que otros, como la gasolina y el diesel.

### **2.5.2 Insumo Para Procesos:**

El gas seco, húmedo o condensado, a través de tratamientos, sirve de insumo para la refinación y petroquímica, donde por medio de plantas especialmente diseñadas se



hacen recombinaciones de las moléculas de los hidrocarburos para obtener materia prima semielaborada para una cadena de otros procesos o productos finales para mercados.

El gas natural separado del petróleo (gas asociado) y el gas libre (no asociado) procedente de yacimientos de gas, se trata y acondiciona para obtener gas seco de ciertas especificaciones, que se despacha por gasoductos y redes de distribución a ciudades y centros industriales donde se utiliza como combustible.

El gas sujeto a procesos y tratamientos adecuados y separados en metano, etano, propano y butano, puede ir finalmente a plantas petroquímicas para ser convertido en una variedad de productos semielaborados o finales. De igual forma puede ser enviado a las refinerías, donde sus moléculas son desintegradas térmicamente y, extracciones adicionales derivadas de los crudos allí refinados, son enviadas a las plantas petroquímicas. A su vez las plantas petroquímicas pueden enviar productos a refinerías.

### **2.6 Análisis Químicos Aplicados Al Gas Natural (Cromatografía Gaseosa):**

Los análisis químicos son un conjunto de técnicas y procedimientos empleados para identificar y cuantificar la composición química de una sustancia. Determinar la composición química del gas es fundamental ya que permite conocer cada uno de los componentes, su proporción, riqueza y propiedades pseudocríticas de la mezcla.

La cromatografía gaseosa es una técnica de separación utilizada para conocer la composición del gas natural. Las muestras que se analizan pueden ser gases, líquidos o sólidos, aunque la mayoría de las veces se trabaja con gases o líquidos. En la cromatografía gaseosa se analiza, se vaporiza y se distribuye entre las dos fases utilizadas para generar la separación: fase móvil o gas de arrastre, que transporta la



muestra, la cual puede ser un gas o un líquido, y la fase estacionaria que retiene selectivamente las moléculas de los componentes que se separan.

### **2.7 Plantas De Extracción De Líquidos Del Gas Natural.**

Las plantas de extracción de líquidos de gas natural se diseñan con la finalidad de obtener productos líquidos valiosos y un gas de alto valor comercial. Los productos líquidos, son generalmente; etano, propano, butano, pentano, gasolina natural y condensados.

La decisión para instalar una planta de procesamiento del gas natural depende fundamentalmente de las características y cantidad de gas que se requiere procesar, del mercado de los productos, del capital y de la tecnología.

Los hidrocarburos que se pueden condensar deben ser extraídos antes de que el gas entre a los gasoductos.

Los procesos de extracción de líquidos del gas natural cubren una gran variedad de tecnologías. Algunas de esas tecnologías operan a temperaturas de nivel criogénico, condiciones a las cuales, de haber agua presente, formaría hidratos y/o congelaría el proceso.

El gas natural usualmente contiene  $H_2S$  y  $CO_2$  en su composición. Estos compuestos son corrosivos y su presencia contamina los productos. El  $CO_2$  adicionalmente puede producir congelamiento cuando se trata de recobrar etano. Por estas razones expuestas es necesario deshidratar y endulzar el gas antes de someterlo a cualquier tecnología de extracción.



La extracción del agua, del dióxido de carbono y del ácido sulfúrico evita la corrosión en los gasoductos y aumenta la capacidad de transporte de hidrocarburos en los mismos.

El uso de separadores y compresores puede ayudar a la recuperación de los condensados más pesados en el gas natural. No obstante, mediante el uso de plantas de procesamientos se puede lograr incrementar de manera apreciable la recuperación de líquidos valiosos.

Las plantas de procesamientos de gas se pueden justificar en algunos casos por la recuperación de solamente unos pocos hidrocarburos, cuando estos representen una pequeña fracción de la corriente del gas natural. Por ejemplo, es posible justificar una planta para obtener pequeños porcentajes de butanos y propanos. En este caso, la cantidad de gas residual (gas que sale de las plantas de procesamiento) es apreciable y cumple con los requerimientos de transporte en gasoductos y comercialización. Además, como se manejan grandes cantidades de gas, las cantidades de propano y butano, también puede representar volúmenes sustanciales. Por lo tanto, de este ejemplo se deduce, que en la mayoría de los casos se requiere de un volumen relativamente apreciable del gas natural para justificar desde el punto de vista económico la construcción de una planta de procesamiento. Los productos recuperados a menudo tienen un valor especial como alimentación a otras plantas. De esto también se puede dictaminar, que las plantas de procesamiento de gas cumplen con dos fines:

1. Obtener un gas apropiado que permita ser manejado eficientemente en gasoductos y que sea comerciable.



2. Obtener líquidos valiosos como LGN, que posteriormente pueda ser fraccionado en productos tales como: etano, propano, butano, pentano y gasolina natural.

### **2.8 Control Del Punto De Rocío.**

Otra de la función de las plantas de extracción es el control del punto de rocío para evitar la formación de líquidos en las tuberías de transmisión.

#### **2.8.1 Secciones Que Conforman Una Planta De Extracción Universal.**

En una planta de extracción cualquiera, existen diferentes secciones o subsistemas que permiten el control de todas las variables de operación y, de ésta manera, conllevar a la optimización del proceso.

Las plantas de extracción de líquidos del gas natural con tecnología criogénica, consta de varios subsistemas menores con la finalidad de acondicionar el gas de entrada, generar líquidos del gas, separar los productos requeridos por el consumidor y transmitirlos o enviarlos a otros procesos conjuntos.

La primera sección que pueden ser encontradas en estas plantas, es la sección de facilidades de entrada, cuyo objetivo principal es controlar temperatura, presión, tasa y calidad de la alimentación del gas a la planta, y en caso de presentarse algún tipo de emergencia, desviar este gas de entrada.

Una segunda sección o subsistema es la sección de tratamiento del gas de entrada, que tiene como fin evitar problemas operativos como corrosión, taponamiento y una baja generación de líquidos. Esto es debido a que el gas de alimentación para estas plantas contiene, asociado a este, grandes cantidades de



contaminantes como los compuestos de azufre, el dióxido de carbono y agua, que son componentes no deseados para el proceso de extracción. Por esto, el gas de entrada necesita pasar por tratamientos de desulfuración y deshidratación antes de que este gas sea procesado.

Los equipos generadores de líquidos en estas plantas se ubican entre la deshidratación y las torres de recobro y acondicionamiento de productos. Estos equipos pueden agruparse en la sección de generación de líquidos ya que sus funciones están orientadas al logro de la generación de líquidos. Esta sección es reconocible en cada planta de extracción que utilice la tecnología de turbo expansores. Posterior a ésta etapa se encuentra una sección de recobro y acondicionamiento de productos, que son un grupo de equipos destinados en la planta a recolectar, separar y acondicionar los líquidos que son producidos hasta llevarlos a especificación.

### **2.2.2 Variables A Estudiar En El Proceso De Extracción De Líquidos Del Gas Natural.**

#### **2.8.2.1 Punto De Rocío**

Cuando el gas es transportado en gasoductos, se debe considerar el control de la formación de hidrocarburos líquidos en el sistema. La condensación de líquidos representa un problema en la medición, la caída de presión y la opresión segura.

Para prevenir la formación de líquidos en el sistema, se requiere controlar el punto de rocío de los hidrocarburos por debajo de las condiciones de operación del gasoducto. En vista de que las condiciones de operación son fijadas por las condiciones ambientales, el flujo en una sola fase solo puede asegurarse mediante la remoción de los hidrocarburos pesados contenidos en el gas.



### **2.8.2.2 Separación A Baja Temperatura (LTS)**

Para la reducción del punto de rocío se puede usar dos métodos: Si hay suficiente presión disponible, se puede usar una refrigeración por expansión en un sistema LTS (Separación a baja temperatura). El sistema de refrigeración por expansión utiliza el efecto Joule Thompson para reducir la temperatura mediante expansión. Esta reducción de temperatura permite además de la condensación de los hidrocarburos, la condensación de agua, por lo que el proceso puede permitir la remoción de hidrocarburos y agua en una misma unidad.

El punto de rocío que puede alcanzarse está limitado tanto por la caída de presión disponible como por la composición del gas. Este proceso es atractivo donde se puede lograr suficiente remoción de líquidos a las condiciones de operación disponibles. A este proceso se le inyecta glicol al gas de alta presión para reducir el punto de rocío del agua. El uso de glicol ayuda a asegurar que no habrá formación de hidratos.

### **2.8.2.3 Refrigeración**

Generalmente no se dispone de suficiente presión para operar un sistema LTS. Una alternativa al proceso de refrigeración por expansión es usar un sistema de refrigeración mecánica para remover los compuestos pesados y reducir el punto de rocío.

La presión del gas a través del proceso se mantiene constante. El gas es pre-enfriado y luego enfriado con el Chiller hasta una temperatura determinada.

El líquido se separa en el Separador de Baja temperatura. La temperatura del separador es fijada para proporcionar el punto de rocío deseado. Esta especificación



de temperatura debe considerar el gas recombinado que proviene de la estabilización, además de las variaciones de presión del gas de alimentación. Se recomienda tomar previsiones para evitar la formación de hidratos, bien sea por medio de deshidratación o por inyección de glicol.

### **2.8.2.4 Estabilización**

Unos de los problemas es la disposición de los líquidos removidos. Los líquidos deben ser estabilizados por expansión a una presión baja o por una columna rectificadora. Cuando el condensado es expandido a una presión mas baja, los livianos son liberados y pueden usarse en el sistema de gas combustible.

La columna estabilizadora puede producir un producto con mayor calidad y mejor control. Ésta es usualmente una columna que opera a una presión menor que el separador de baja temperatura y tiene un rehervidor para generar un producto de una presión de vapor especificada. El vapor de tope puede ser enviado al sistema de gas combustible o recomprimirlo y enviado a la corriente de gas a ventas. Después de la estabilización, el producto es enfriado y enviado a almacenaje.

### **2.8.2.5 Proceso De Recuperación De LGN**

La recuperación de líquidos del gas natural se obtiene mediante cambio en las condiciones del gas. De esta manera, al producirse cambios en el equilibrio de los componentes del gas natural se pueden lograr que algunos de ellos se condensen y otros se vaporicen. Esto ocurre a medida que estos componentes tratan de alcanzar una nueva condición de equilibrio. Generalmente, las condiciones que más suelen cambiar son presión y temperatura.



La obtención de líquidos del gas natural implica la realización de las operaciones, licuefacción y separación selectiva. Para llevar esto a cabo las industrias criogénicas emplean comúnmente una o algunas combinaciones de los siguientes procesos:

### **2.8.2.5.1 Proceso De Adsorción.**

Consiste en poner el gas natural en contacto con un medio líquido especial que tenga la propiedad de adsorber, preferiblemente, los componentes más pesados del gas. Estos componentes son separados posteriormente del medio líquido en una torre de destilación.

### **2.8.2.5.2 Proceso De Refrigeración Mecánica.**

Consiste en enfriar el gas natural hasta temperaturas que permiten la condensación del propano y los hidrocarburos más pesados, los cuales se estabilizan luego en una columna rectificadora para despojarlos del metano y etano.

### **2.8.2.5.3 Proceso De Absorción.**

Se fundamenta en la capacidad que tienen algunos sólidos para absorber componentes pesados del gas natural.

### **2.8.2.5.4 Proceso De Turbo-Expansión.**

Un proceso de expansión, se conoce como aquel en el cual un fluido pasa de mayor a menor presión. Esta disminución de la presión, trae asociada una disminución de la temperatura. El gas, se hace fluir a través de una turbina de expansión, hasta temperaturas muy bajas con el propósito de condensar una mayor cantidad de



componentes (metano, etano, propano, butano y mas pesados). En estas turbinas, la presión cae bruscamente y el gas se enfría sensiblemente alcanzando temperaturas de hasta  $-126^{\circ}\text{F}$  (proceso criogénico).

En las plantas de extracción criogénica se opera a temperaturas muy bajas, entre  $-100^{\circ}\text{F}/-150^{\circ}\text{F}$  ( $199,8$  y  $172$ )  $^{\circ}\text{K}$ . El gas de entrada a la planta pasa primero por tratamiento para remover impurezas, luego fluye a través de un sistema de turbo expansión, donde alcanza temperaturas muy bajas que permiten que se condense el propano y componentes más pesados que son llevados a una serie de torres para separarlos y estabilizarlos.

El gas residual formado por los componentes más livianos del gas natural de alimentación (mayormente metano y etano) es usualmente vendido como combustible para fábricas y plantas de generación eléctrica.

### **2.8.2.5.5 Refrigeración.**

La refrigeración mecánica es el proceso mediante el cual se reduce la temperatura de una sustancia por debajo de la que prevalece en su ambiente. La industria de procesos químicos es uno de los usuarios más importantes de las instalaciones de refrigeración.

Los grandes usuarios de la refrigeración en este campo realizan procesos como la elaboración de hule sintético y textiles, refrigerantes, cloro, plásticos, fluoruro de hidrogeno, intermedios de naftaleno y otros.

La refrigeración se emplea para remover el calor de reacciones químicas, licuar gases de proceso, separar gases por destilación y condensación, y también purificar productos mediante la congelación de separación selectiva de un componente de una mezcla líquida. La refrigeración se emplea también en forma amplia en el



acondicionamiento de aire de zonas de plantas industriales y aplicaciones asociadas con procesos y el aprovechamiento térmico ambiental.

El término refrigeración implica el mantenimiento de una temperatura menor a la de los alrededores. Como la temperatura debe mantenerse baja, es necesario absorber continuamente calor a un nivel bajo, lo cual requiere un proceso de flujo continuo. Una forma de absorber calor a baja temperatura es por medio de la evaporación de un líquido cuyas propiedades sean tales que a la presión de evaporación, la temperatura de ebullición sea baja.

Para la operación continua, el fluido evaporado debe regresarse a su estado líquido original para así pueda absorber nuevamente calor a un bajo nivel de temperatura. La serie completa de etapas por las cuales pasa el fluido constituye el ciclo de refrigeración.

Los sistemas de refrigeración son comunes en las industrias procesadoras de gas natural y en los procesos relacionados con la refinación del petróleo, industrias químicas y petroquímicas.

Algunas aplicaciones de la refrigeración incluyen el recobro de los líquidos del gas natural (LGN), recobro de los gases licuados del petróleo (GLP), control del punto de rocío de hidrocarburos, fraccionamiento de hidrocarburos para altos reflujos de condensación y plantas de gas natural licuado (GNL).

### **2.8.2.5.6 Principios Básicos De La Refrigeración.**

La refrigeración se basa primordialmente en dos principios básicos conocidos como la primera y segunda ley de la termodinámica. La primera de ellas establece que la energía no se crea ni se destruye. Si desaparece energía en una forma, debe



desaparecer en otra, es decir, no puede aparecer energía en una manifestación sin que se registre una reducción correspondiente en otra de sus formas.

La segunda ley de la termodinámica indica que ningún sistema puede recibir calor a una temperatura dada y rechazarlo o emitirlo a una temperatura superior, sin que el medio que lo rodea efectúe un trabajo en el mismo.

Calor fluye siempre del cuerpo más caliente al más frío. Si se toman en cuenta las consideraciones de esta ley, el ciclo de refrigeración ideal será el inverso del llamado ciclo de Carnot.

El comportamiento de un sistema de refrigeración se reporta generalmente en términos del coeficiente de funcionamiento o rendimiento (COP), que se define como la relación de la refrigeración obtenida al trabajo requerido, por lo tanto:

$$COP = \frac{T_e}{T_c - T_e} \quad (\text{Ec.2.2})$$

## 2.9 Separadores

El separador representa la primera instalación del procesamiento. El término separador es aplicado a una gran variedad de equipos usados para separar mezclas de dos o más fases. Estas mezclas pueden estar formadas por: una fase vapor y una líquida, una fase vapor y una sólida, dos fases líquidas inmiscibles, una fase vapor y dos líquidas o alguna otra combinación de las anteriores.

En el caso de mezclas vapor-líquido, la mezcla de fases entra al separador, y si existe, choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que



cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases.

En el caso de las separaciones que incluyan dos fases líquidas, se necesitan tener un tiempo de residencia adicional, dentro del tambor, lo suficientemente alto para la decantación de una fase líquida pesada y la “flotación” de una fase líquida liviana.

### **2.9.1 Las Principales Funciones Que Debe Cumplir Un Separador:**

1. Permitir una primera separación entre los hidrocarburos, esencialmente líquidos y gaseosos.
2. Refinar aun mas el proceso, mediante la recolección de partículas líquidas atrapadas en la fase gaseosa.
3. Liberar parte de la fracción gaseosa que pueda permanecer en la fase líquida.
4. Descargar, por separado, las fases líquida y gaseosa, para evitar que se puedan volver a mezclar, parcial o totalmente.

Un diseño apropiado de los separadores es de suma importancia, debido a que estos tipos de recipiente son normalmente los equipos iniciales en muchos procesos.

En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos y el efecto que sobre estos puedan tener las diferentes fuerzas o principios físicos.



### **2.9.2 Principios Fundamentales Considerados Para Realizar La Separación Física De Vapor, Líquidos O Sólidos.**

1. El momentum o cantidad de movimiento: Fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases se cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permite que las partículas de la fase pesada se mueva tan rápidamente como las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación.
2. La fuerza de gravedad: Las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa, cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota.
3. coalescencia: Las gotas muy pequeñas no pueden ser separadas por gravedad. Estas gotas se unen, por medio del fenómeno de coalescencia, para formar gotas mayores, las cuales se acercan lo suficiente como para superar las tensiones superficiales individuales y poder de esta forma separarse por gravedad.

Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

### **2.9.3 Para Satisfacer Las Funciones Que Debe Cumplir Un Separador, Es Necesario Tomar En Cuenta Los Puntos Siguietes:**

1. La energía que posee el fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.
2. Las tasas de flujo de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidas dentro de ciertos límites, que serán definidos a medida que se analice el diseño. Esto hace



posible que inicialmente la separación se efectúe gracias a las fuerzas gravitacionales, las cuales actúan sobre esos fluidos, y que se establezca un equilibrio entre las fases liquido-vapor.

3. La turbulencia que ocurre en la sección ocupada por el gas debe ser minimizada.
4. La acumulación de espumas y partículas contaminantes ha de ser controlada.
5. Las fases líquida y gaseosa no se deben poner en contacto una vez separadas
6. Las salidas de los fluidos necesitan estar provistas de controles de presión y/o nivel.
7. Las regiones del separador donde se pueden acumular sólidos deben, en lo posible, tener las previsiones para la remoción de esos sólidos.
8. El separador requiere válvulas de alivio, con el fin de evitar presiones excesivas, debido a diferentes causas, por ejemplo: líneas obstaculizadas.
9. El separador debe estar dotado de manómetros, termómetros, controles de nivel, visibles; para hacer, en lo posible, revisiones visuales.
10. Es conveniente que todo recipiente tenga una boca de visitas, para facilitar la inspección y mantenimiento.

El cumplimiento de los puntos antes mencionados es fundamental para obtener la eficiencia requerida. Por consiguiente, la separación depende, con preferencia, del diseño del equipo usado en el procesamiento y de las condiciones tanto corriente arriba como corriente abajo.



#### **2.9.4 Factores Que Deben Considerarse Durante El Diseño De Separadores**

Cuando se diseña un separador es necesario tomar en cuenta ciertos parámetros que intervienen en el diseño. Estos son los siguientes:

##### **2.9.4.1 Composición Del Fluido A Separar:**

Es cierto que la mayoría de los ingenieros no analizan con antelación la composición de la alimentación, sino parten de un determinado volumen y tipo de fluido supuestamente conocido al hacer la selección. Por lo tanto, es conveniente que el diseñador este familiarizado con el concepto de equilibrio de fases y separación instantánea, con el fin de predecir cual será la cantidad y la calidad del gas y del líquido que se formaría en el separador, en las condiciones de presión y temperatura del diseño

##### **2.9.4.2 Caudal Del Gas A Condiciones Normales:**

Para diseñar un separador es preciso conocer los volúmenes de gas y de líquido que se van a manejar durante la vida útil del proyecto. La variación de estas cantidades en el tiempo y el impacto de los cambios estacionarios obligan a verificar el comportamiento del separador en las condiciones más desfavorable.

##### **2.9.4.3 Presión Y Temperatura De Operación:**

El estudio previo de las variaciones de la presión y temperatura en el sitio donde se instalará la unidad, afecta de manera determinante la selección del equipo. La mayoría de los operadores no se detienen a pensar en como se afectan las condiciones de operación al bajar la presión. Existe la seguridad que al elevar la presión podría fallar el material; pero no se analiza el incremento de la velocidad dentro del sistema



al bajar la presión; un descenso abrupto manteniendo constante el caudal eleva la velocidad interna del equipo, produce espuma, arrastre de los fluidos y puede volar el extractor de niebla. Esta operación, realizada en un separador instalado delante de una torre de deshidratación o endulzamiento facilita la entrada de petróleo al sistema y saca el fluido de especificación.

#### **2.9.4.4 Factor De Compresibilidad Del Gas En Condiciones De Trabajo:**

El valor del factor de compresibilidad ( $Z$ ) determina el volumen de gas en las condiciones de operación. El diseñador debe seleccionar el modelo más conveniente para que los resultados coincidan con los valores de campo.

#### **2.9.4.5 Densidad De Los Fluidos En Las Condiciones De Operación:**

La densidad de los fluidos dentro del separador interviene de modo directo. Es fácil calcular la densidad del gas en condiciones de operación, en el caso de los líquidos. Muchas personas trabajan en condiciones normales bajo el supuesto de que el efecto de los cambios de presión y temperatura afectan muy poco los resultados finales.

#### **2.9.4.6 Tiempo De Retención Asignado Al Líquido:**

La normativa PDVSA recomienda la selección del tiempo de residencia del petróleo con base a la  $^{\circ}$ API de fluido. Así un fluido mayor de  $40^{\circ}$  API deberá tener un tiempo de residencia de 1.5 minutos. Para fluido entre  $25$  y  $40^{\circ}$  API, se recomienda reservar entre 3 y 5 minutos.



### **2.9.4.7 Dimensionamiento Del Separador:**

Al completar los cálculos que sirven de soporte para seleccionar la unidad, el diseñador tiene la obligación de indicar las dimensiones mínimas del recipiente que debe ser usado.

### **2.9.5 Secciones De Un Separador Liquido-Vapor**

Los separadores poseen cuatro secciones en las cuales ocurren las distintas etapas de separación. Estas secciones son las siguientes:

#### **2.9.5.1 Primera Sección De Separación.**

Comprende la entrada de los fluidos al separador. Esta sección permite absorber la cantidad de movimiento de los fluidos de alimentación. En ella también se controla el cambio abrupto de la corriente, lo que produce una separación inicial. Generalmente, la fuerza centrífuga, originada por su entrada tangencial en el envase, remueve volúmenes apreciables de líquido y permite redistribuir la velocidad del gas.

#### **2.9.5.2 Sección De Las Fuerzas Gravitacionales:**

En esta sección las fuerzas gravitacionales tienen una influencia fundamental. Las gotas de líquido que contiene el gas son separadas al máximo. Este proceso se realiza mediante el principio de asentamiento por gravedad. En este caso la velocidad del gas se reduce apreciablemente. Por lo tanto, la corriente de gas sube a una velocidad reducida. En algunos casos, en esta sección se usan tabiques con el fin de controlar la formación de espumas y la turbulencia.



### **2.9.5.3 Sección De Extracción De Neblina:**

Aquí se separan las minúsculas partidas de líquido que aún contiene el gas, después de haber pasado por las secciones anteriores. La mayoría de los separadores utilizan, como mecanismo principal de extracción de neblina, la fuerza centrífuga o el principio de choque. En ambos métodos, las pequeñas gotas de líquido son recolectadas en una superficie, donde son separadas de la corriente del gas en forma de grandes gotas, que luego caen en la primera sección de separación

### **2.9.5.4 Sección De Acumulación De Líquidos:**

Esta sección corresponde a la parte inferior del separador y en ella se deposita el líquido separado en las etapas anteriores. Por lo tanto, se requiere de un tiempo mínimo de retención que permita llevar a cabo el proceso de separación. También se necesita un volumen mínimo de alimentación, especialmente cuando el flujo es intermitente. Esta sección cuenta con controles de nivel para regular el volumen de líquido obtenido durante la operación de separación.

Por otro lado, los separadores poseen un sistema de control constituido por válvulas de seguridad y de alivio las cuales controlan un aumento de la presión, válvulas de contrapresión que regulan la presión del separador, válvulas de control de líquido, manómetros, termómetros y visores de nivel. La presión de trabajo de los separadores es controlada por la válvula de salida del gas.

### **2.9.6 Clasificación De Los Separadores**

Los separadores se clasifican:



### **2.9.6.1 Según los Tipos De Fases A Separar**

1. Gas-líquido
2. Gas-sólido
3. Líquido-líquido
4. Líquido-sólido
5. Sólido-sólido
6. Gas-líquido-sólido

### **2.9.6.2 Según su forma en:**

1. Verticales
2. Horizontales
3. Esféricos.

Todos estos separadores operan bajo los mismos principios de funcionamiento y la selección de alguno de ellos para su utilización depende exclusivamente de la relación de resultados óptimos contra el costo operacional que cada tipo de generador genere.

#### **2.9.6.2.1 Principales ventajas de los separadores verticales**

El control de nivel es menos crítico que en un separador horizontal. Esto se debe a que su altura es mayor que la de un separador horizontal.

1. La posibilidad de incrementar su capacidad resulta menos costoso que para un separador horizontal. Por ejemplo, para aumentar un volumen dado en un separador vertical, se necesita agregar un cilindro hueco del mismo diámetro del



separador vertical. Esto resulta menos complejo que aumentar el diámetro en un separador horizontal.

2. El manejo de las partículas sólidas es menos complejo en un separador vertical, ya que esta partícula se acumula en un área específica del fondo.
3. El separador vertical ocupa menos espacio en el piso que uno horizontal.
4. Con la orientación vertical cuando la RGL es alta y la calidad de gas es baja.

#### 2.9.6.2.2 Principales desventajas de los separadores verticales

1. Para una capacidad dada su costo es superior al de un separador horizontal.
2. Su instalación y mudanza son mas costosas que para un separador horizontal

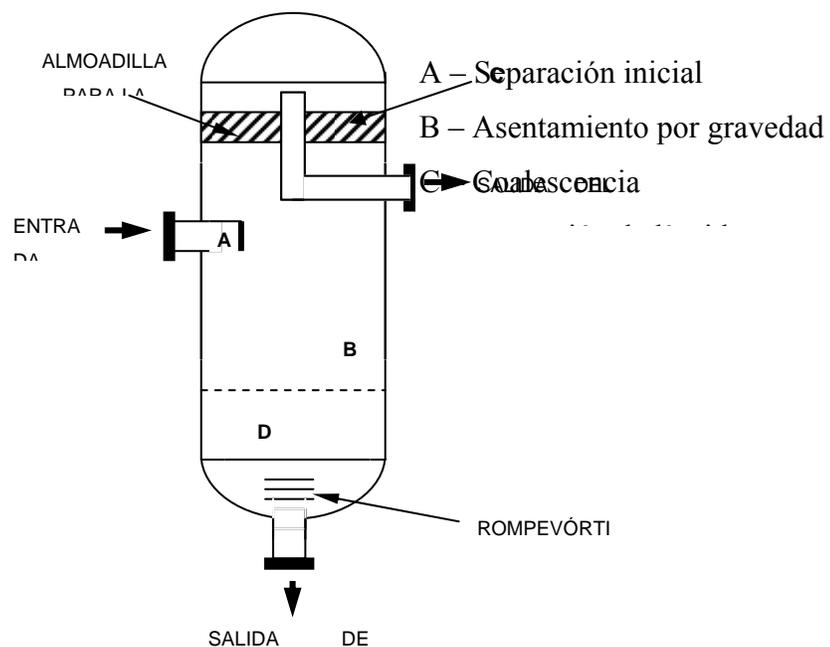


Figura 2.2 Separador Gas-Líquido Vertical.



#### **2.9.6.2.3 Principales Ventajas De Los Separadores Horizontales:**

1. Para una capacidad fija su costo es menor que el separador vertical.
2. Su instalación, mudanza y servicio resulta menos complejo que el de un separador vertical, la superficie disponible para la separación gas-liquido es mayor los
3. Cuales se hacen más efectivos los procesos de separación.
4. El proceso de crudos espumoso se hace con menor dificultad que un separador vertical.
5. Con la orientación horizontal se prefieren cuando la RGL y la cantidad de gas es alta.

#### **2.9.6.2.4 Principales Desventajas De Los Separadores Horizontales**

Son esencialmente las ventajas del separador vertical. Los separadores horizontales resultan deseables cuando existen problemas tales como relación gas-petróleo alta, crudos espumosos y presencia de emulsiones. Sin embargo es de hacer notar que todos los factores deben tomarse en la selección del separador.

Pero, a manera de resumen se pueden hacer algunas comparaciones, entre los separadores verticales y horizontales, que puedan ayudar en la selección del separador.

1. El separador vertical, por tener mayor altura, que el separador horizontal, es más fácil manejar el control de nivel, luego se puede señalar que el control de nivel en el separador vertical no es crítico, como lo es en el horizontal.



2. En un separador horizontal se puede incrementar con cierta facilidad la capacidad volumétrica, tal como es posible agregar cilindros al separador horizontal, mientras que es imposible hacerlo en un separador vertical.
3. En vista que en el separador horizontal, se puede agregar mecanismos internos, para limpiar las arenas. Luego el manejo de partículas sólidas, se maneja con mayor eficiencia en el separador horizontal. Además en el separador horizontal se puede dejar prevista en el diseño, algunos accesorios, como por ejemplo las bocas de visita apropiadas, que ayudan a eliminar las partículas sólidas.
4. Cuando el fluido a separar es de carácter espumoso, se recomienda utilizar un separador horizontal, en vista de que este separador, se puede diseñar una fase del separador libre para la espuma, aunque es lógico, que el hecho de añadir una fase para la espuma, hará incrementar el costo del separador.

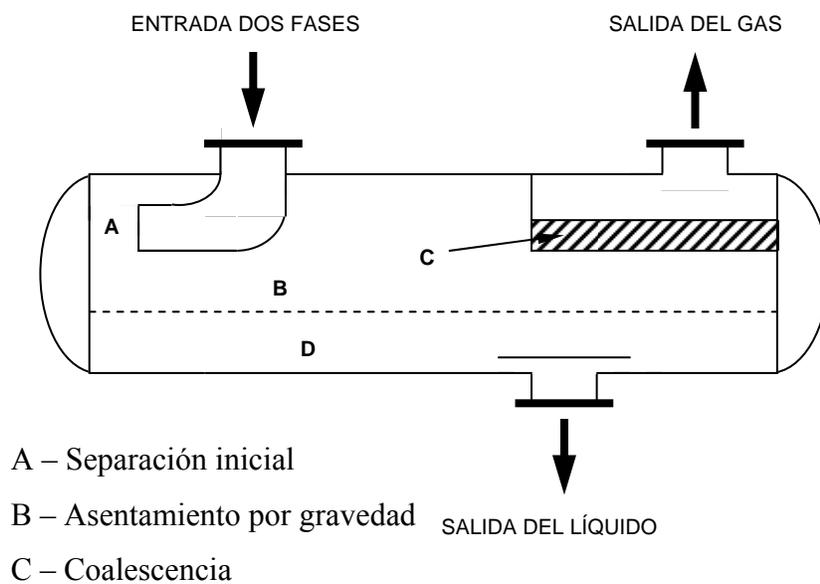


Figura 2.3 Separador Gas-Líquido Horizontal.



Con respecto a los separadores esféricos su uso es limitado a aplicaciones especiales; son excelentes para altas presiones y bajo volumen de líquido; son compactos y de fácil manejo. Son poco utilizados en la industria petrolera debido a que son más difíciles de construir.

### **2.9.6.3 Según Su Función:**

#### **2.9.6.3.1 Separadores De Producción General.**

Son empleados para realizar la separación de los fluidos (petróleo y gas) producidos por los pozos que convergen al múltiple de una determinada estación de producción.

#### **2.9.6.3.2 Separadores De Prueba.**

Son empleados para realizar pruebas individuales por pozos con el fin de cuantificar los volúmenes de fluido (petróleo y gas) que proporciona cada pozo, así como la gravedad API y el porcentaje de agua y sedimentos de los mismos.

### **2.9.6.4 De acuerdo A La Presión De Operación**

#### **2.9.6.4.1 Separadores De Baja:**

Son aquellos cuya presión de trabajo oscila entre 60 y 125 psi.

#### **2.9.6.4.2 Separadores De Media:**

Son aquellos que trabajan a presiones en un rango de 125 y 600 psi.



#### **2.9.6.4.3 Separadores De Alta:**

Son aquellos separadores que trabajan a presiones en un rango de 600 y 1300 psi.

#### **2.9.6.5 Según El Número De Fases A Separar.**

Los separadores se pueden clasificar según el numero de fases a separar en los grupos siguientes: bifásicos (2 fases) y trifásicos (3 fases).

Como ejemplo de un separador trifásico lo constituye aquel que se usa para separar los componentes de los fluidos que se producen en un pozo de petróleo. En este caso, en el mismo separador se logra separar: el crudo, el agua y el gas. Sin embargo, por razones operacionales este tipo de equipo es poco usado en los campos petroleros de nuestro país.

#### **2.9.6.6 Según Los Procesos De Separación**

1. Separadores convencionales
2. Depuradores
3. Separadores tipo filtro
4. Separadores de liberación instantánea (tanque flash)
5. Separadores tipo pulmón (simples o múltiples)
6. Tratadores térmicos
7. Torres de destilación
8. Goteo en líneas (line drill)
9. Separadores liquido-liquido
10. Otros



## 2.10 Ecuaciones Cúbicas De Estado

Se usan para dar una descripción exacta del comportamiento PVT de los fluidos sobre intervalos amplios de temperatura y presión. Tales ecuaciones tienen la generalidad suficiente para ser aplicadas a líquidos, gases y vapores.

Las ecuaciones polinomiales que son cúbicas en volumen molar ofrecen un acuerdo entre generalidad y simplicidad apropiado para muchos fines. Las ecuaciones cúbicas son, de hecho, las ecuaciones más sencillas capaces de representar el comportamiento de líquidos y vapores.

### 2.10.1 Soave-Redlich-Kwong (Srk)

Esta ecuación se aplica a los hidrocarburos livianos tales como el etano, metano y propano, y la mayoría de los compuestos puros tales como el amoníaco. Soave reemplazó el término  $(a/T^{0.5})$ , en la ecuación de Redlich-Kwong con un término adicional dependiente de la temperatura general,  $a(T)$ . La expresión modificada es la siguiente:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V+b)} \quad (\text{Ec. 2.3})$$

$$b = \sum X_i b_i \quad (\text{Ec. 2.3a})$$

$$b_i = 0.8664R \frac{T_{ci}}{P_{ci}} \quad (\text{Ec.2.3b})$$

$T_{ci}$ ,  $P_{ci}$  = temperatura crítica y presión crítica del componente  $i$

$$a(T) = \sum_i \sum_j j x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - K_{ij}) \quad (\text{Ec. 2.3c})$$



$$a_i = a_{ci} \quad (\text{Ec. 2.3d})$$

$$a_{ci} = 0.42747 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}} \quad (\text{Ec. 2.3e})$$

$$\alpha^{0,5} = 1 + m_i (1 - T_{ci}^{0,5}) \quad (\text{Ec. 2.3f})$$

$$m_i = 0.480 + 1.57w_i - 0.176w_i^2 \quad (\text{Ec.2.3g})$$

$w_i$ = factor Acéntrico del componente i

$K_{ij}$ = constante de interacción binaria para los componentes ij

### 2.10.2 Peng-Robinsón.

Esta ecuación es similar a la de SRK en algunos aspectos y fue diseñada para mejorar la eficiencia en las predicciones de la densidad del líquido por el método SRK. Esta ecuación se aplica a los hidrocarburos livianos tales como el etano, metano y propano, y a la mayoría de los compuestos puros tales como el amoniaco.

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a(T)}{V(V-b) + b(V-b)} \quad (\text{Ec.2.4})$$

Donde:

$$b = \sum x_i b_i \quad (\text{Ec.2.4a})$$

$$b_i = 0.07780R \frac{T_{ci}}{P_{ci}} \quad (\text{Ec.2.4b})$$

$T_{ci}, P_{ci}$ = temperatura critica y presión del componente i.



$$a(T) = \sum_i \sum_j j x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - K_{ij}) \quad (\text{Ec.2.4c})$$

$$a_i = a_{ci} \quad (\text{Ec.2.4d})$$

$$a_{ci} = 0.45724 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}} \quad (\text{Ec.2.4e})$$

$$\alpha^{0.5} = 1 + n_i (1 - T_{ci}^{0.5}) \quad (\text{Ec.2.4f})$$

$$n_i = 0.37464 + 1.5422w_i - 0.26992w_i^2 \quad (\text{Ec.2.4g})$$

$w_i$  = factor acéntrico del componente i.

$K_{ij}$  = constante de interacción binaria para los componentes ij.

### 2.10.3 Benedict-Webb-Rubin (BWR).

Este método fue diseñado para predecir las propiedades de mezclas de hidrocarburos livianos ( $C_5$  y menores) con  $N_2$ ,  $H_2$  y  $H_2S$ . Es muy adecuado para temperaturas inferiores a  $100^\circ F$  y presiones menores a 200 Psi.

Es excelente para predecir el equilibrio liquido-vapor de corrientes de gas natural. Las aplicaciones típicas son separaciones criogénicas de He y  $N_2$  de gas natural y procesamiento a baja temperatura de nafta liviana. En la región supercrítica debe utilizarse con precaución.

### 2.11 Procesos De Transferencia De Calor.

La ciencia de la termodinámica trata de las transiciones cuantitativas y reacomodos de energía como calor en los cuerpos de materia. La ciencia de la transferencia de calor esta relacionada con la razón de intercambio de calor entre cuerpos calientes y fríos llamados fuente y receptor. Cuando se vaporiza una libra de agua o se condensa una libra de vapor, el cambio de energía en los dos procesos puede hacerse progresar



con una fuente o receptor independiente es, sin embargo, inherentemente muy diferente. Generalmente, la vaporización es un fenómeno mucho más rápido que la condensación.

Existen dos tipos generales de procesos que son: sin cambio de fase, conocida también como calor sensible y con cambio de fase. El proceso sin cambio de fase o calor sensible, involucra operaciones de calentamiento y enfriamiento de fluidos donde la transferencia de calor resulta solamente en cambios de temperatura; mientras que en el cambio de fase, la operación se traduce en una conversión de líquido a vapor o de vapor a líquido; es decir, vaporización o condensación. Muchas aplicaciones involucran ambos tipos de procesos.

El estudio de la transferencia de calor se facilitará mediante una cabal comprensión de la naturaleza del calor. Las leyes que pueden aplicarse a transiciones de masa pueden ser inaplicables a transiciones moleculares o atómicas, y aquellas que son aplicables a las bajas temperaturas pueden no serlo a las temperaturas altas. Las fases de una sustancia simple, sólida, líquida y gaseosa, están asociadas con su contenido de energía.

### **2.11.1 Mecanismos De Transferencia De Calor.**

Hay tres formas diferentes en las que el calor puede pasar de la fuente al receptor, aún cuando muchas de las aplicaciones en la ingeniería son combinaciones de dos o tres. Estas son, conducción, convección y radiación:



#### **2.11.1.1 Conducción.**

La conducción es la transferencia de calor a través de un material fijo tal como es el caso de una pared estacionaria. Este mecanismo puede ocurrir en sólidos, líquidos o gases.

#### **2.11.1.2 Convección.**

La convección es la transferencia de calor de un punto a otro en un fluido, gas o líquido, debido a la mezcla y movimiento de las diferentes partes del fluido; Existen dos mecanismos de transferencia de calor por convección, denominados convección forzada y convección natural.

#### **2.11.1.3 Radiación.**

La radiación es la transferencia de calor de un cuerpo a otro mediante el movimiento de ondas electromagnéticas a través del espacio, inclusive cuando exista el vacío entre ellos. La radiación puede ocurrir a través de gases, líquidos o sólidos; pero es más eficiente a través de los gases.

Generalmente, en cualquier proceso de transferencia de calor se encuentran presente, simultáneamente, varios de estos mecanismos, por ejemplo la transferencia de calor por convección incorpora calor por conducción en el fluido; de hecho, si el fluido fuese no conductor no se daría la convección, pues el movimiento sirve para poner en contacto las partes frías y calientes.



#### **2.11.1.4 Calor Sensible.**

La mayoría de las aplicaciones de los procesos de transferencia de calor sin cambio de fase involucran el mecanismo de transferencia de convección forzada, tanto dentro de los tubos como superficies externas. El coeficiente de transferencia de calor por convección depende de parámetros de dinámica de fluido, por ejemplo la velocidad. En base al movimiento del fluido, el flujo dentro de los tubos se divide en tres regímenes de flujo, los cuales son medidos mediante un parámetro adimensional llamado Número de Reynolds, el cual es una indicación de la turbulencia del flujo.

Los regímenes de flujo son:

- 1. Flujo Laminar:** numero de Reynolds menor que 2.100.
- 2. Flujo De Transición:** numero de Reynolds entre 2.100 y 10.000.
- 3. Flujo Turbulento:** numero de Reynolds mayor que 10.000.

Para cada uno de estos regímenes de flujo han sido desarrolladas ecuaciones semi-empíricas las cuales son usadas para describir y predecir adecuadamente la transferencia de calor en la región en consideración. Aunque los coeficientes de transferencia de calor para flujo laminar son considerablemente más pequeños que para flujo turbulento, en algunos casos se prefiere flujo laminar para reducir costos de bombeo.

El mecanismo de transferencia de calor en este régimen de flujo es básicamente por conducción.



## **2.12 Intercambiadores De Calor.**

En las industrias de proceso, la transferencia de calor entre dos fluidos casi siempre se lleva a cabo en intercambiadores de calor. El tipo más común es uno en el cual el fluido caliente y el frío no entran en contacto directo el uno con el otro, sino que están separados por una pared de tubos o una superficie plana o curvada.

La transferencia de calor se efectúa por convección desde el fluido caliente a la pared o a la superficie de los tubos, a través de la pared de tubos o placas por conducción, y luego por convección al fluido frío. Es decir, no existe fuente de energía térmica en un intercambiador de calor. Por otro lado, si los fluidos son inmiscibles, el área física de transferencia de calor puede ser eliminada, y la interfase formada entre los fluidos puede servir como área de transferencia de calor.

### **2.12.1 Las Funciones Típicas De Un Intercambiador De Calor En Los Procesos Industriales Son Las Siguietes:**

#### **2.12.1.1 Recuperación De Calor.**

La corriente fría recupera parte del calor contenido en la corriente caliente. Es decir, calentamiento y enfriamiento de las corrientes involucradas, las cuales fluyen simultáneamente a ambos lados del área de transferencia de calor.

#### **2.12.1.2 Evaporación.**

Una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase líquida a vapor.



### **2.12.1.3 Condensación.**

Una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase vapor a fase líquida.

### **2.12.2 Clasificación Y Aplicación De Los Intercambiadores De Calor.**

Los intercambiadores son diseñados para satisfacer requerimientos específicos, existiendo en el mercado una gran diversidad de tipos que difieren en tamaño y forma. Estos tipos son clasificados de acuerdo a diferentes criterios, tales como procesos y mecanismos de transferencia de calor, grado de compacticidad de la superficie, patrón de flujo, geometría y tipo de construcción. Este último criterio engloba un amplio rango de intercambiadores en la industria petrolera, los cuales se describen a continuación.

#### **2.12.2.1 Intercambiadores Del Tipo Tubo Y Carcaza.**

Este es el tipo de intercambiador que se usa comúnmente en las refinerías. No es caro, es fácil de limpiar y relativamente es fácil de construir en diferentes tamaños y puede ser diseñado para presiones desde moderadas a altas, sin que varíe sustancialmente el costo. Es mecánicamente resistente para soportar las tensiones a la cual es sometido durante la etapa de fabricación, el envío, montaje e instalación en sitio; y los esfuerzos externos e internos a las condiciones normales de operación, debido a los cambios en temperatura y presión.

Adicionalmente, la disponibilidad de buenos procedimientos de diseño, de experticia y las facilidades de fabricación, asegura el diseño y construcción exitosa de este tipo de intercambiadores, convirtiéndose en la primera opción a seleccionarse



para un proceso de transferencia de calor. El intercambiador de tubo y carcaza consiste en un haz de tubos paralelos encerrados en un estuche cilíndrico llamado carcaza.

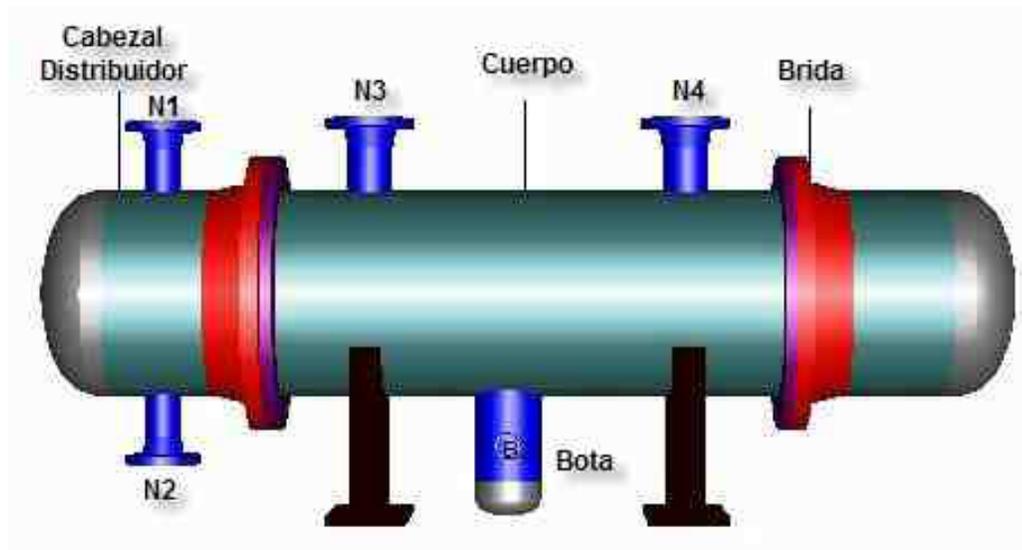
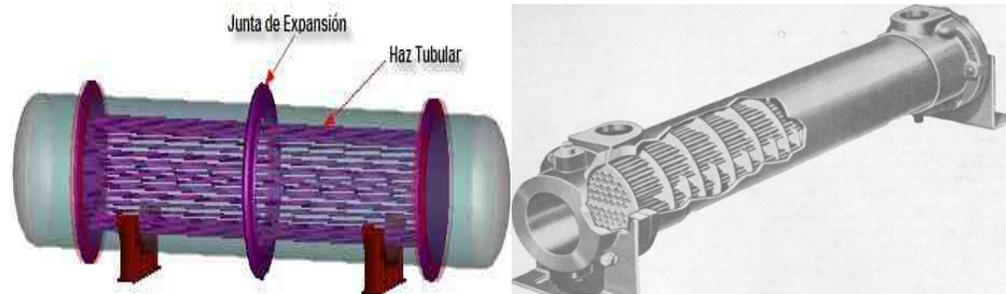


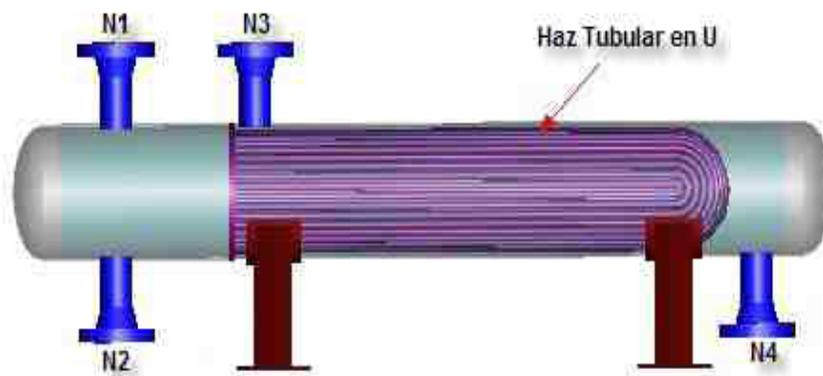
Figura 2.4: Intercambiador de tubo y carcaza.

Hay tres tipos básicos de intercambiadores de tubo y carcaza, dependiendo del método utilizado para mantener los tubos dentro de la carcaza. El primero es el de tipo fijo o intercambiadores de placa de tubos fijo o de cabezal fijo. En este caso, el equipo tiene los tubos asegurados en ambos extremos en placas de tubos soldados a la carcaza. En este tipo de construcción, algunas veces es necesario incorporar en la carcaza una junta de expansión o una junta de empaques, debido a la expansión diferencial de la carcaza y los tubos. Esta expansión se debe a la operación del equipo a diferentes temperaturas y a la utilización de diferentes materiales en la construcción. Los intercambiadores de cabezal fijo son usados en servicios donde el fluido de la carcaza es un fluido limpio, como vapor de agua.



**Figura 2.5: Intercambiadores de placa de tubos fijo**

El segundo intercambiador de tubo y carcasa utiliza tubos en forma de U, con ambos extremos de los tubos sujetos a una placa de tubo simple, eliminándose así los problemas de expansión diferencial porque los tubos pueden expandirse y contraerse libremente, la forma de U absorbe estos cambios. A estas unidades se les denomina intercambiadores con tubos en U. El haz de tubos puede ser removido de la carcasa para inspección y limpieza; pero la limpieza mecánica interna de los tubos y su reemplazo es difícil, por lo que este tipo de intercambiadores es usualmente aplicable en servicios limpios o cuando la limpieza química es efectiva.



**Figura 2.6: Intercambiador de Placas Tubulares y tubos U**

El tercer tipo de intercambiador, al igual que las unidades de cabezal fijo, presenta dos placas de tubos, pero con solo una de ellas soldada a la carcasa y la otra moviéndose libremente, y así evitando los problemas de expansión diferencial. A este



diseño se le conoce como intercambiadores de cabezal flotante. El haz de tubos de este tipo de intercambiador puede removerse para mantenimiento y para la limpieza mecánica de la carcasa y los tubos, también, pueden ser limpiados mecánicamente tanto en su exterior como en su interior. Este intercambiador es apropiado para servicios asociados a altas temperaturas y presiones, pero limitado a aquellos servicios donde la fuga del fluido contenido en la carcasa es tolerable.

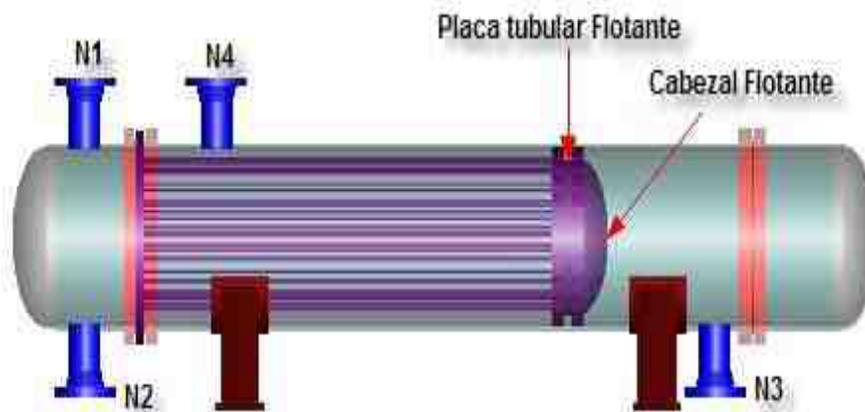


Figura 2.7: Intercambiador de cabezal flotante.

#### 2.12.2.2 Rehervidores De Marmita (“Kettle reboilers”)

Son un caso especial de los rehervidores de un solo paso, ya que el retiro del producto de fondo se hace en el rehervidor, no en el fondo de la columna. Este tipo de rehervidor es, principalmente, un termosifón. Normalmente consta de un haz de tubos en U encerrado en una carcasa suficientemente grande que provee un espacio apropiado para la separación del líquido y el vapor arriba del haz y un espacio para acumulamiento de líquido debajo del mismo. Cuando el fluido de calentamiento esta sucio (requiere limpieza mecánica), se requiere un haz de tubo con tubos rectos y un cabezal flotante de arrastre continuo.



Los rehervidores de marmita están limitados a operaciones de un solo paso. Sin embargo, estos son capaces de vaporizar cargas cerca del 100% del inventario limpio (tal como refrigerantes) si la alimentación contiene sucio o tiende a obstruir (como en el caso de la mayoría de las corrientes de proceso), la carga a ser vaporizada debe ser restringida para proveer algo de purga.

La sección de fondo de la columna se simplifica con los rehervidores de marmita. No se necesita un volumen para la acumulación de producto ni tampoco se requiere un espacio para la separación vapor-liquido.

Como regla, en servicio de termosifón los intercambiadores de marmita son más caros que las unidades de tubo y carcaza. Sin embargo, esto puede invertirse por el costo de la elevación de la torre. Los rehervidores de marmita proveen un tiempo de residencia a la temperatura de ebullición más largo y por esto no son recomendables para servicios excesivamente sucios o con polimerización. De los varios tipos de rehervidores, los tipos de marmita requieren la elevación de torre mas baja, y por esto encuentra aplicación donde los fondos de la torre no son bombeados.

### **1.12.2.3 Enfriadores Por Aire.**

Los enfriadores por aire consisten de uno o más ventiladores de flujo axial, velocidades relativamente bajas y diámetros grandes, que forzan o inducen al aire a fluir a través de un banco de tubos, generalmente con aletas. La configuración básica de una unidad es un banco de tubos aleteados montados sobre una estructura de acero con una cámara de pleno con un anillo vénturi, un motor y otros accesorios como persianas, guardaventilador e interruptores de vibración. La selección entre enfriadores por aire o intercambiadores convencionales de tubo y carcaza, depende del balance económico, el cual se debe considerar en la inversión inicial, los costos de



las facilidades requeridas dentro y fuera del área para la instalación de los equipos y los costos de operación de los mismos.

En general, los enfriadores por aire resultan especialmente atractivos en aquellas localidades donde el agua escasea o requieren un tratamiento costoso como una torre de enfriamiento, donde las leyes de contaminación ambiental establezcan requisitos estrictos para los efluentes de agua, donde la expansión de los sistemas de agua de enfriamiento sea necesaria, o donde la naturaleza del medio enfriante cause taponamientos frecuentes o problemas de corrosión. En resumen, estas unidades requieren de una inversión inicial más alta que los enfriadores de agua pero los costos de operación y mantenimiento son menores. Estos equipos se utilizan con frecuencia en combinación con enfriadores de agua cuando se requiere remover una cantidad de calor. En este caso los enfriadores por aire remueven primero la mayor parte del calor y el enfriamiento final se consigue con los de agua. Estas unidades aun con el ventilador apagado, son capaces de remover por convección natural entre 15 y 35% del calor de diseño, dependiendo del rango de temperatura de la corriente de proceso entrando al enfriador. Los enfriadores por aire ocupan un área relativamente grande. Por lo tanto, estas unidades se instalan normalmente encima de los tendidos de líneas y de los equipos de procesos, tales como tambores e intercambiadores.

Cuando se considere la instalación de enfriadores por aire, se debería tomar en cuenta el efecto que puedan tener las pérdidas de calor de los equipos circundantes, en la temperatura de entrada del aire. La figura ilustra un típico enfriador por aire forzado (ventilador en el tope) y de tiro inducido (ventilador en el fondo).

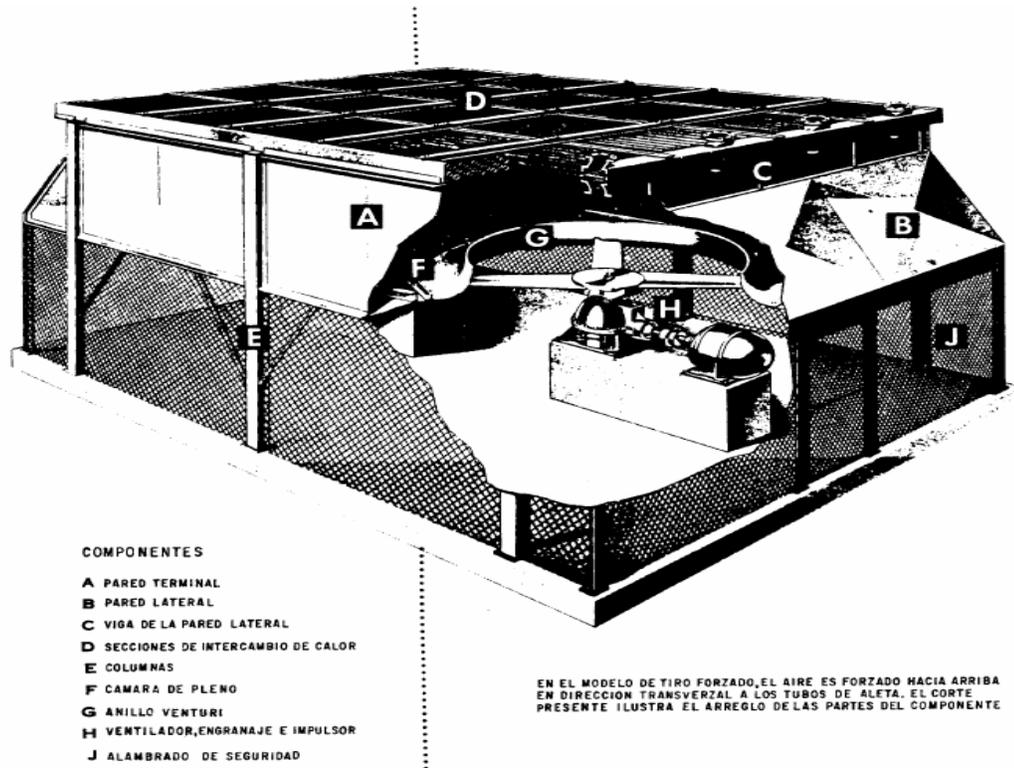


Figura 2.8. Enfriador por aire de tiro forzado

## 2.13 Consideraciones De Diseño De Los Equipos De El Enfriador Por Aire

### 2.13.1 Configuración De Los Enfriadores De Aire.

En un enfriador de aire, el fluido a ser enfriado fluye por el interior de un haz de tubos aleteados, mientras que el aire fluye sobre la superficie exterior de los tubos con un patrón de flujo transversal. El flujo de aire puede ser producido por tiro natural en una chimenea o torre o por un ventilador. Varias configuraciones de flujo son usadas, conjuntamente con un amplio rango de diseño de aletas. En esta subsección se presenta una descripción de estas unidades.



A continuación se presenta la definición de los cuatro términos mas usados en este tema:

1. Haz de Tubo: Conjunto de cabezales, tubos y armazón. También se le llama una “sección”.
2. Bay: Uno o más haces de tubos servidos por uno o más ventiladores incluyendo la estructura, el pleno y otros equipos presentes.
3. Unidad: Uno o más haces de tubo en uno o más bays para un servicio único.
4. Banco: Uno o más bays incluyendo una o más unidades arregladas en una estructura continua. Los enfriadores de aire usualmente están compuestos de haces rectangulares que contienen varias filas de tubos en un espaciado triangular.

La transferencia de calor generalmente es en contracorriente, el fluido caliente entra por la parte de arriba del haz y el aire fluye verticalmente hacia arriba a través del haz. Los haces pueden ser fabricados tan anchos como 3.6 m (12 pie) y profundidades de 8 filas. Usualmente las dimensiones máximas son impuestas por los requerimientos de transporte. La longitud de tubo más común en los proyectos de IPPCN es de 9 m (30 pie), sin embargo, los haces estándar vienen disponibles en longitudes de 2.40, 3.05, 4.60, 6.10, 7.30, 10.40 y 12.20 metros (8, 10, 15, 20, 24, 34 y 40 pies). Los haces pueden estar superpuestos, colocados en paralelo, o en serie para un servicio específico. También, varios servicios pequeños pueden ser combinados en un bay. En general, mientras el tubo sea más largo y el número de filas de tubo mayor, el costo de la superficie, en base a unidad de área, es menor.



### 2.13.2 Tipo De Ventiladores Y Tamaños

Dos clasificaciones generales de ventiladores de aire son: (1) tiro forzado, donde el aire es empujado a través del haz del tubo y (2) tiro inducido donde el aire es halado a través del haz (Ver las Figuras 2.9, y 2.10.). Las ventajas de cada tipo se presentan a continuación. Estas deben ser cuidadosamente balanceadas antes de decidir en la selección de la unidad.

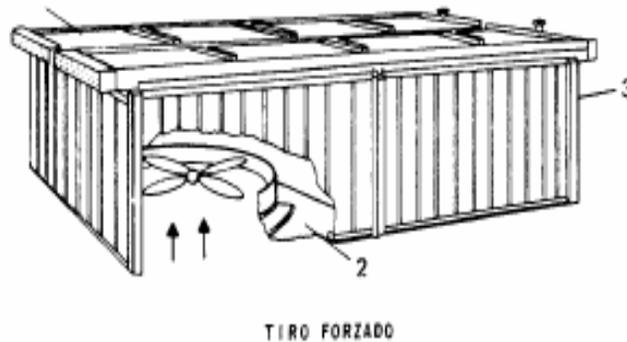


Figura 2.9. Ventilador para tiro forzado

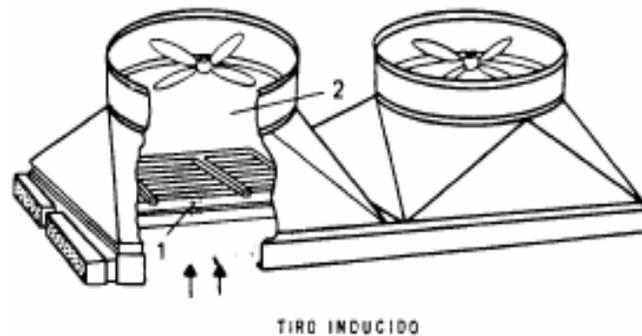


Figura 2.10: Ventilador para tiro inducido



Tabla 2.2 Ventajas de lo tipos de los ventiladores

Ventajas del tiro forzado	Ventajas del tiro inducido
1. Generalmente requieren menos caballos de fuerza para una elevación de temperatura en el aire mayor que 28°C (50°F).	1. Generalmente requieren menos caballos de fuerza para una elevación de temperatura en el aire menor que 28°C (50°F).
2. Adaptables para invierno, esquema de recirculación para el punto de fluidez o congelación.	2. Menos recirculación de aire caliente y la velocidad del aire de escape es aproximadamente 2 1/2 veces la del tiro forzado
3. Los equipos mecánicos están más accesibles para el mantenimiento.	3. Ofrece protección para el haz contra la intemperie (lluvia, nieve, granizo, etc.). También se protege el haz del calor solar y el enfriamiento repentino por lluvia.
4. Requiere menos soporte estructural.	4. Más apropiados para casos con pequeñas temperaturas de acercamiento; entre el aire de entrada y el fluido de salida.
5. Ningún equipo mecánico está expuesto al aire caliente de escape. El tiro inducido limita la temperatura el aire de salida a aproximadamente 120°C (250°F).	5. Transfiere más calor por convección natural con los ventiladores apagados debido al efecto de superposición.

En la selección del tipo de ventilador a usarse deben considerarse las siguientes recomendaciones:



1. Las unidades de tiro inducido deben ser usadas siempre que la recirculación de aire caliente sea un problema potencial.
2. Las unidades de tiro forzado deben ser usadas siempre que el diseño requiera protección por fluidos o congelación, o acondicionamiento para el invierno (este último requerimiento no es aplicable en Venezuela dadas las condiciones climáticas de país). Sin embargo, de ser tomada en cuenta la posible recirculación en el verano en el dimensionamiento de los ventiladores para minimizar el efecto de congelación.

Los tamaños usuales de ventiladores van de un rango de 1.2 a 5.5 m (4 a 18 pie) de diámetro, a pesar de que el diámetro mayor disponible es de 9 m (30 pie). Esto da un margen de libertad bastante aceptable en el arreglo de los haces. El tamaño máximo del diámetro del espaciado de ventiladores es de 4.2 m (14 pie) y el mínimo es de 1.8 m (6 pie). La única restricción en los tamaños permitidos de ventiladores esta dado por el requerimiento de que cada enfriador de aire sea servicio por dos o más ventiladores alineados en la dirección de la longitud de los tubos. Esto es para asegurar enfriamiento temporal adecuado en caso de que un ventilador se dañe.

### **2.13.3 Tubos**

Los tubos en los enfriadores de aire pueden contener aletas hasta de 16 mm (5/8 pulg) de altura o sin aletas, dependiendo del servicio. El espacio entre aletas, de dos materiales (las aletas de diferente material que el tubo) dependiendo del servicio. Las aletas pueden ser forzadas sobre el tubo, incrustadas, revestidas en cortes canalizados de espirales o solamente revestidas alrededor del tubo. (Ver la Figura 2.11.). Las aletas pueden ser dentadas o planas. El uso de tuberías elípticas aleteadas puede ser aprobadas por el ingeniero propietario. Y ha sido usada exitosamente en Europa.



Actualmente existen pocos datos sobre las tuberías elípticas y el valor relativo de éstas está por ser determinado.

El diámetro mínimo aceptable del tubo es 25 mm (1 pulg). Las mismas limitaciones de velocidad en el lado del tubo que aplican para intercambiadores de tubo y carcaza (Subsección 4.7 de documento PDVSA-MDP-05-E-01), aplican también para enfriadores de aire. El material del tubo, la corrosión permitida, etc., están cubiertos en el documento PDVSA-MID-EC-201-PR. Las aletas incrustadas se permiten con temperaturas de diseño hasta de 400° C (750° F), las aletas forzadas hasta 260° C (500° F), las aletas con pie en tensión 150° C (300° F) y las aletas con pegado de canto hasta de 120° C (250° F), pero son prohibidas en servicios donde se condensa el vapor de agua. La necesidad de superficies extendidas (altura y densidad de la aleta) va a depender del servicio específico.

Algunas reglas generales son:

1. Si el coeficiente total de transferencia de calor (basado en el área superficial del tubo descubierto) es mayor que 114 W/m<sup>2</sup>°C (20 BTU/hpie<sup>2</sup>°F) o si la viscosidad del fluido es menor que 0.01 Pa.s (se usan aletas más altas (16 mm (0.625 pulg))).
2. Si el coeficiente total está entre 85 y 115 W/m<sup>2</sup>°C (15 y 20 BTU/hpie<sup>2</sup>°C), o si la viscosidad del fluido están en el rango de 0.01 a 0.02 Pa.s (10 y 25 cP), se usan tamaños intermedios de aletas (8 mm (0.3125 pulg)).
3. Si el coeficiente total está por debajo de 85 W/m<sup>2</sup>°C (15 BTU/hpie<sup>2</sup>°F) o si la viscosidad del fluido es mayor que 0.025 Pa.s (25 cP), no se usan aletas.

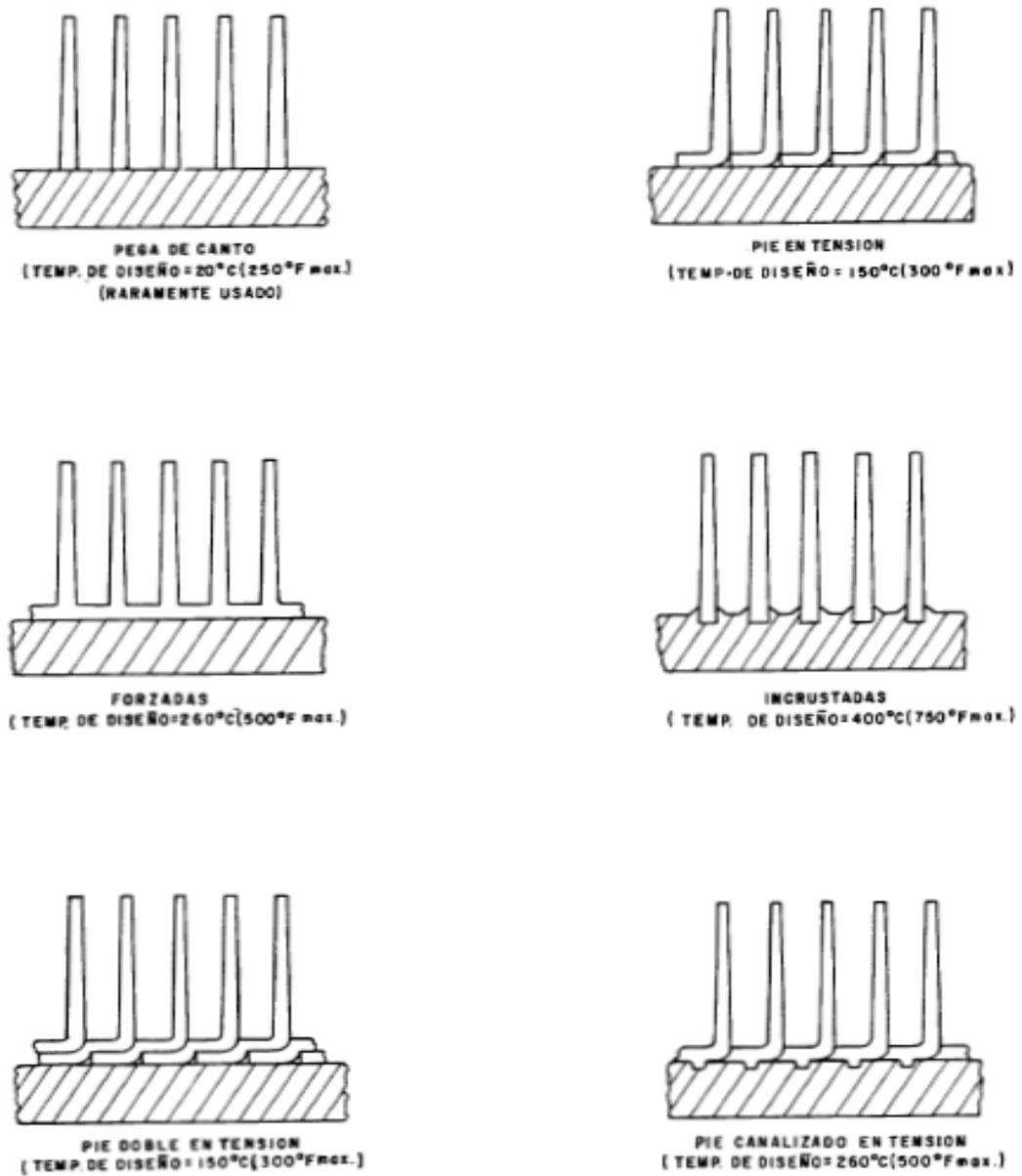


Figura 2.11: Tipos de tubos y aletas



### 2.13.4 Cabezales

En la Figura a continuación, Están ilustrados ejemplos de tipos de cabezales comúnmente usados en enfriadores de aire.

La mayoría de todas las unidades de servicio usan el cabezal tipo tapón –un diseño de un recipiente usando tapones en un extremo de cada tubo (Ver Figura. 2.12), permitiendo así el acceso a cada hueco de tubo para limpiarlo y laminarlo. Un segundo tipo, el cabezal con placa de cubierta, sustituye los tapones de tubos y la lámina de tapones por una placa de cubierta con bridas.

Los cabezales con placa de cubierta son usados con presiones moderadas (hasta 2100 kPa (300 psi)) y servicios alto ensuciamiento.

Una modificación del diseño de placa de cubierta es el tipo sombrero, usando la construcción de una mitad del extremo de un tubo en vez de una placa plana con las juntas de cierre en la última placa de tubo. Para un servicio con presiones altas (hasta 42000 kPa (6000psi)) un cabezal tipo colector de tubos es usado.

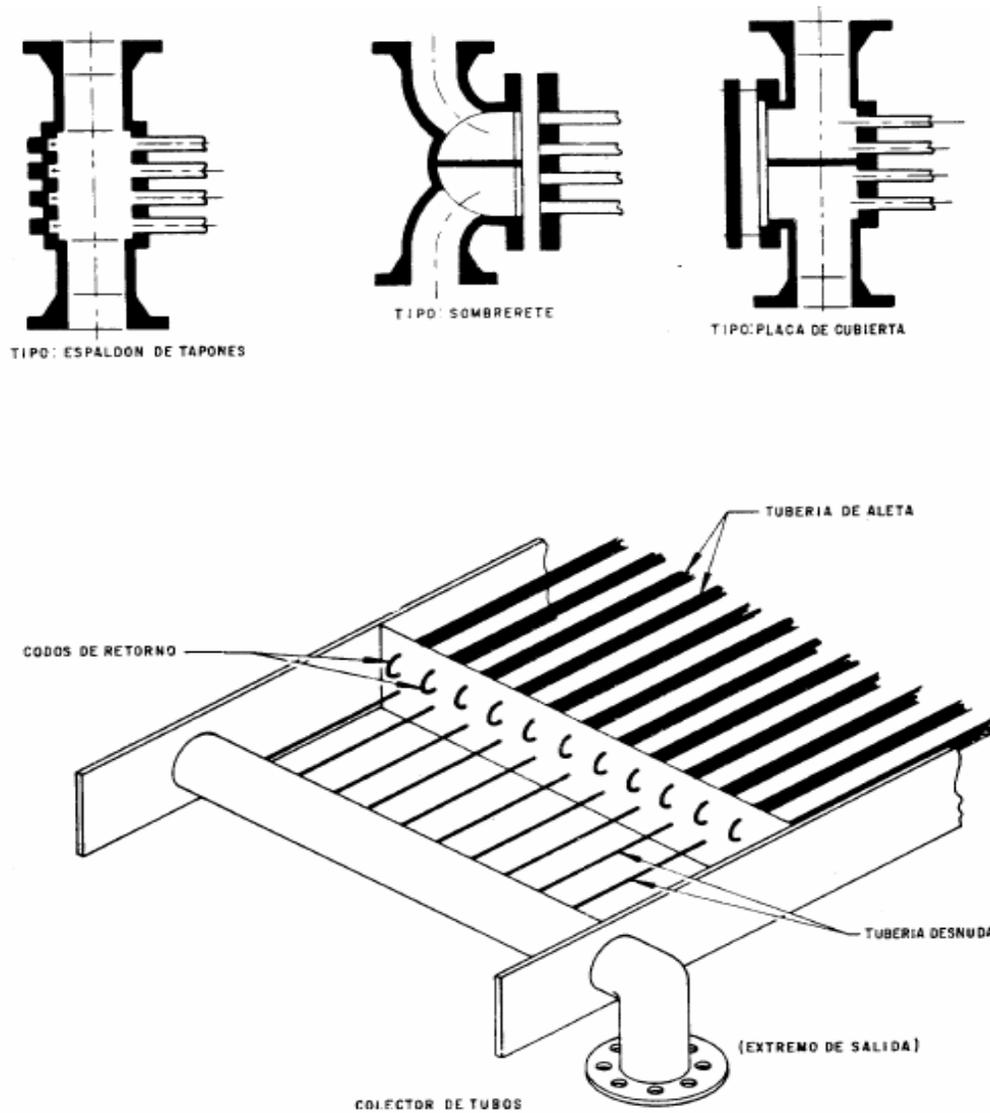


Figura 2.12: Tipos de cabezales más comunes

### 2.13.5 Armazón Tipo A

El tipo de haz para armazones tipo A puede ser usado para satisfacer restricciones del área de construcción (Ver figura 2.13.). Este diseño se adapta a las unidades montadas en el techo. El requerimiento de área de construcción para un armazón tipo



A es aproximadamente la mitad del de un haz convencional. El diseño puede ser orientado como un armazón tipo A, uno tipo V o uno tipo “pétalo de flor”. La mayor desventaja es que el diseño de armazón tipo A es bastante susceptible a los problemas de recirculación. A menos que la posibilidad de problemas de recirculación sea mínima, es recomendable que se usen arreglos planos de haces.

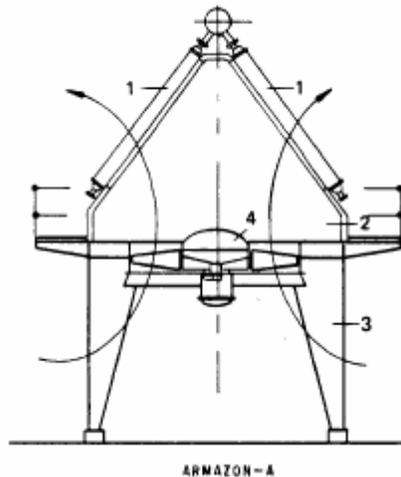


Figura 2.13 Armazón

## 2.14 Metodología De Diseño De Los Equipos De El Enfriador Por Aire.

### 2.14.1 Método Manual De Cálculo

Para refrescar conocimientos básicos se recomienda consultar el Documento PDVSA-MDP-05-E-01 (Intercambiadores de calor: principios básicos), en especial las subsecciones 4.6, 4.7, 4.8 y la sección 5.

El procedimiento para estimación manual de Enfriadores de Aire se presenta, en la subsección D6.2 del manual de diseño del HTRI. Debido a que en el manual de diseño de HTRI los procedimientos están lo suficientemente bien explicados, no se



presentará dicha información aquí, por lo cual se le recomienda al lector consultar dicha bibliografía, que está disponible a nivel corporativo.

### **2.14.2 Intercambiadores De Doble Tubo.**

Los intercambiadores comerciales de doble tubo consisten de uno o más tubos, encerrados de otro tubo en forma de U que hace el papel de carcaza. Aunque algunas secciones de los intercambiadores de doble tubo tienen tubos lisos, la mayoría tienen aletas longitudinales en la superficie externa de los tubos.

Son unidades de costos relativamente bajos, resistentes y se pueden dismantelar fácilmente para la limpieza, removiendo la tapa colocada en el extremo en U del tubo externo, desmontando ambos cierres frontales y retirando el elemento de transferencia de calor.

Las secciones de doble tubo permiten un flujo en contracorriente o paralelo verdadero, lo cual puede ser particularmente ventajoso cuando se requieren temperaturas de aproximación pequeñas o rangos de temperaturas grandes. Además, las unidades de doble tubo encajan muy bien en aquellas aplicaciones que involucran presiones altas y/o flujos bajos, debido a que estas unidades son de diámetros relativamente pequeños. Esto permite el uso de bridas pequeñas y paredes delgadas, si se les compara con los equipos de tubo y carcaza convencionales.

### **2.14.3 Intercambiadores De Superficie Extendida.**

En los tubos lisos, usualmente, la relación entre la superficie externa y la interna se encuentra en el rango de 1,1 a 1,5, dependiendo, por supuesto del diámetro y el espesor de la pared. Aquellos tubos con una mayor relación de superficies, en el rango de 3 a 40, se les conoce como tubos de superficie extendida. Los tubos de



superficie extendida presentan aletas, normalmente transversales o longitudinales. Las aletas longitudinales, para diseños de flujo paralelo a los tubos, son especialmente aplicables en servicios donde la caída de presión es pequeña y el fluido en el lado de las aletas es limpio. Las aletas transversales son generalmente para diseños de flujo perpendicular a los tubos. Este tipo de superficies se emplea cuando, debido a las propiedades de transferencia de calor de un fluido, existe una resistencia alta para el flujo de calor, mientras que las propiedades del otro fluido permiten una resistencia baja.

#### **2.14.4 Intercambiadores De Placa.**

Desde 1930 los intercambiadores de placa han sido usados en la industria química y de alimentos. Actualmente su uso se ha extendido considerablemente hacia la industria petrolera, especialmente cuando se requiere un sistema de intercambio de calor compacto y flexible en rangos de temperatura por debajo de 250°C. En estas unidades, la superficie de transferencia de calor es construida de planchas de metal en lugar de tubos. Estas planchas pueden ser de superficie lisa, corrugada o canalizada.

Dependiendo del tipo de superficie de la plancha se conocen cuatro tipos de placas:

Intercambiadores de placas en espiral.

Intercambiadores de placas con empacaduras.

Intercambiadores de placas con aletas.

Intercambiadores de láminas repujadas.



Tabla 2.3: Nomenclatura TEMA Para Intercambiadores de Calor:

	TIPOS DE CABEZALES FIJO EXTREMIDAD ANTERIOR	TIPOS DE CARCAZAS	TIPOS DE CABEZALES EXTREMIDAD POSTERIOR
A		E UN SOLO PASE 	L 
B		F DOS PASES 	M 
C	HAZ REMOVIBLE 	G FLUJO DIVIDIDO MEDIANTE PANTALLA 	N 
	PLACA DE TUBO FIJA 	H DOBLE FLUJO REMOVIBLE MEDIANTE PANTALLA 	P 
D	ALTA PRESION 	J FLUJO DIVIDIDO NATURALMENTE 	S ANILLO DIVISORIO 
		K REHERVADOR MARMITA 	T ARRASTRE CONTINUO 
			U HAZ DE TUBO EN "U" 
			W 

### 2.15 Simulación

La simulación es el proceso de diseñar un modelo físico o matemático de un sistema real y llevar a cabo experiencias con la finalidad de comprender el comportamiento



del sistema o de evaluar nuevas estrategias dentro de los límites impuestos por un criterio o conjunto de ellos. A pesar de su utilidad la simulación no puede considerarse como un método capaz de resolver todo tipo de situaciones, aun contando con la ayuda de lenguajes especializados para la simulación. La realización de un estudio de simulación comprende un esfuerzo y un consumo de recursos no despreciable en cualquiera de sus fases: definición del problema, recolección de la información, construcción del modelo, programación del mismo y ejecución.

Sistemas complejos pueden conducir a programas largos y complejos que requieran cantidades importantes de recursos computacionales. Sin embargo, la simulación por sus características y por los desarrollos computacionales que se ha logrado en los últimos años, sigue presentando una serie de ventajas que no solo la convierten en el procedimiento más adecuado en muchos casos, sino que hacen que sea la única alternativa tecnológica entre otras.

### **2.15.1 Usos Y Limitaciones De La Simulación.**

La simulación es una técnica de resolución de problemas de forma experimental y su uso debe aplicarse en los siguientes supuestos.

#### **2.15.1.1 Se puede Construir Un Modelo Físico Cuando:**

1. Existe una formulación matemática completa del problema, o no se han desarrollado aun los métodos analíticos para resolver el modelo matemático. (Por ejemplo, modelaje de redes hidráulicas con circuitos eléctricos.
2. Existen los métodos analíticos, pero las hipótesis simplificadas, necesarias para su aplicación, desvirtúan las soluciones obtenidas y su interpretación.



3. Los métodos analíticos existen, y en teoría están disponibles, pero los procedimientos numéricos son tan arduos y complejos que un modelo físico constituye un método más sencillo para obtener una solución.
4. Es deseable observar una historia simulada del proceso dentro de un horizonte temporal dado para poder estimar ciertos parámetros.
5. La simulación constituye la mejor alternativa por la dificultad de realizar experiencias en el contexto real.

**2.15.1.2 Se puede Construir Un Modelo Matemático Cuando:**

1. Es difícil predecir las propiedades termodinámicas de un fluido o de las corrientes de un proceso determinado.
2. No se han desarrollado los modelos analíticos para resolver el modelo físico.
3. Los métodos analíticos existen, pero los procedimientos de cálculo son tan difíciles y complejos que un modelo matemático constituye un método más simple y rápido para alcanzar la solución del problema.

**2.15.1.3 Como Limitaciones En La Aplicación De La Simulación Para Lograr La Resolución De Problemas Se Pueden Citar:**

1. La simulación es costosa en horas de desarrollo.
2. Suele ser muy difícil la validación del modelo y de los resultados.



3. La corrida, análisis e interpretación de los resultados suele requerir personal con conocimientos estadísticos.
4. La aceptación de los resultados requiere un elevado conocimiento del modelo empleado.

### **2.15.2 Aplicaciones De La Simulación.**

Los modelos necesarios para la realización de los experimentos de simulación no se utilizan exclusivamente para predecir el comportamiento de sistemas reales, sino que pueden ser empleados en otro tipo de tareas. Algunas de estas tareas son las siguientes:

Diagnosís: El modelo se emplea como representación profunda del sistema, sobre el que es posible determinar las causas que generan una desviación respecto a un comportamiento teórico.

Control basado en modelos: El modelo se emplea para determinar las posibles acciones a realizar sobre el sistema que conducirán al mismo a una determinada situación.

Optimización: El modelo se emplea para determinar situaciones del proceso en las que se logra una mejoría del rendimiento.

Enseñanza: El modelo se utiliza para que una persona estudie el comportamiento del sistema al que modela. Este tipo de sistema se ha empleado en multitud de circunstancias.



### **2.15.3 Tipos De Simulación.**

En función de la naturaleza de los sistemas a simular, las técnicas de simulación convencional se dividen en cuatro grupos:

1. Simulación de sistemas continuos
2. Simulación de procesos por lotes
3. Simulación combinada
4. Simulación de Monte Carlo

El criterio que se toma para establecer esta división es la distinta utilización de la variable que se emplea para el control de la simulación, el tiempo.

### **2.16 Herramientas Utilizadas.**

#### **2.16.1 Hextran (Simulation Sciences).**

Este paquete permite hacer cálculos de transferencia de calor para los siguientes tipos de equipos:

1. Para un tren de intercambio a diseñar, optimizar el área individual de los intercambiadores para cumplir con un período de pago especificado (“Optimization Área”). Puede combinar intercambiadores de diseño conocido o fijo, con equipos a diseñar. Datos aproximados y rigurosos de equipos.
2. Intercambiadores de tubo y carcaza (“STE”). Se usa/produce información rigurosa mecánica del equipo.



3. Intercambiadores de tubo y carcaza con deflectores de barras (“RBE”) (Adaptación del diseño de (Phillips Petroleum).
4. Flujo en carcaza: sólo una fase. Se usa información rigurosa mecánica del equipo.
5. Intercambiadores de doble tubo (“DPE”). Se usa información rigurosa mecánica del equipo.
6. Intercambiadores multitubo (“MTE”). Se usa información rigurosa mecánica del equipo.
7. Intercambiadores de tubos aleteados (“FTE”) (Gas fluyendo en un ducto rectangular sobre un banco de tubos). Se usa/produce información rigurosa mecánica del equipo. Permite flujo bifásico en tubos.
8. Intercambiadores enfriados por aire (“ACE”). Se usa/produce información rigurosa mecánica del equipo. Permite flujo bifásico en tubos.
9. Intercambiadores de placa con empacadura (“Plate and frame exchangers”: “PHE”). Se usa/produce información.

### **2.17 Modelos Matematicos Utilizados En Los Calculos Ingenieriles Para Dimensionamiento De Equipos.**

Los cálculos ingenieriles para el dimensionamiento de los equipos (separadores, intercambiadores de calor) siguen los siguientes modelos matemáticos:



**2.17.1 Para Separador Horizontal Con Bolsillo:**

**Paso 1 Tasa de flujo volumétrico de vapor.**

$$Q_v = \frac{W_v}{3600 * \rho_v} \quad (\text{Ec.2.5})$$

**Paso 2 Tasas de flujo volumétrico de liquido ligero y pesado  $Q_{LL}$  y  $Q_{HL}$**

$$Q_{LL} = \frac{W_{LL}}{60 \rho_L} \quad (\text{Ec.2.6})$$

$$Q_{HL} = \frac{W_{HL}}{60 \rho_H} \quad \text{Ec.2.7}$$

**Paso 3 Velocidad vertical Terminal del vapor:**

$$U_t = K \left( \frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{1/2} \quad (\text{Ec.2.8})$$

**Paso 4 Volúmenes holdup y surge  $V_H$  y  $V_S$**

$$V_H = T_H * Q_L \quad (\text{Ec.2.9})$$

$$V_S = T_S * Q_L \quad (\text{Ec.2.10})$$

**Paso 5 Diámetro**

$$D = \left( \frac{16(V_H + V_S)}{0.6\pi(L/D)} \right)^{1/3} \quad (\text{Ec.2.11})$$



**Paso 6** Área total:

$$AT = \frac{\pi D^2}{4} \quad (\text{Ec.2.12})$$

**Paso 7** Altura del espacio de vapor.  $H_v$

$$H_v = 0.70D \quad (\text{Ec.2.13})$$

**Paso 8** Nivel bajo del liquido en el compartimiento del condensado.

$$H_{LLL} = 0.5d + 7 \quad (\text{Ec.2.14})$$

**Paso 9** Altura del bolsillo

$$H_w = D - H_v \quad (\text{Ec.2.15})$$

**Paso 10** Longitud mínima para el compartimiento del condensado ajustados al holdup/surge:

$$L_2 = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_V - A_{LLL}} \quad (\text{Ec.2.16})$$

**Paso 11** Altura de Los líquidos ligero y pesado.  $H_{HL}$  y  $H_{LL}$ .

$$H_{HL} = H_{LL} = H_w / 2 \quad (\text{Ec.2.17})$$



**Paso 12** Área transversal del líquido ligero:

$$A_{LL} = A_T - A_V - A_{HL} \quad (\text{Ec.2.18})$$

**Paso 13** Velocidad establecida del líquido pesado fuera de la fase del líquido ligero,  $U_{HL}$ , y el líquido ligero fuera de la fase del líquido del líquido pesado,  $U_{LH}$ .

$$U_{HL} = \frac{k_s(\rho_H - \rho_L)}{\mu_L} \quad (\text{Ec.2.19})$$

$$U_{LH} = \frac{k_s(\rho_H - \rho_L)}{\mu_H} \quad (\text{Ec.2.20})$$

**Paso 14** Tiempos del líquido establecidos pesado fuera de la fase del líquido ligero y del líquido ligero fuera de la fase del líquido pesado.

$$t_{HL} = 12H_{LL}/U_{HL} \quad (\text{Ec.2.21})$$

$$t_{LH} = 12H_{HL}/U_{LH} \quad (\text{Ec.2.22})$$

**Paso 15**  $L_1$  mínimo para facilitar la separación liquido-liquido

$$L_1 = \max\left(\frac{t_{LH}Q_{HL}}{A_{HL}}, \frac{t_{HL}Q_{LL}}{A_{LL}}\right) \quad (\text{Ec.2.23})$$

$L$ :

$$L = L_1 + L_2 \quad (\text{Ec.2.24})$$



**Paso 16**      **Tiempo de despojamiento del líquido.**

$$\phi = H_v / U_v \quad (\text{Ec.2.25})$$

**Paso 17**      **Velocidad actual de vapor**

$$U_{VA} = Q_v / A_v \quad (\text{Ec.2.26})$$

**Paso 18**      **Longitud mínima requerida para la separación liquido-vapor**

$$L_{MIN} = U_{VA} \phi \quad (\text{Ec.2.27})$$

**Paso 19**      **Área superficial de la carcaza y el cabezal**

$$A_s = \pi DL \quad (\text{Ec.2.28})$$

$$A_D = 0.842D^2 \quad (\text{Ec.2.29})$$

**Paso 20**      **Peso aproximado de la carcaza y el cabezal**

$$W = \left( \frac{490lb}{ft^3} \right) \left( \frac{t}{12} \right) (A_{carcaza} + 2A_{cabezal}) \quad (\text{Ec.2.30})$$

**Paso 21**      **Nivel normal y alto del líquido.**

$$H_{HLL} = D - H_v \quad (\text{Ec.2.31})$$

$$A_{NLL} = A_{LLL} + V_H / L_2 \quad (\text{Ec.2.32})$$



### 2.17.2 Para Separador Horizontal Con Bota

#### Paso 1 Velocidad vertical Terminal del vapor:

Se calcula con la ecuación 2.8.

#### Paso 2 Tasa de flujo volumétrico de vapor.

Se calcula con la ecuación 2.5.

#### Paso 3 Tasas de flujo volumétrico de líquido ligero y pesado $Q_{LL}$ y $Q_{HL}$

Se calculan con las ecuaciones 2.6 y 2.7 respectivamente.

#### Paso 4 Volúmenes holdup y surge $V_H$ y $V_S$ :

Se calculan con las ecuaciones 2.9 y 2.10 respectivamente.

#### Paso 5 Diámetro:

$$D \left( \frac{4(V_H + V_S)}{0.5\pi(L/D)} \right)^{1/3} \quad (\text{Ec.2.33})$$

#### Paso 6 Área transversal total:

Se calcula con la ecuación 2.12

#### Paso 7 Altura del líquido ligero en el recipiente y la bota, $H_{LLV}$ y $H_{LLB}$ .

Estos valores se calculan buscando  $A_{LLV}$  con la relación  $H_{LLV}/D$  en la tabla 3.3 del capítulo 3.



**Paso 8 Longitud mínima para el líquido holdup/surge:**

$$L = \frac{V_H + V_S}{A_T - A_V - A_{LLV}} \quad (\text{Ec.2.37})$$

**Paso 9 Tiempo de abandono del líquido:**

Se calcula con la ecuación 2.25

**Paso 10 Velocidad actual de vapor.**

Se calcula con la ecuación 2.26

**Paso 11 Longitud mínima requerida para la separación liquido-vapor**

Se calcula con la ecuación 2.27

**Paso 12 Velocidad del líquido pesado fuera de la fase del líquido ligero.**

$U_{HL}$

Se calcula con la ecuación 2.19

**Paso 13 Tiempo del líquido pesado fuera de la fase del líquido ligero.**

$$t_{HL} = 12(H_{LLB} + D - H_V)/U_{HL} \quad (\text{Ec.2.38})$$

**Paso 14 Tiempo de residencia del líquido ligero.**



$$\theta_{LL} = \frac{(A_T - A_V)L}{Q_{LL}} \quad (\text{Ec.2.39})$$

**Paso 15 Longitud del equilibrio de separación de líquido**

$$L = \frac{t_{HL}Q_{LL}}{(A_T - A_V)} \quad (\text{Ec.2.40})$$

**Paso 16 Área superficial de la carcaza y el cabezal**

Se calcula con la ecuación 2.28 y 2.29 respectivamente.

**Paso 17 Peso aproximado de la carcaza y el cabezal**

Se calcula con la ecuación 2.30.

**Paso 18 Los niveles normal y alto del líquido.**

Para el nivel alto se usa la ecuación 2.31 y

$$A_{NLL} = A_{LLV} + V_H / L \quad (\text{Ec.2.41})$$

**Paso 19 Bota de líquido pesado:**

Se calcula con la ecuación 2.20.

**Paso 20 Diámetro de la bota para el líquido pesado:**



$$D_B = \sqrt{\frac{4 \times 12 Q_{HL}}{\pi U_P}} \quad (\text{Ec.2.42})$$

**Paso 21**      **Tiempo del líquido ligero fuera de la fase del líquido pesado.**

Se calcula con la ecuación 2.22.

**Paso 22**      **Tiempo de residencia del líquido pesado.**

$$\theta_{HL} = \frac{\pi D_P^2 H_{HL}}{4 Q_{HL}} \quad (\text{Ec.2.43})$$

## **CAPITULO III**

### **METODOLOGÍA**

La evaluación técnica para el desarrollo de plantas de control del punto de rocío del gas natural, se adapta a las exigencias del mercado nacional para recobrar hidrocarburos líquidos (LGN), de altísimo valor comercial, que luego es procesado en refinerías para convertirlos en productos útiles para la industria o son enviado a petroquímica para convertirlo en productos terminados.

#### **3.1 Metodología Utilizada**

La metodología utilizada para el desarrollo de los objetivos planteados son los siguientes:

1. Análisis del problema existente en la estación de flujo WX-1
2. Compilación de toda la información necesaria referida a los diseños de procesos de plantas de extracción de LGN y de los equipos asociados al mismo.
3. Recopilación de información imprescindible para la elaboración de los modelos de simulación (Diagramas de flujos y características de corriente).
4. Descripción de los procesos en la planta de control del punto de rocío.
5. Elaboración de un modelo de simulación para el diseño de un sistema de control del punto de rocío capaz de disminuir el mismo y extraer los condensados que ocasionarían problemas operacionales.



6. Realización del dimensionamiento de los equipos más importantes (separador trifásico, aerofriador, intercambiador de calor) del proceso en función de los resultados de las simulaciones de la planta de control de punto de rocío, para una capacidad máxima de 15 MMPCND como margen de seguridad.
7. Selección de la mejor opción de diseño considerando el parámetro técnico.
8. Presentación de resultados, conclusiones y recomendaciones.

### **3.2 Descripción Del Esquema De Funcionamiento De La Planta De Control De Punto De Rocío (Cpr).**

La planta de control de punto de rocío trabaja bajo el siguiente esquema de operación: Procesa un flujo volumétrico de 15 MMPCND de gas natural. Para lograr la reducción del punto de rocío se utilizará el aire del ambiente, como medio de enfriamiento, a través de un enfriador por aire forzado (aerofriador).

A tal efecto, el punto de rocío promedio alcanzado será de 110 °F. Dentro del proceso previsto en la planta de Control de Punto de Rocío, se prevé que los vapores a la descarga de dicha planta tendrá una temperatura de operación de 180 °F, esto con la finalidad que al mezclarse estos vapores con el gas de baja producidos en la estación, se obtenga, una temperatura en la mezcla de 5 a 10 °F por encima del gas de baja presión, de esta forma la temperatura final de operación del gasoducto, se mantendrá siempre por encima de la temperatura de rocío del gas transferido. El gas parcialmente pobre y seco de la planta de Control de Punto de Rocío se continuará incorporando al gasoducto de transferencia.

El flujo de condensado recuperado se devuelve a los separadores de producción de baja presión. El caudal de agua generado, será enviado al tanque de agua de



afluentes, dejando una predicción a futuro para conectarse a la fosa API. Se aprovechará la capacidad adicional del separador trifásico a instalar en la planta de Control de Punto de Rocío para separar el agua.

Los equipos y tuberías de la planta de Control de Punto de Rocío se han diseñado para ocasionar una máxima caída de presión de 16 psig (sin incluir la caída de presión a través de la válvula de control de presión a la descarga de la planta) a la máxima capacidad de 15 MMPCND.

Se ha fijado el control de contrapresión de la planta a una máxima presión de 96 psig. Esta garantizará que el gas descargado por la planta de Control de Punto de Rocío pueda incorporarse al gas de baja presión cuando opere a la máxima presión de 92 psig. De acuerdo a las anteriores premisas la misma presión de descarga de la recuperadora de vapor (REVA) estaría en el orden de 112 psig.

El tren de procesamiento de la planta de Control de Punto de Rocío dispone de los siguientes equipos principales en operación:

1. 1 Intercambiador de calor carcaza y tubo GAS / GAS.
2. 1 Aeroenfriador.
3. 1 Separador trifásico.

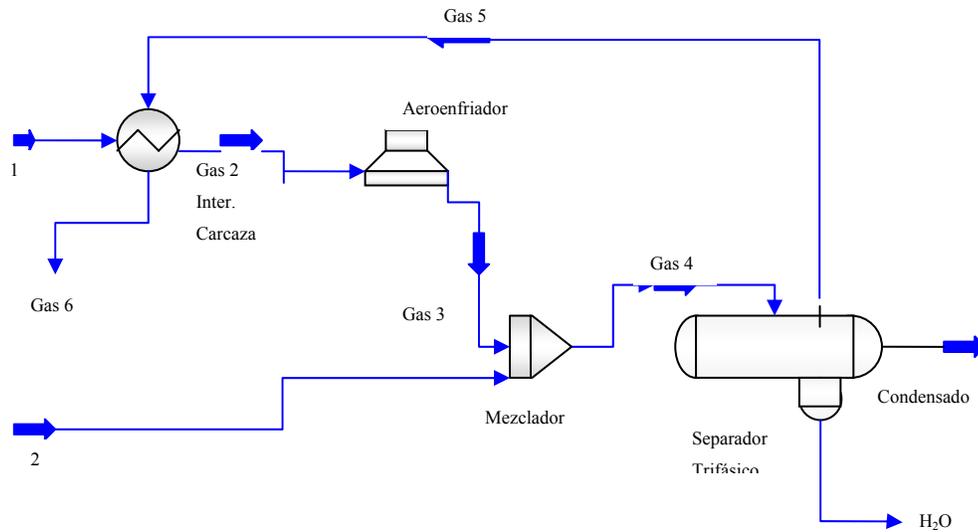
### **3.2.1 Se Planteó El Siguiete Esquema De Simulación:**

1. El gas de descarga de la REVA se dirige al intercambiador de calor (gas/gas).
2. En el intercambiador de calor (gas/gas), la alimentación a 225°F reduce su temperatura por la corriente proveniente del separador trifásico.



3. El gas de salida del intercambiador reduce su temperatura a 199 °F con una caída de presión de 3 psig.
4. La corriente que sale del intercambiador entra al enfriador de aire forzado (aeroenfriador) la cual utiliza aire del ambiente para disminuir la temperatura de la misma.
5. La corriente de salida del aeroenfriador posee una temperatura de 110 °F y se mezcla con los líquidos provenientes de un tanque separador externo que disminuye la temperatura de la corriente que entra al separador trifásico.
6. En el separador trifásico se da la separación del gas, el agua y el condensado. Este gas es el utilizado para la convección que ocurre en el intercambiador de calor, el agua y el condensado son enviado al patio de descarga.

El proceso anteriormente descrito se muestra, paso a paso en la **Figura 3.1**.



**Figura 3.1. Tren de procesamiento de la planta de control de punto de rocío (CPR).**

### 3.3 Simulación De La Planta De Control De Punto De Rocio (Cpr):

La elaboración del modelo de simulación para la planta se desarrolló con la herramienta de simulación **HYSYS 3.1**, recurso suministrado por el laboratorio de simulación del departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Oriente.

El modelo de simulación se desarrolló para su único tren de procesamiento, con capacidad de 15 MMPCND y conserva los mismos parámetros de operación y configuración mostrada en la figura 3.1.

Para el inicio de la simulación, la selección del método termodinámico apropiado representa un paso importante y necesario en el diseño del proceso. La herramienta de simulación **HYSYS 3.1** posee un amplio rango de métodos que



permiten la solución de una gran variedad de sistemas que ocurren en las industrias de procesos químicos.

Las propiedades termodinámicas son una parte integral en los cálculos del diseño del proceso. Las constantes de equilibrio Líquido-vapor se usan para determinar las separaciones de fases. Las entalpías de las corrientes, son utilizadas en la determinación de la energía requerida para llevar un sistema de componentes de unas condiciones térmicas establecidas a otras. Las entropías son usadas en los cálculos de las operaciones isentrópicas. Las densidades de vapor y líquido son requeridas en la transferencia de calor, caída de presión y en el diseño de los separadores líquido-vapor.

En este estudio, la corriente del gas natural es una mezcla de los siguientes componentes: Agua, dióxido de carbono, nitrógeno, metano, etano, propano, n-butano, i-butano, n-pentano, i-pentano, hexano, heptanos y compuestos más pesados (mostrados con su composición en la tabla 3.1). Esta mezcla es libre de compuestos azufrados, ya que fue, previamente endulzada en una planta de tratamiento de la cual dicha operación no es estudiada en este proyecto.

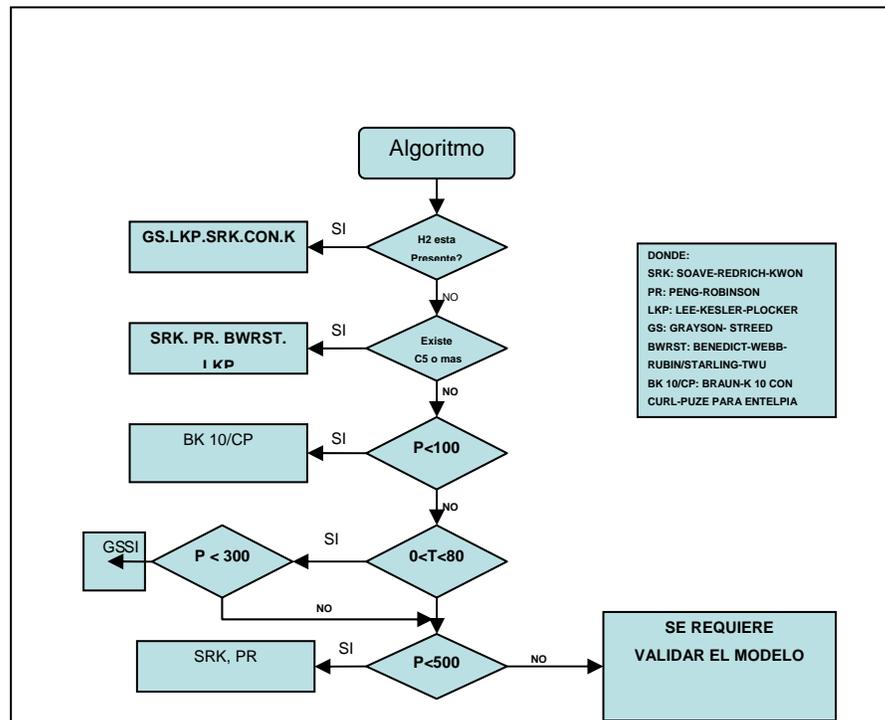
Para este tipo de sistema el método termodinámico usado, se encuentra dentro de la categoría de las ecuaciones de estado, las cuales relacionan la densidad, la temperatura, presión y composición del fluido en estudio.

Es aplicable a componentes puros y mezcla de multicomponentes, en fase gaseosa, líquida y/o sólida; además predicen con exactitud cambios de entalpía, entropía, fugacidades y equilibrio entre fases para sistemas de gas-agua-hidrocarburos.



En la **Figura 3.2** se presenta una guía para la selección de los métodos termodinámicos usados en la simulación de procesos aplicados en la industria petroquímica. Siguiendo el procedimiento mostrado en la figura 3.2, en la primera etapa se verifica si el sistema posee  $H_2$  como en el sistema no existe  $H_2$ , se sigue el procedimiento y se verifica la segunda etapa. En la segunda etapa se confirma la existencia de pentano y más livianos en el sistema.

Como en el sistema posee pentano y más livianos el método de selección sugiere los siguientes métodos termodinámicos: Soave Redlich Kwong (SRK), Peng Robinson (PR), Benedict Webb, Rubin Starling Twu (BWRST) y Lee Kessler Plocker (LKP).



**Figura 3.2. Algoritmo de selección de métodos termodinámicos.**



La simulación se realizó bajo el método termodinámico de Peng Robinson, éste es uno de los más usados en la industria para caracterizaciones de estado para el gas natural, arrojando excelentes resultados.

### 3.3.1 Simulación De La Planta De Control De Punto De Rocío.

Después de haber seleccionado el método termodinámico para realizar la simulación se siguieron los siguientes pasos:

1. Se seleccionó los componentes pertenecientes a la composición del gas de alimentación ( $H_2O$ ,  $CO_2$ ,  $N_2$ ,  $C_1$ ,  $C_2$ ,  $C_3$ ,  $i-C_4$ ,  $n-C_4$ ,  $i-C_5$ ,  $n-C_5$ ,  $C_6$ ,  $C_7$ ,  $C_8$ ,  $C_9$ ), para trabajar en el paquete termodinámico.
2. Se elaboró el diagrama de flujo en el ambiente de simulación igual al mostrado en la figura 3.1.
3. Se introdujo los datos de entrada a la corriente de gas de alimentación (composición molar, presión temperatura), mostrados en la tabla 3.1.
4. De la data suministrada se introdujo el valor de temperatura y de presión de la corriente de alimentación a la entrada del intercambiador.
5. Se suministro el valor de la presión, la temperatura y los barriles de condensado y de agua de la corriente del separador externo los cuales se mezclan con la corriente proveniente del aeroenfriador por la data existente.

Durante la simulación, se realizaron pequeños cambios, como caídas de presión en el intercambiador de calor y el aeroenfriador (las cuales fueron despreciables), y de temperatura a la salida del intercambiador de calor y del aeroenfriador hasta



obtener una operación óptima de la planta y el mejor resultado de recobro de LGN y de gas residual, a una temperatura menor y con un cantidad de hidrocarburos condensables inferior al contenido de la entrada del tren de procesamiento de la planta.

**Tabla 3.1 Composición de la corriente de alimentación de la planta de control de punto de rocío.**

Alimentación @225 °F y 112 psi	
Composición	Fracción molar (Y)
H <sub>2</sub> O	0,103691
CO <sub>2</sub>	0,037000
N <sub>2</sub>	0,018049
C <sub>1</sub>	0,141503
C <sub>2</sub>	0,161357
C <sub>3</sub>	0,218211
i-C <sub>4</sub>	0,047739
n-C <sub>4</sub>	0,086545
i-C <sub>5</sub>	0,028878
n-C <sub>5</sub>	0,027976
C <sub>6</sub>	0,022561
C <sub>7</sub>	0,016244
C <sub>8</sub>	0,072196
C <sub>9</sub>	0,018049
C <sub>10</sub>	0
C <sub>11</sub>	0



### **3.4 Dimensionamiento De Los Equipos.**

El dimensionamiento se realizó para aquellos equipos relevantes involucrados en el proceso (intercambiador de calor, aerofriador y separador trifásico) para una capacidad máxima de 15 MMPCND, como margen de seguridad en el diseño y dimensionamiento de los mismos; De esta manera se asegura que la planta estará en la capacidad de procesar flujos mayores de 12 MMPCND y menores a 15 MMPCND. Se realizó la simulación de la planta de Control de Punto de Rocío, con la herramienta **HYSYS 3.1** con el fin de conocer las variables críticas de operación como: flujos molares, densidad de la mezcla, calor transferido de los intercambiadores, etc. Con el fin de ser utilizadas en los cálculos del dimensionamiento.

Para este fin se utilizaron las ecuaciones matemáticas descritas en el capítulo 2.

Para el diseño conceptual del intercambiador de calor y del aerofriador se utilizó la herramienta de simulación **HEXTRAN 8.11**, ya que los modelos matemáticos para el dimensionamiento de intercambiadores exigen propiedades físicas como conductividad térmica, densidad y viscosidad, las cuales no estaban a disposición, y la herramienta de simulación **HYSYS 3.1** no las calcula cuando las corrientes de materias del proceso se encuentran en estado de mezcla líquido-vapor, para una mezcla multicomponente de hidrocarburos.

El dimensionamiento de los separadores trifásicos (con bolsillo, con bota.) se desarrolló a través de ecuaciones matemáticas encontradas en documentos técnicos las cuales arrojaron valores aceptables para un diseño conceptual. Del cual se seleccionará el que desarrolle un mejor funcionamiento.



### **3.4.1 Dimensionamiento Del Intercambiador De Calor Coraza Y Tubo.**

Para el dimensionamiento del intercambiador de calor se utilizó la herramienta **HEXTRAN 8.11**, para lo cual se seleccionó el modelo termodinámico de Soave Redlich Kwong (SRK) y hubo que suministrar los siguientes datos:

1. Composición de las corrientes de entrada al intercambiador de calor.
2. Temperatura, presión y flujo másico de entrada por el lado de los tubos.
3. Fijar temperatura y una posible presión a la salida del intercambiador de calor por el lado de los tubos.
4. Temperatura, presión y flujo másico a la entrada por el lado de la carcasa.
5. Configuración o arreglo del intercambiador de calor (**TEMA**).
6. Orientación (Vertical u Horizontal).
7. Orientación de los flujos de materias en el intercambiador de calor (contracorriente o paralelo).
8. Estimar el coeficiente global de transferencia de calor inicial para los cálculos iterativos.
9. Diámetro externo, cédula y área libre de flujo (pitch) de los tubos.
10. Material de construcción del intercambiador de calor.



11. Fijar un máximo y mínimo de diámetro de carcaza, longitud de los tubos y caídas de presión.
12. Fijar un máximo y mínimo de área de carcaza del intercambiador de calor
13. Fijar un máximo y mínimo de números de pasos de tubos por la carcaza.
14. Fijar la tasa de transferencia de calor en el intercambiador.

Los datos de flujos, composiciones, temperaturas, presiones y tasa de transferencia de calor fueron tomados de los resultados de las simulaciones realizadas en **HYSYS 3.1** de la planta de Control de Punto Rocío.

La tasa de transferencia de calor suministrada al simulador de diseño del intercambiador de calor es la obtenida de HYSYS 3.1 más un 5% adicional por encima del valor, por concepto de pérdidas de transferencia de calor al ambiente.

La configuración del intercambiador de calor de tubo y coraza es del tipo de un solo paso en la nomenclatura TEMA con orientación horizontal y construcción de acero al carbono.

Los flujos en el intercambiador de calor se estipularon en contracorriente.



**Tabla 3.2 Composición de la corriente de entrada en el lado de los tubos del intercambiador de calor.**

<b>Composición</b>	<b>Fracción molar (Y)</b>
C1	0.142
C2	0.161
C3	0.218
i-C4	0.048
n-C4	0.086
IC5	0.029
C5	0.028
C6	0.023
C7	0.016
C8	0.072
C9	0.018
C10	0
C11	0
H2O	0.104
CO2	0.037
N2	0.018



**Tabla 3.3 Composición de la corriente de entrada para el lado de la carcasa del intercambiador de calor.**

<b>Composición</b>	<b>Fracción molar (Y)</b>
C1	0.142
C2	0,243
C3	0,278
i-C4	0,047
n-C4	0,074
IC5	0,015
C5	0,012
C6	0,004
C7	0,001
C8	0,002
C9	0
C10	0
C11	0
H2O	0
CO2	0.0
N2	0.018



**Tabla 3.4 Condiciones de y de Entrada y de Salida de las Corrientes al Intercambiadores de Calor de Carcaza y Tubo**

	Del lado de los tubos		Del lado de la carcaza	
	entrada	salida	entrada	salida
Presión (psig)	112	107	105	100
Temperatura (°F)	225	205	98,017	181,46
Capacidad calorifica (BTU- /h°C)	2.476		2.437	
Viscosidad (lb/fth)	0.192		0.268	
Conductividad termica (kcal/h°Cm)	0.08524		0.02490	
Flujo masico (Kgmol/h)	451.52		705.275	

**3.4.1.1 Dimensionamiento Del Intercambiador De Calor (Gas/Gas) De La Planta De Control De Punto De Rocío (CPR) Con Modelos Matemáticos**

Se estimo la configuración del intercambiador de calor de la siguiente forma para la realización de los cálculos.

**Carcaza:** área 525 m<sup>2</sup>, y un número de pasos igual a (1).

**Tubos:** numero (1468), una longitud de (6.1 m) y un espesor de (2.108 mm).

**1. Calculo de la temperatura media logarítmica**

$$\Delta T = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln[(T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)]} \tag{EC. 3.1}$$



2. cálculo del factor de corrección, el cual depende de los siguientes parámetros:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (\text{EC. 3.2})$$

$$S = \frac{t_2 - t_{1c}}{T_1 - t_1} \quad (\text{EC. 3.3})$$

Con los valores de R y S se busca el valor de (ft) o factor de corrección en la Figura B-2 del apéndice B.

3. Cálculo de la variación de temperatura efectiva de transferencia de calor

$$\Delta T_S = \Delta T_{MLDT} * ft \quad (\text{EC. 3.4})$$

4. Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por el lado de la carcasa.

Cálculo del área de flujo

$$\partial_g = \frac{DI * C * B}{144 * Pt} \quad (\text{EC. 3.5})$$

Cálculo de la velocidad masica por unidad de tiempo

$$G_g = \frac{\omega}{\partial_g} \quad (\text{EC. 3.6})$$

Cálculo del diámetro equivalente

$$d_e = \frac{(0.5 * Pt * 0.86 * Pt - 0.5 * \pi * \frac{d_0^2}{4}) * 4}{0.5 * \pi * d_0} \quad (\text{Ec. 3.7})$$



Calculo del número de Reynolds

$$R_e = \frac{d_e * G_g}{\mu} \quad (\text{Ec. 3.8})$$

Calculo del factor de transferencia de calor:

El factor de transferencia de calor (jh) se busca en la **Figura B-4** del Apéndice B con el número de Reynolds

**5. Se calcula el coeficiente de transferencia de calor (jh)**

$$h_0 = jh * \frac{k}{d_e} * \left( \frac{C_p * \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} * \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (\text{Ec. 3.9})$$

**6. Calculo del coeficiente de transferencia de calor por el lado de los tubos**

Se calcula el área de flujo

$$a_t = \frac{N_t * a_t^i}{144 * n} \quad (\text{Ec. 3.10})$$

Calculo de la velocidad masica por unidad de área

$$G_t = \frac{\omega}{a_t} \quad (\text{Ec. 3.11})$$



Se busca el diámetro interno de los tubos en la tabla 4 del apéndice A y se calcula el número de Reynolds

$$R_{et} = \frac{d_i * G_t}{\mu} \quad (\text{Ec. 3.12})$$

Ahora se calcula el factor de transferencia de calor (Jh), el mismo se obtiene de la **Figura B-4** del Apéndice B con el número de Reynolds.

#### 7. Calculo del coeficiente de transferencia de calor

$$hi = jh * \frac{k}{di} * \left( \frac{C_p * \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} * \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (\text{Ec. 3.13})$$

#### 8. Calculo del coeficiente global de transferencia de calor

$$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Ec. 3.14})$$

#### 9. Por ultimo tenemos el calculo del área del intercambiador de calor

$$A = \frac{Q}{U * \Delta T_e} \quad (\text{Ec. 3.15})$$

#### 3.4.2 Dimensionamiento Del Aéroenfriador

El Dimensionamiento del aéroenfriador se realizo mediante la herramienta de simulación HEXTRAN 8.11, utilizando datos arrojados por el simulador HYSYS



(presión, temperatura, composición (ver tabla 3.1), etc.) Se tomaron las siguientes consideraciones de diseño.

### 3.4.2.1 Temperatura De Diseño Del Aire De Entrada

La selección de la máxima temperatura de diseño del aire entrando es de suma importancia. La máxima temperatura de entrada para diseño debe ser determinada por aquella temperatura igual o excedente en 1 a 2 1/2% de las horas totales anuales, basado en una historia de por lo menos 5 años. Para tomar en cuenta una posible recirculación, un mínimo de 3 °C(5 °F) debe ser añadido a este valor. En el caso de una pequeña temperatura de aproximación puede ser ventajoso estimar la máxima temperatura como el promedio de las máximas temperaturas mensuales de los meses más calientes del año, o añada 6 °C (10°F) o más para recirculación.

La temperatura de diseño mínima de aire entrando, necesaria para dimensionar los accionadores de los ventiladores y para determinar los posibles servicios de adaptación al invierno o al punto de congelación deben ser seleccionados en base a comparación.

### 3.4.2.2 Servicios Con Alto Punto De Fluidez

El problema básico en este tipo de servicio (Alto punto de fluidez/viscosidad alta) es prevenir que el fluido se “asiente” en los tubos con bajas velocidades del flujo y/o bajas temperatura del aire ambiental. Para tales servicios (ejemplo, alambique de tubos de fondos), las recomendaciones siguientes deben ser consideradas en el diseño.

1. Normalmente, el enfriador de aire debe ser diseñado con tubos descubiertos en vez de tubos con aletas para proveer una temperatura de pared mayor para un coeficiente interno de transferencia de calor dado. El costo total no es mayormente afectado, porque el coeficiente interno es lo suficientemente bajo



para no disminuir la eficiencia de las tuberías aleteadas. Sin embargo, algunas veces puede ser necesario el uso de tubos aleteados para obtener un arreglo de flujo que provea suficiente caída de presión.

2. La caída de presión a través de los tubos debe ser maximizada. Esto resulta en un coeficiente de transferencia de calor más alto y, por consiguiente, una temperatura de pared más alta. También, permite un arreglo de haces en serie y con esto se tiende a eliminar los problemas de distribución del flujo asociados con los arreglos en paralelo.
3. Se deben poner serpentines de vapor ubicados debajo de la unidad para calentar el aire que entra durante las operaciones de arranque e interrupción. También, dependiendo de la severidad del punto fluidez, usar vapor puede ser necesario en las operaciones invernales intermitentes o continuas.
4. El control del flujo de aire debe ser provisto por el uso de las rejillas y/o el espaciado variable de los ventiladores. El tipo de control de
5. Se deben tomar previsiones para que los haces se puedan sacar de servicio durante operaciones de baja velocidad de flujo instalando conexiones para un desvío y para desagüe del haz.
6. La unidad puede ser diseñada con flujo en contracorriente o para convertirse de flujo en contracorriente a flujo corriente. El último puede ser alcanzado con un arreglo transformable de tubo o con un espaciado variable de ventiladores para la operación en un ángulo negativo.



### 3.4.2.3 Recirculación Del Aire Caliente

La recirculación de aire caliente es el fenómeno donde el aire caliente que sale es recirculado con la corriente de aire fresco entrando, al mezclarse se eleva la temperatura de entrada del aire. Esto puede ocurrir alrededor de una sola unidad o entre las corrientes de aire adyacentes a las unidades. Los problemas asociados con la recirculación de aire caliente son el efecto directo de un pobre diseño de enfriador y ubicación.

### 3.4.2.4 Elevación

Las consideraciones de proceso también pueden fijar la elevación de enfriadores de aire. Frecuentemente, la ubicación del tambor de destilación de una columna fraccionadora fija la elevación del condensador de tope. Si las consideraciones de proceso es lo que rige, la elevación debe ser suficiente para proveer un área periférica alrededor de la base de la unidad, por lo menos igual a 1.5 veces el área de la cara de la misma.

### 3.4.2.5 Dimensionamiento Del Aéroenfriador Mediante Cálculos Matemáticos.

**Paso 1:** Seleccione un coeficiente de transferencia de calor  $U_o$ , de la **Tabla 1** del Apéndice A

**Paso 2:** Determine la temperatura de salida del aire,  $(t_2-t_1)$  usando la **Figura B-1** del Apéndice B (corriente de diferencial de temperatura del proceso a 40 °F)

Usando la ecuación



$$(t_2 - t_1) = C_a * F_r * U_o * \left( \frac{T_1 - T_2}{2} - t_2 \right) \quad (\text{Ec. 3.16})$$

Donde;

Uo, Coeficiente de transferencia de calor.

T<sub>1</sub>, Temperatura de entrada del vapor.

T<sub>2</sub>, temperatura de salida del vapor.

t<sub>1</sub>, de entrada del aire de ambiente.

Fr, factor de corrección de la temperatura.

Ca, constante: 0.005 unidades US. 0,00088 unidades SI

**Paso 3:** Encontrar un diferencial de temperatura bajo MTD

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln[(T_1 - t_2)/(T_2 - t_1)]} \quad (\text{Ec.3.17})$$

Usando la **Figura B-2** del Apéndice B para el factor de corrección.

$$P = \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (\text{Ec.3.18})$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (\text{Ec. 3.19})$$

Luego se corrige el valor de MTD:

$$MTD = F * LMTD \quad (\text{Ec.3.20})$$

**Paso 4:** Cálculo del Área Superficial Requerida:

Usando la siguiente ecuación:



$$A = \frac{Q}{U_o * MTD}; ft^2 \quad (\text{Ec.3.21})$$

**Paso 5:** Cálculo de la tasa de flujo de aire,  $m_{\text{aire}}$ :

$$m_{\text{aire}} = \frac{Q}{Cp * (t_2 - t_1)} \quad (\text{Ec.3.22})$$

**Paso 6:** Seleccione los tubos a instalar

Con la **Tabla 6** del Apéndice B

Usando la **Tabla 4** del Apéndice A

Cambiar dimensiones:

Longitud de los tubos.

Ancho unitario.

Ventilador.

Determinar el área transversal del aerofriador

Velocidad del aire

**Paso 7:** Calcular el poder del ventilador

Usando la **Figura B-3** del Apéndice B con  $U_o$ .

Nota: Al igual que para el intercambiador de carcasa y tubo solo se plantearon las ecuaciones, ya que los valores fueron arrojados por el simulador.

### 3.4.3 Dimensionamiento De Los Separadores Trifásicos.



Se realizó el dimensionamiento de tres separadores trifásicos, con la finalidad de escoger cual de ellos tiene mejor capacidad y desarrollo en el tren de procesamiento de la planta de control de punto de rocío; El mismo se hizo con modelos matemáticos y ecuaciones encontradas en documentos técnicos.

Para el desarrollo de los cálculos, se tomaron parámetros de operación del diseño de la planta CPR calculados por HYSYS 3.1, tales como: densidad, viscosidad, flujo molar, temperatura, presión, factor de compresibilidad bifásico entre otros

### 3.4.4 Cálculos De Las Variables Para El Separador Trifásico Con Control De Interfase En El Bolsillo.

#### Muestra de cálculo:

#### Problema n° 1:

1.- velocidad vertical Terminal de vapor:

$$U_t = 0.032 * \left( \frac{39,26 - 0.685}{0,685} \right)^{1/2} = 0,64 \text{ pie} / \text{s}$$

El valor de  $K$  calculado, usado uno de los métodos en la **Tabla 8** del apéndice A y

$U_v = 0.75U_t$  para un diseño conservativo.

2.- tasa de flujo volumétrico de vapor.

$$Q_v = \frac{36873 \text{ lb} / \text{h}}{3600 \text{ s} / \text{h} \times 0.0,685 \text{ lb} / \text{pie}^3} = 14,95 \text{ pie}^3 / \text{s}$$



3.- tasas de flujo volumétrico de líquido ligero y pesado  $Q_{LL}$  y  $Q_{HL}$  respectivamente

$$Q_{LL} = \frac{37415 \text{ lb} / \text{h}}{60 \text{ min} / \text{h} \times 39,23 \text{ lb} / \text{pie}^3} = 15,88 \text{ pie}^3 / \text{min}$$

$$Q_{HL} = \frac{2914,5 \text{ lb} / \text{h}}{60 \text{ min} / \text{h} \times 62,350 \text{ lb} / \text{pie}^3} = 0,78 \text{ pie}^3 / \text{min}$$

4.- Seleccione los tiempos holdup y surge de la **Tabla 10** del Apéndice A y calcule los volúmenes holdup y surge  $V_H$  y  $V_S$  usando las siguientes ecuaciones:

$$V_H = 10 \text{ min} * 15,88 \text{ pie}^3 / \text{min} = 158,72 \text{ pie}^3$$

$$V_S = 5 \text{ min} * 15,88 \text{ pie}^3 / \text{min} = 79,40 \text{ pie}^3$$

5.- Obtener la relación  $L/D$  de la **Tabla 9** del Apéndice A y luego determinar el valor del diámetro acordado por la siguiente ecuación:

Asumir un  $L/D=3$

$$D = \left( \frac{4(238,23)}{0,6\pi(3) \times \frac{1}{4}} \right)^{\frac{1}{3}} = 8,77 \text{ pie}$$

Se asume 9pie de diámetro

6.- Luego calcule la sección del área total usando la siguiente ecuación:

$$A_T = \frac{\pi(9 \text{ pie})^2}{4} = 63,62 \text{ pie}^2$$

**Nota:** el espacio de vapor.  $H_v$  para el largo de  $0,1D$  o 2 pies: (1 pie si este no es).

Usando  $H_v/D$  en la **Tabla 9** del Apéndice A se obtiene  $A_v/A_T$  y se calcula  $A_v$ .

Asumir un  $H_v=0,10*9 \text{ pie}=0,96 \text{ pie}$ ,



Usando la **Tabla 9** del Apéndice A  $A_v/A_T=0.052$

Entonces  $A_v=3,3 \text{ pie}^2$

7.- Calcular el nivel bajo del liquido en el liquido ligero, o leyendo este en la **Tabla 13** del Apéndice A

$$H_{LLL} = 0.5*(9)+7 = 11.5 \text{ pulg}$$

Se asume 12 pulg.

8.- Calcular el nivel mas bajo de líquido.

$$H_{LLL} / D = 12/(9 \times 12) = 0.111$$

Usando la **Tabla 9** del Apéndice A,  $A_{LLL}/A_T = 0.052$

$$A_{LLL} = (0.052)(63,62 \text{ pie}^2) = 3,86 \text{ pie}^2$$

$$H_w = 9,0 - 0,9 = 8,1 \text{ pie}$$

9.- Calcular la longitud mínima del compartimiento para el líquido holdup/surge:  $L_2$  del separador.

$$L_2 = \frac{2,38,23}{63,62 - 3,3 - 3,86} = 4,22 \text{ pie}$$

Usar  $L_2=5 \text{ pie}$ .

$\frac{1}{2}$  pie. El mínimo para  $L_2=d_N+12 \text{ pulg}$ .

10.-  $H_w/2$ , obteniendo de los líquidos ligero y pesado.  $H_{HL}$  y  $H_{LL}$ .

$$H_{HL} = H_{LL} = 8,10 / 2 = 4,05 \text{ pie}$$

11.- Para el líquido, calcular el área del líquido pesado. Usando  $H_{HL}/D$  en la **Tabla 9** del Apéndice A y calcular el área del líquido ligero por:

$$H_{HL}/D = 4,04/9 = 0,45$$



De la tabla 9 del apéndice A  $A_{HL} / A_T = 0.094$

$$A_{HL} = (0.45)(63,62 \text{ pie}^2) = 27,76 \text{ pie}^2$$

$$A_{LL} = 63,62 - 3,3 - 27,76 = 32,55 \text{ pie}^2$$

12.-Calcular la velocidad del líquido pesado fuera de la fase del líquido ligero,  $U_{HL}$ , y el líquido ligero fuera de la fase del líquido del líquido pesado,  $U_{LH}$ . Usando  $k_s$  de la **Tabla 7** del Apéndice A.

De la **Tabla 7** del Apéndice A  $k_s = 0.333$

$$U_{HL} = \frac{0.333(62.350 - 39,26)}{0.2466} = 31,18 \text{ pulg}/\text{min}$$

$$U_{LH} = \frac{0.333(62.35 - 39,26)}{0.69483} = 11.6 \text{ pulg}/\text{min}$$

Use 10 pulg/min (máximo)

13.-Calcular los tiempos del líquido pesado fuera de la fase del líquido ligero y del líquido ligero fuera de la fase del líquido pesado.

$$t_{HL} = (12 \text{ pulg}/\text{pie})(4,05 \text{ pie}) / 10 \text{ pulg}/\text{min} = 4,86 \text{ min} \rightarrow \text{use } 2.0 \text{ min}$$

$$t_{LH} = t_{HL} = 5 \text{ min}$$

14.-Calcular  $L_1$  mínimo para facilitar la separación líquido-líquido

$$L_1 = \max(5,5) = 5 \text{ pie}$$

Use  $L_1 = 5.0 \text{ pie}$

15.-Finalmente  $L$ :



$$L = 5,0 + 5,0 = 10,0 \text{ pie}$$

16.-Calcular el tiempo del liquido.

$$\phi = 0,9 \text{ pie} / 0,48 \text{ pie/s} = 1,88 \text{ s}$$

17.-Calcular la velocidad actual de vapor

$$U_{VA} = Q_V / A_V = \frac{14,95 \text{ pie}^3/\text{s}}{3,3 \text{ pie}^2} = 4,52 \text{ pie/s}$$

18.- Calcular la longitud mínima requerida para la separación liquido-vapor

$$L_{MIN} = (4,52 \text{ pie/s})(1,88 \text{ s}) = 8,5 \text{ pie}$$

19.-Si  $L < L_{MIN}$  entonces  $L = L_{MIN}$  (aquí se encuentra el equilibrio en la separación vapor/ liquido) este resultado. Si  $L \ll L_{MIN}$  entonces incrementa  $H_V$  y se recalcula  $A_V$ . Entonces se repite desde el paso 6. Si  $L > L_{MIN}$  el diseño es aceptable para la separación vapor/liquido. Si  $L \gg L_{MIN}$  (equilibrio liquido holdup).  $L$  solo puede reducirse y  $L_{MIN}$  incrementarse si  $H_V$  es reducido.  $H_V$  solo es reducido si este es especificado en el paso 9. Con  $H_V$  reducido, recalcar  $A_V$  y repetir desde el paso 9.

20.- Calcular  $L/D$ . si  $L/D \ll 1,5$ , decrece  $D$ . y se repite desde el paso 6. Si  $L/D \gg 6,0$  entonces incrementa  $D$  y se repite desde el paso 5.

$$L/D = 10/9 = 1,11$$

21.-Calcular los espesores de la carcaza y el cabezal, usando la **Tabla 9** del Apéndice A



Cabezal asumido por **Tabla 9** del Apéndice A

Se asume  $E=0.85$

Usar SA-516 70 carbono

Temperatura de diseño 650°

$S=17500$  psi; por ref. (3)

Corrosión= $1/16$  pu lg

$P=90,03$  psig

$$t_s = \frac{90,03 \times 132}{2 \times 17500 \times 0.85 - 1.2 \times 90,03} + \frac{1}{16} = 0.0665 \text{ pu lg}$$

$$t_s = \frac{3}{8} \text{ pu lg(usar)}$$

$$t_H = \frac{0.885 \times 90,03 \times 132}{2 \times 17500 \times 0.85 - 0.1 \times 90,03} + \frac{1}{16} = 0.0628 \text{ pu lg}$$

$$t_H = \frac{1}{2} \text{ pu lg} \Rightarrow t = \frac{1}{2} \text{ pu lg(usar)}$$

22.-Calcular el área superficial de la carcaza y el cabezal usando la **Tabla 12** del Apéndice A

$$A_s = \pi(6 \text{ pie})(10 \text{ pie}) = 188,496 \text{ pie}^2$$

$$A_H = (0.842)(6 \text{ pie})^2 = 30,312 \text{ pie}^2$$

23.- Calcular el peso aproximado de la carcaza y el cabezal usando la **Tabla 12** del Apéndice A

$$W = \frac{490 \text{ lb}}{\text{pie}^3} \times \frac{0.500 \text{ pu lg}}{12 \frac{\text{pu lg}}{\text{pie}}} (188,496 \text{ pie}^2 + 2 \times 30,312 \text{ pie}^2) = 5086,2 \text{ lb}$$



24.- Incrementar o decrecer el diámetro del vessel a 6 pulg. Y repetir los cálculos del  $L/D$  en un rango desde 1.5-6.0.

25.-Usando el valor óptimo (peso mínimo). Calcular los niveles normal y alto del líquido.

$$H_{HLL} = H_w = 8,10 \text{ pie} \approx 8 \text{ pie},83 \text{ pulg}$$

$$A_{NLL} = 3,86 + 158,82/5 = 35,62 \text{ pie}^2$$

$$A_{NLL} / A_T = 34,62/63,62 = 0,56$$

Usando la **Tabla 9** del Apéndice A

$$H_{NLL} = (0.229)(9.0) = 8,77 \text{ pie} \approx 8 \text{ pie},0,6 \text{ pulg}$$

EL valor de  $H_{NLL}$  se obtiene usando la **Tabla 9** del Apéndice A con el valor de  $A_{NLL}/A_T$ .

## **CAPITULO IV**

### **ANÁLISIS DE RESULTADOS**

Para el estudio y desarrollo del proyecto, se planteó la alternativa de diseñar una planta de control de punto de rocío (CPR), Con la finalidad de presentar la mejor opción técnica de dimensionamiento, la planta de control de punto de rocío (CPR), tiene como propósito extraer los líquidos del gas natural y controlar el punto de rocío del gas residual.

La opción planteada se llevó a cabo, con la realización de un tren de procesamiento constituido, por un intercambiador de calor, un aéroenfriador y un separador trifásico, bajo estas condiciones, se realizaron las respectivas simulaciones del proceso de la Planta de Control de Punto de Rocío (CPR), para una tasa de alimentación máxima de 15 MMPCN hasta obtener los resultados más satisfactorios.

Con los resultados obtenidos con el modelo matemático de simulación o herramienta de **HYSYS 3.1**, se procedió al dimensionamiento de los equipos (aeroenfriador y el intercambiador de calor) a través de la herramienta o modelo matemático de simulación **HEXTRAN 8.11**, a excepción del dimensionamiento del separador trifásico, que fue efectuado mediante ecuaciones matemáticas encontradas en documentos técnicos (Método Riguroso).

Posteriormente, se obtuvieron las informaciones técnicas necesarias de los equipos y del proceso, arrojando los mejores resultados.



### 4.1 Análisis De La Simulación De La Planta De Control De Punto De Rocío.

La simulación de la Planta de Control de Punto de Rocío, se llevó a cabo con una corriente de alimentación de gas natural proveniente de la REVA de 15 MMPCN, una presión de 14.7 lpc, una temperatura de 135 °F y un GPM de 17.93. Esta simulación, se realizó con la herramienta **HYSYS 3.1**, perteneciente a la Sala de Simulación del Departamento de Ingeniería Química de la Universidad de Oriente, como se ha mencionado anteriormente, la corriente gas posee una riqueza o calidad de 17.93 galones de líquido por cada mil pies cúbicos de gas, lo que asegura una alta recuperación de líquidos del gas.

En la tabla **4.1** se muestran la composición del gas a la entrada y salida de la planta de Control de punto de rocío, arrojados por el simulador **HYSYS 3.1**; cabe destacar que en la composición del gas a la salida de la planta se observa una disminución de en lo respecta a la fracción de componentes pesados.

En la **Figura 4.1**, obtenida del simulador de **HYSYS 3.1**, se observa que el punto de rocío se encuentra muy cercano a las condiciones las cuales opera la corriente a la entrada de la Planta de Control de Punto de Rocío, por lo tanto se justifica que es recomendable disminuir el punto de rocío de la mezcla para evitar problemas operacionales por condensación de líquidos en las tuberías del gaseoducto.

Los resultados del proceso en estudio se ven reflejados en la **Figura 4.2**, que es el diagrama de fases (presión - temperatura) de la corriente de gas a la salida o en la descarga de la planta de control de punto de rocío, en el cual se observa que este disminuyo notablemente de 225 °F hasta 98 °F aproximadamente, y una presión de 112 psia.



Tabla 4.1 Resultado de la simulación de la planta de control de punto de rocío.

Comp.	ENTRADA			SALIDA		
		Fase vapor	Fase líquida	Fracción molar	Fase vapor	Fase líquida
H <sub>2</sub> O	0,103691	0,108875	0,006657	0,008856	0,008856	--
CO <sub>2</sub>	0,037000	0,038866	0,002085	0,057817	0,057817	--
N <sub>2</sub>	0,018049	0,018998	0,000277	0,029167	0,029167	--
C <sub>1</sub>	0,141503	0,148813	0,004673	0,226051	0,226051	--
C <sub>2</sub>	0,161357	0,169124	0,015975	0,241761	0,241761	--
C <sub>3</sub>	0,218211	0,227231	0,049379	0,278453	0,278453	--
i-C <sub>4</sub>	0,047739	0,049229	0,019854	0,047317	0,047317	--
n-C <sub>4</sub>	0,086545	0,088802	0,044284	0,075054	0,075054	--
i-C <sub>5</sub>	0,028878	0,028977	0,27024	0,015452	0,015451	--
n-C <sub>5</sub>	0,027976	0,027842	0,030475	0,012508	0,012508	--
C <sub>6</sub>	0,022561	0,021117	0,049603	0,004240	0,004240	--
C <sub>7</sub>	0,016244	0,013569	0,066324	0,001182	0,001182	--
C <sub>8</sub>	0,072196	0,049428	0,498381	0,001954	0,001954	--
C <sub>9</sub>	0,018049	0,009130	0,185011	0,000187	0,000817	--
C <sub>10</sub>	0	0	0	0	0	--
C <sub>11</sub>	0	0	0	0	0	--

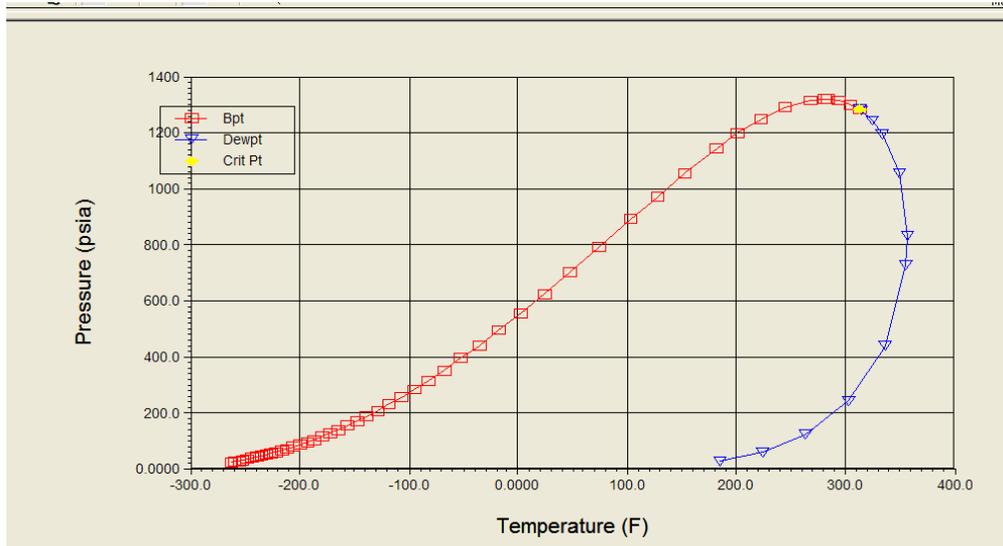


Figura 4.1 diagrama de fase presión - temperatura del Gas d a la entrada de la planta de control de punto de rocío.

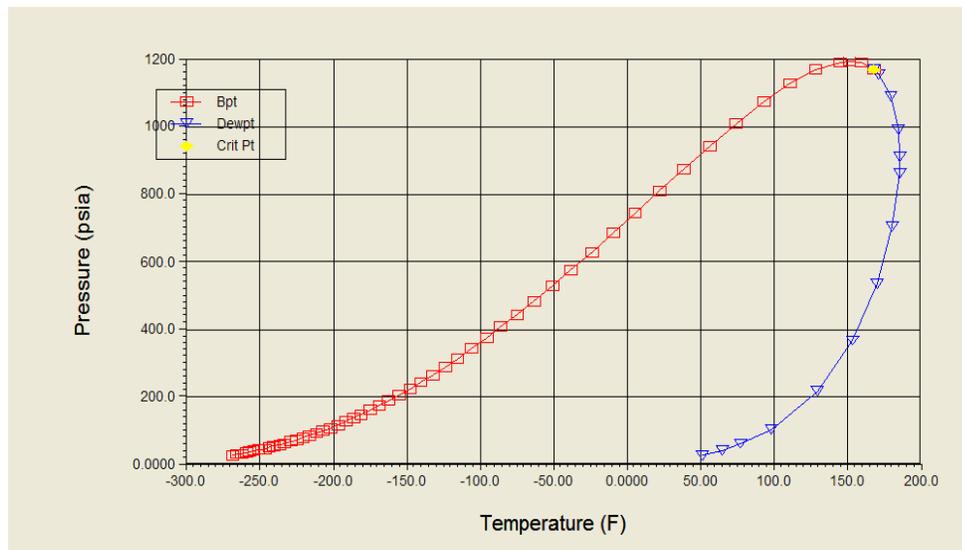


Figura 4.2 Diagrama de fase presión - temperatura del Gas d a la salida de la planta de control de punto de rocío.



**Tabla 4.2 Condiciones y cantidad de material utilizado en el Dimensionamiento de los equipos, obtenidos a través del simulador HEXTRAN 8.11.**

Intercambiadores	Número de tubos	Diámetro de los tubos (mm)	Espesor (mm)	Longitud (m)	Área (m <sup>2</sup> ) carcaza
Carcaza y tubo	1468	19,05	2,108	6,1	525
Aéroeñfriador	296	25,4	1,651	9,1	15945.

La **Tabla 4.2** , muestra la cantidad requerida de tubos, diámetros y el espesor de los materiales requeridos para la construcción del intercambiador de calor y el aeroeñfriador para así lograr el mejor rendimiento de los mismos; cabe destacar que estos valores se obtuvieron a través de la herramienta de simulación **HEXTRAN 8.11**, también se escogió, uno de los materiales con mayor resistencia al calor y más económicos encontrados en el mercado para la fabricación de intercambiadores y aeroeñfriadores, todo esto con la finalidad de cumplir con los objetivos requeridos.

**Tabla 4.3 Condiciones de presión y temperatura a la entrada y salida del intercambiador de calor, carcaza y tubo.**

Alimentación				Gas			
Temperatura (°F)		Presión (kpa)		Temperatura (°F)		Presión (kpa)	
entrada	salida	entrada	salida	entrada	salida	entrada	salida
224,6	199,1	772,2	765.56	98.0	210.4	723.00	711.11



**Tabla 4.4 Condiciones de presión y temperatura de la corriente de aire a la entrada y salida del Aeroenfriador**

G. ALIMENTACION				AIRE			
Temperatura (°F)		Presión (kpa)		Temperatura (°F)		Presión (kpa)	
entrada	salida	entrada	salida	entrada	salida	entrada	salida
199	109.3755	772,2	688.3572	77.00	124.8	30	29.9985

Las **Tablas 4.3 y 4.4**, muestran los resultados más relevantes del modelo de simulación del tren de la planta de control de punto de rocío, donde se obtuvieron los resultados requeridos para un óptimo y mejor manejo del gas a través de los gasoductos, al comparar las temperaturas de entrada y las de salida del intercambiador de calor, se observa una disminución de la misma, alcanzándose así la temperatura deseada, de igual manera ocurre con el aeroenfriador, el cual contribuye a reducir la temperatura y que no ocurra altas caídas de presiones.

#### **4.2 Datos Utilizado Y Valores Obtenidos En El Dimensionamiento De Los Separadores Trifásicos**

Estos valores que se muestran a continuación son valores arrojados por el simulador **HYSYS 3.1**, los cuales fueron extraídos para el dimensionamiento de los Separadores seleccionados.

**TABLA 4.3.1 Diámetro Interno del Separador con bolsillo**

	Diámetro (ft)	Diámetro)aprox. (ft)
Con Bolsillo	8,77	9



**TABLA 4.3.2 Área Total del Separador con bolsillo**

Área total(ft <sup>2</sup> )	63,62
------------------------------	-------

**TABLA 4.3.3 Áreas de las Diferentes Zonas Existentes en el Recipiente con bolsillo.**

	zona de gas	zona de condensado en el nivel mas bajo	zona de agua
<b>H<sub>V</sub> (ft)</b>	0,9	--	--
<b>h<sub>v</sub>/d</b>	.1	--	--
<b>A<sub>v</sub>/A<sub>T</sub></b>	0.052	--	--
<b>A<sub>v</sub>(ft<sup>2</sup>)</b>	3.3	--	--
<b>H<sub>LLL</sub>(ft)</b>	--	12	--
<b>h<sub>III</sub>/d</b>	--	0,111	--
<b>a<sub>III</sub>/a<sub>t</sub></b>	--	0.061	--
<b>A<sub>LLL</sub>(ft<sup>2</sup>)</b>	--	3.83	--
<b>H<sub>HL</sub>(ft)</b>	--	--	4.05
<b>h<sub>hl</sub>/d</b>	--	--	0,45
<b>a<sub>hl</sub>/a<sub>t</sub></b>	--	--	0,436
<b>A<sub>HL</sub>(ft<sup>2</sup>)</b>	--	--	27,76



**TABLA 4.3.4 Altura del Bolsillo**

Hw (ft)
8,10

**TABLA 4.3.5 Área de la zona de condensado.**

All (ft <sup>2</sup> )
32,55

**TABLA 4.3.6 Velocidades de asentamiento y acenso**

$U_{HL}$ (in/min)	$U_{HL}$ máx. (in/min)	$U_{LH}$ (in/min)	$U_{LH}$ máx. (in/min)
31.18	10	11,06	10

**TABLA 4.3.7 Tiempo de Residencia de los Líquidos en el Separador**

$T_{HL}$ (min)	$T_{HL}$ aprox.(min)	$T_{HL}=T_{LH}$ (min)
4.86	5	3



**TABLA 4.3.8** Altura de las Columnas de Liquido según los Tiempos de Residencia

$\Theta_{HL}=T_{LH}Q_{HL}/A_{HL}$ (ft)	$\Theta_{LL}=T_{HL}*Q_{LL}/A_{LL}$ (ft)
0,14	2,44

**TABLA 4.3.9** Tiempo de asentamiento de las partículas pesadas del líquido.

$\Phi$ (seg.)
1.88

**TABLA 4.3.10** Velocidad actual del vapor.

$U_{va}=Q_v/A_v$
4,52



**TABLA 4.3.11 Longitudes de separador con bolsillo.**

<b><math>L_1</math>(ft)</b>	2.44
<b><math>L_1</math>aprox(ft)</b>	5
<b><math>L_2</math>(ft)</b>	4.22
<b><math>L_2</math>aprox.(ft)</b>	5
<b><math>L_T</math>(FT)</b>	10
<b><math>L_{MIN}</math>(ft)</b>	8.5
<b>L/D</b>	3 <b>1,11 Nuevo</b>

**TABLA 4.3.12 Material Utilizado**

SA-56 Acero al Carbón

**TABLA 4.3.13 Propiedades de diseño del material utilizado.**

E	S(psi)	tc	P(psi)	Temp. de diseño
0,85	17500	0,0625	105	99



**TABLA 4.3.14 Espesores de la Pared del Recipiente con Control en el Bolsillo.**

Espesor de la pared (ft)	
carcaza	0,090
2:1 cabezal elíptico	0,090
Cabezal hemisférico	0,076
Cabezal de descarga	0,075

**TABLA 4.3.15 Superficie Áreal de la Pared del Recipiente con Control con Bolsillo.**

Área superficial (ft)	
carcaza	282,743
2:1 cabezal elíptico	88,290
Cabezal hemisférico	127,251
Cabezal de descarga	68,202

**TABLA 4.3.16 Peso Aproximado del Recipiente**

Tipo de separador	Peso aproximado del recipiente W (lb)
Control en el bolsillo	4339,712



**TABLA 4.3.17 Niveles Del Compartimiento De Liquido**

$H_{HLL}=H_w$ (pies)	8,1
$H_{LLL}$	12,0
$A_{NLL}$ (ft <sup>2</sup> )	35,62
$A_{NLL}/AT$	0,560
$H_{HLL}/D$	0,547
$H_{NLL}$ (pies)	4,92

**TABLA 5 Diámetro Interno del Separador**

	Diámetro (ft)	Diámetro)aprox. (ft)
Con bota	5,52	6

**TABLA 6 Área Total del Separador**

Área total(ft <sup>2</sup> )	28,27
------------------------------	-------



**TABLA 7 Áreas de las Diferentes Zonas Existentes en el Recipiente con balde**

	zona de gas	zona de condensado en el nivel mas bajo
<b>H<sub>v</sub> (ft)</b>	0,6	--
<b>h<sub>v</sub>/d</b>	0,1	--
<b>A<sub>v</sub>/A<sub>T</sub></b>	0,052	--
<b>A<sub>v</sub>(ft<sup>2</sup>)</b>	1,47	--
<b>H<sub>LLV</sub>(ft)</b>	--	12
<b>h<sub>llv</sub>/d</b>	--	0,167
<b>a<sub>llv</sub>/a<sub>t</sub></b>	--	0,110
<b>A<sub>LLV</sub>(ft<sup>2</sup>)</b>	--	3,10

**TABLA 17 Tiempo de asentamiento de las partículas pesadas del líquido.**

$\Phi$ (seg.)
1.88

**TABLA 18 Velocidad actual del vapor.**

$U_{va}=Q_v/A_v$
4,52



**TABLA 20 Longitudes de separador con bolsillo.**

<b>L (ft)</b>	10,05
<b>L)aprox.(ft)</b>	11
<b>L<sub>MIN</sub>(ft)</b>	12.8
<b>L<sub>MIN</sub>- L)aprox.</b>	1.8

**TABLA 22 Velocidades de asentamiento de las partículas pesadas.**

<b>U<sub>HL</sub>(in/min)</b>	<b>U<sub>HL</sub> máx. (in/min)</b>
31.18	10

**TABLA Tiempo de asentamiento de las partículas pesadas**

<b>t<sub>HL</sub></b>	13,1081515
<b>t<sub>HL</sub>)selecc</b>	14,0

**TABLA Tiempo de residencia.**

<b>θ<sub>LL</sub> (min)</b>	28,75
-----------------------------	-------



**TABLA Longitud y control de separación de líquido.**

<b>L (pies)</b>	8,29
<b>L/D</b>	1,38

MATERIAL UTILIZADO
SA-56 Acero al Carbón

**TABLA 26 Propiedades de diseño del material utilizado.**

E	S(psi)	tc	P(psi)	Temp. de diseño
0,85	17500	0,0625	105	99

**TABLA 27 Espesores de la Pared del Recipiente con Control en el Balde.**

Espesor de la pared (ft)	
carcaza	0,090
2:1 cabezal elíptico	0,090
Cabezal hemisférico	0,076
Cabezal de descarga	0,075



**TABLA 28 Superficie Áreal de la Pared del Recipiente con Control con Balde.**

Área superficial (ft)	
carcaza	282,743
2:1 cabezal elíptico	88,290
Cabezal hemisférico	127,251
Cabezal de descarga	68,202

**TABLA 29 Peso Aproximado del Recipiente**

Tipo de separador	Peso aproximado del recipiente W (lb)
Control en el balde	4339,712

**TABLA 30 niveles del compartimiento de liquido.**

$H_{HLL}=H_w$ (pies)	8,1
$H_{LLL}$	12,0
$A_{NLL}$ (ft <sup>2</sup> )	35,62
$A_{NLL}/AT$	0,560
$H_{HLL}/D$	0,547
$H_{NLL}$ (pies)	4,92



**TABLA Nivel normal de líquido.**

$H_{HLL}$ (pies)	5,4
$H_{LLL}$ (pies)	12,0
$A_{NLL}$ (pies <sup>2</sup> )	25,44
$A_{NLL}/AT$	0,900
$H_{NLL}/D$	0,843
$H_{NLL}$ (pies)	5,06

**TABLA Velocidad de ascenso de las partículas livianas.**

$U_{LH}$ (pulg/min)	11,06
$U_{LH)_{Max}}$ (pulg/min)	10
$U_P$	7,5

**TABLA diámetro de la bota**

$D_B$ (pies)	1,260
--------------	-------

**TABLA Tiempo de asentamiento de liquido  
pesado en la bota**

$t_{HL}$ (min)	14
----------------	----



**TABLA Tiempo de residencia de liquido  
pesado en la bota**

$\theta_{HL}(\text{min})$	28.77
---------------------------	-------

Para el diseño de los separadores se propuso dos modelos diferentes, el primero con control de interfase en el bolsillo y el segundo con control de interfase en la bota. Cada uno en específico se desempeña según las necesidades requeridas. El separador con control en el bolsillo, tiene una sección horizontal donde condensaran los componentes más pesados por efecto de densidades el fluido más pesado, en este caso el agua saldrá por la parte inferior de la sección. Luego el condensado liviano después de alcanzar cierto nivel se depositara en la sección del bolsillo por donde serán extraídos.

El separador con control en la bota, la sección donde se depositan los condensados es de forma cilíndrica. Por efecto de densidades el agua es retirada por la parte inferior y los condensados livianos alcanza cierto nivel, que desbordan la bota y son retirados del mismo. Una vez desarrollados los modelos, los cálculos obtenidos, nos muestran que el separador con bota tiene una menor área, lo que indica menos costo operacional, y al mismo tiempo este maneja poca cantidad de agua, en la sección del bolsillo. Esto permite proponerlo como el separador adecuado para el desarrollo de la planta de control de punto de rocío, ya que la corriente de alimentación tiene poco porcentaje de agua en su composición, no con esto se descarta el uso del separador con bolsillo, pues que este también fue diseñado para manejar la misma cantidad de fluido.



## **CONCLUSIONES**

1. Para prevenir la formación de líquidos en el sistema, es necesario controlar el punto de rocío por debajo de las condiciones de operación de la línea de transmisión.
2. El objetivo principal de la planta de control de punto de rocío fue alcanzado, ya que se redujo la temperatura de rocío desde 225 °F hasta 98 °F, obteniendo una diferencia mayor entre la temperatura de operación del gaseoducto y la temperatura de rocío.
3. Con la Planta de Control del Punto de Rocío se obtuvo un alto recobro de líquido en un 52 %, así obteniendo una corriente de gas mas seca la cual no ocasionaría problemas operacionales por condensación de líquidos en las tuberías.
4. Un diseño apropiado de los separadores es de suma importancia, debido a que estos tipos de recipiente son normalmente los equipos iniciales en muchos procesos.
5. El aroenfriador redujo la temperatura de la mezcla lo suficiente para que cuando la misma entre en el separador ocurra una óptima separación de los componentes con una mínima caída de presión.
6. La velocidad del aire en el aroenfriador debe ser de tal manera que, el aire a la salida no exceda los 125 °F, puesto que una temperatura mayor de descarga degradaría el medio circundante a este.



7. El funcionamiento de la planta permite un mejor y confiable manejo del gas natural a través de los gasoductos, reduciendo en más de un cincuenta por ciento la formación de líquido en los mismos, evitando así los problemas operacionales que se originaban.
  
8. el material seleccionado para la construcción de los equipos fue el SA-56 acero al carbón debido a su alta resistencia al calor y su alto coeficiente de transferencia de calor, lo que hace mas eficiente el proceso en los intercambiadores ce calor utilizados.



## RECOMENDACIONES

1. Para la ingeniería conceptual de este proyecto, se recomienda evaluar la factibilidad del uso de turbo expansores para incrementar la tasa de recobro de líquido del gas natural (LGN).
2. Realizar un análisis económico para garantizar con estos resultados la factibilidad del proyecto.
3. Realizar un análisis de sensibilidad variando los parámetros (presión, temperatura) de la alimentación para observar el comportamiento del recobro de líquido del gas natural (LGN) de la planta al variar la calidad del gas de alimentación a la misma.
4. Dimensionar el intercambiador de calor y el aereoenfriador a través de ecuaciones y modelos matemáticos, para compararlos con los resultados obtenidos a través de la herramienta de simulación **HEXTRAN 8.11**.
5. Conocer detalladamente la curva de punto de rocío de los sistemas de gas, ya que a la hora de evaluar las condiciones de presión y temperatura de dicho sistema, es de suma importancia para el transporte del producto por las redes de tubería.



## BIBLIOGRAFÍA

1. MARTINEZ Marcias J. **“Diseño conceptual de separadores”** Ingenieros consultores, SRL. Maracaibo, Venezuela.
2. MARTINEZ Marcias J. **“Ingeniería de Gas, principios y aplicaciones”** Ingenieros consultores y asociados, C. A. Maracaibo, Zulia, Venezuela. (1994).
3. ROJAS Gonzalo. **“Ingeniería de Yacimientos de Gas Condensado”** Puerto la Cruz, Octubre de (2003).
4. **“HTRI, Manual de diseño”** Marzo (1982)
5. MONNERY Wayne D. y SVRCEK William Y. **“Successfully Specify Three-Phase Separators”** Universidad de Calgary. Septiembre (1994).
6. KERN Donald Q. **“Procesos de transferencia de calor”**. Editorial SECSA. Trigesima primera edición. Mexico. (1999).
7. HOLMAN J. P. **“Transferencia de calor”** Editorial Mc Graw Hill. Octava edición. España. (1998)
8. PDVSA. **MDP-05-E-01. “MANUAL DE DISEÑO DE PROCESO. TRANSFERENCIA DE CALOR. INTERCAMBIADORES DE CALOR”**. Agosto (1995).

# **APENDICE A**

## TABLAS

**TABLA 1 Coeficiente de transferencia de calor, Uo para aeroenfriadores (basado en superficie desnuda)**

Liquido refrigerante					
Fluido		Uo Btu/h-ft <sup>2</sup> F	Fluido		Uo Btu/hrft <sup>2</sup> F
Oils	20 °API		Acite pesado 8-14 API		
	200°F Temp. <sub>prom</sub>	10-16	300 °F Temp. <sub>prom</sub>		6-10
	300°F Temp. <sub>prom</sub>	18-22	400 °F Temp. <sub>prom</sub>		10-15
	400°F Temp. <sub>prom</sub>	30-40			
Oils	30 ° API		Aceite diesel		45-45
	150 °F Temp. <sub>prom</sub>		Kerosene		55-60
	200 °F Temp. <sub>prom</sub>	12-23	NAFTA pesada		60-65
	300 °F Temp. <sub>prom</sub>	25-35	Nafta liviana		65-70
	400 °F Temp. <sub>prom</sub>	45-55	Gasoline		70-75
		50-60	Hidrocarburos livs		75-80
Oils	40 ° API		Alcholes mas		
	150 °F Temp. <sub>prom</sub>	25-35	Salventes organicos		70-75
	200 °F Temp. <sub>prom</sub>	50-60	Amoniac		100-120
	300 °F Temp. <sub>prom</sub>	55-65	Brine 75% agua		90-110
	400 °F Temp. <sub>prom</sub>	60-70	Agua		120-140
			50% etilen-glicol y agua		100-120

**TABLA 2 Coeficiente de transferencia de calor, Uo para aeroenfriadores (basado en superficie desnuda)**  
**(continuación)**

<b>Condensables</b>	
<b>Fluido</b>	<b>Coeficiente de transferencia de calor Btu/hrft<sup>2</sup>aF</b>
Vapor	
Vapor 10% no cond.	140 150
20% no cond.	100 110
40% no cond.	95 100
	70 75
Hidro. Ligeros puros	80 85
Mezcla hidro livianos	65 75
	60 75
Gasolina	70 75
Mez vap de gasolina	45 50
Hidro. Medianos	55 60
Vapores de hidro. Medianos	75 80
Solv. Orgánicos puros	100 110
amoniaco	

**TABLA 3 Coeficiente de Transferencia de Calor, Uo  
para Aeroenfriadores (Basado en Superficie Desnuda)  
(Continuación)**

Vapores refrigerantes					
Fluidos	Coeficiente de transferencia de calor, Btu/hr-ft <sup>2</sup> -°F				
	10 psig	50 psig	100 psig	300 psig	500 psig
Hidrocarburos livianos		30 -35	45 50	65 70	70-75
Hidrocarburos medianos y solventes orgánicos.	15 20	35 40	45 50	65 70	70 75
Vaps inorgánicos livianos	15 20	15 20	30 35	45 50	50 55
Aire	10 15	15 20	25 30	45 50	55 60
Amoniaco vapor	8 10	45 50	65 70	85 95	95 100
Hidrogeno -	10 15	40 45	60 65	80 85	85 90
100%	10 15	35 40	55 60	75 80	85 90
-	20 30	30 35	45 50	65 70	80 85
75%	17 28				
50%	15 25				
25%	12 23				

Para el coeficiente de transferencia de calor in W/m<sup>2</sup>\*K, se multiplica por 5.674

**TABLA 4** rea Superficial Aproximada de las tubos Desnudos Versus Tamaño Unitario

Diámetro interno de los tubos							
Ancho aproximado unitario ft	Longitud del tubo ft	Ventiladores por unidad	N° de tubo en el fondo (Use la tabla 3)				
			3	4	5	6	8
4	4	1	49	64	81	97	129
	6	1	73	97	122	146	195
	8	2	98	129	163	194	258
	10	2	123	162	204	243	324
6	6	1	121	160	201	240	320
	8	1	161	213	268	320	426
	12	2	242	320	402	481	641
	14	2	282	374	469	561	748
8	8	1	224	297	373	446	594
	10	1	280	372	466	558	744
	12	1	336	446	559	669	892
	14	1	392	520	652	781	1041
	16	2	448	595	746	892	1189
	20	2	560	744	932	1116	1488
10	24	2	672	892	1119	1339	1785
	10	1	351	466	584	669	932
	12	1	421	559	701	839	1118
	14	1	491	652	817	979	1305
	16	1	561	746	934	1119	1492
	20	2	702	932	1168	1399	1865
	20	2	842	1119	1402	1678	2237
	30	2	1053	1399	1752	2098	2797
12	32	2	1123	1492	1869	2238	2984
	12	1	515	685	858	1028	1370
	14	1	601	799	1001	1199	1599
	16	1	687	913	1144	1370	1826
	20	1	859	1142	1430	1713	2284
	24	2	1031	1730	1716	2056	2733
	30	2	1289	1713	2145	2570	3426
	32	2	1374	1827	2288	2741	3654
	36	2	1546	2056	2574	3084	4112
	40	2	1718	2284	2861	3426	4568

**TABLA 5 Área Superficial Aproximada de las tubos desnudos versus tamaño unitario continuación**

Diámetro interno de los tubos							
Ancho aproximado unitario ft	Longitud del tubo ft	Ventiladores por unidad	Ancho aproximado unitario ft				
			3	4	5	6	8
14	14	1	700	931	1166	1397	1862
	16	1	800	1064	1333	1597	2129
	20	1	1000	1330	1666	1996	2661
	24	2	1201	1597	1999	2395	3193
	30	2	1501	1996	2499	2994	3992
	32	2	1601	2129	2666	3194	4258
	36	2	1801	2395	2999	3593	4791
16	40	2	2001	2661	3332	3992	5322
	16	1	897	1190	1492	1785	2380
	20	1	1121	1488	1865	2232	2976
	24	1	1345	1785	2238	2678	3571
	30	2	1682	2232	2798	3348	4464
	32	2	1794	2381	2984	3571	4761
	36	2	2018	2678	3357	4081	5357
18	40	2	2242	2976	3730	4464	5952
	20	1	1247	1655	2075	2483	3310
	24	1	1496	1987	2490	2980	3973
	30	2	1870	2483	3112	3725	4967
	32	2	1995	2649	3320	3974	5298
	36	2	2244	2980	3735	4470	5960
20	40	2	2494	3311	4150	4967	6623
	20	1	1404	1865	2337	2798	3730
	24	1	1685	238	2804	3357	4476
	30	2	2106	2798	3505	4197	5596
	32	2	2246	2984	3739	4477	5969
	36	2	2527	3357	4206	5036	6715
20	40	2	2808	3730	4674	5596	7461

**TABLA 6 Numero de Tubos Recomendados**

<b>Coef. de transferencia de calor, <math>U_o</math>, Btu/hrft<sup>2</sup>°F</b>	Menos de 20 °F	20 – 100 °F	100 – 200 °F	200 – 300 °F	Mas de 300 °F
Mas de 60	3 filas	4 filas	4 filas	5 filas	6 filas
40 – 60	3 filas	4 filas	5 filas	5 filas	6 filas
30 – 20	4 filas	4 filas	5 filas	6 filas	8 filas
Menos de 30	4 filas	5 filas	6 filas	8 filas	8 filas

**TABLA 7 Valores típicos de  $k_s$  para la separación liquido-liquido**

<b>Valores típicos de <math>k_s</math> para la separación liquido-liquido</b>			
<b>Fase ligera</b>	<b>Fase pesada</b>	<b>mínimo</b>	<b><math>k_s</math></b>
Hidrocarburos $S_G$ a 60°F < 0.85	agua	127	0.333
$S_G$ a 60°F > 0.85	agua	89	0.163
Agua		89	0.163
Metil-etil	agua	89	0.163
Sec-butil-alcohol	agua	89	0.163
Metil-isobutil	agua	89	0.163
nonil-alcohol	agua	89	0.163

**TABLA 8** Valores de  $K$  del Separador

<b>Demister</b>	
$1 \leq P \leq 15$	$K = 0.1821 + 0.0029P + 0.0460 \ln(P)$
$15 \leq P \leq 40$	$K = 0.35$
$40 \leq P \leq 5500$	$K = 0.430 - 0.023 \ln(P)$

Donde  $P$  esta expresado en Psia.

**TABLA 9      Altura del cilindro y área de conversión**

Altura del cilindro y área de conversión
$y = \frac{a + cx + ex^2 + gx^3 + ix^4}{1.0 + bx + dx^2 + fx^3 + hx^4}$
<p><b><i>H/D y A/A<sub>T</sub></i></b><sup>*</sup></p> <p><i>y = A/A<sub>T</sub></i> <i>x = H/D</i></p> <p><i>a = -4.755930 × 10<sup>-5</sup></i> <i>b = 3.924091</i> <i>c = 0.174875</i> <i>d = -6.358805</i> <i>e = 5.668973</i> <i>f = 4.018448</i> <i>g = -4.916411</i> <i>h = -1.801705</i> <i>i = -0.145348</i></p>
<p><b><i>A/A<sub>T</sub> y H/D</i></b><sup>*</sup></p> <p><i>y = H/D</i> <i>x = A/A<sub>T</sub></i></p> <p><i>a = 0.00153756</i> <i>b = 26.787101</i> <i>c = 3.299201</i> <i>d = -22.923932</i> <i>e = 24.353518</i> <i>f = -14.844824</i> <i>g = -36.999376</i> <i>h = 10.529572</i> <i>i = 9.892851</i></p>

**TABLA 10 Tiempos de liquido superior e inferior**

Servicio	Tiempo de levantamiento (min) (NLL-LLL)	Tiempo surge (min) (NLL-HLL)
<b>A.</b> Unidad de alimentación del cilindro	10	5
<b>B.</b> Separadores		
1. Alimentación por columna	5	3
2. Alimentación por otro cilindro o tanque.		
a. Con bomba o a través del intercambiador.	5	2
b. Fuera de la bomba.	2	1
3. Alimentación por bombeo calorífico	10	3
<b>C.</b> Reflujo o producto acumulado.		
1. Solo reflujo.	3	2
2. Reflujo y producto.	3+	2+
(Base sobre reflujo(3min) el tiempo mas apropiado de levantamiento de acalorar el producto (como B.1-3)		

<b>TABLA 11 Tiempos de liquido superior e inferior (cont)</b>			
Servicio	Tiempo de levantamiento (min) (NLL-LLL)		Tiempo surge (min) (NLL-HLL)
<b>D. Columna de fondo</b>			
1. Alimentación por otra columna.	5		2
2. Alimentación por otro cilindro o tanque.			
a) Con bomba o a través del intercambiador.	5		2
b) Fuera de la bomba	2		1
3. Bombeo de alimentación para el rehervidor	5-8		2-4
(Base (3min)el tiempo mas apropiado para levantar el fondo del producto (como D1,2))			
<b>E. Compresor de succión</b>			
3 min entre <i>HLL</i> (alarma de liquido alto) y el nivel alto cerrado			
10 min desde la línea tangente fundamental de la alarma del líquido alto.			
<b>F. Gas combustible fuera del cilindro</b>			
20 pies entre la línea de gas combustible <i>NLL</i> y el nivel alto cerrado.			
<b>G. Llama fuera del cilindro. De 20 a 30 min hasta <i>HLL</i></b>			
<b>Multiplicar por los siguientes factores (opcional)</b>			
Personal	factor	Instrumentación	factor
Experimentado	1.0	Bien instrumentado	1.0
Adiestrado	1.2	Instrumentado con norma	1.2
Inexperimentado	1.5	Poco instrumentado	1.5

**TABLA 12 Relación de Esbeltez.**

Relación de Esbeltez L/D	
Presión de operación (psig)	$L/D$
$0 > P \geq 250$	1.5-3.0
$250 < P < 500$	3.0-4.0
$500 < P$	4.0-6.0

**TABLA 13 Espesor de la pared, área superficial y peso aproximado**

Componente	Espesor de pared (in)	Área superficial (ft <sup>2</sup> )
Carcaza	$\frac{PD}{2SE - 1.2P} + t_c$	$\pi DL$
2:1Cabezal elíptico	$\frac{PD}{2SE - 0.2P} + t_c$	$1.09D^2$
Cabezal hemisférico	$\frac{PD}{4SE - 0.4P} + t_c$	$1.571D^2$
Cabezal	$\frac{0.885PD}{SE - 0.1P} + t_c$	$0.84D^2$
Peso aproximado del vessel		
$W = \left( \frac{490lb}{ft^3} \right) \left( \frac{t}{12} \right) (A_{carcaza} + 2A_{cabezal})$		

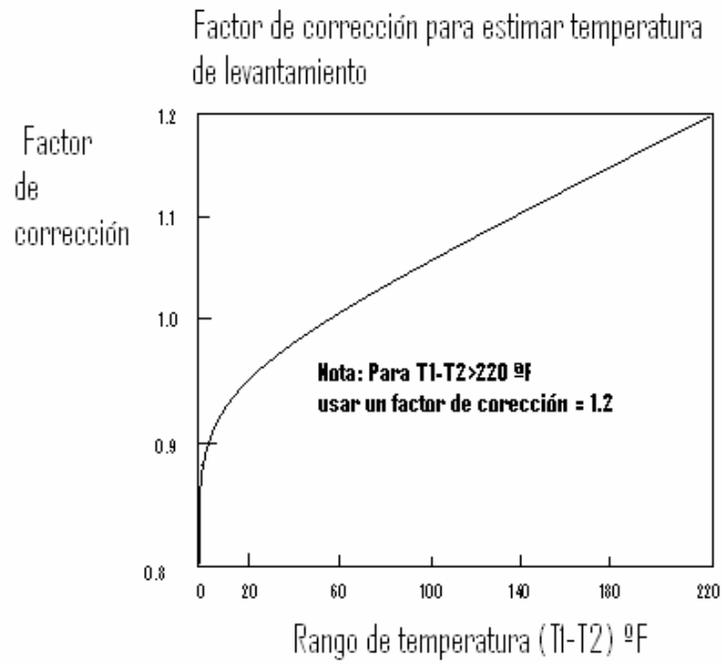
**TABLA 14 Altura del nivel de liquido**

<b>Altura de la columna de liquido</b>			
Diámetro del Recipiente, (ft)	Vertical LLL (pulg.)		Horizontal LLL (pulg.)
	<300psia	>300psia	
≤ 4	15	6	9
6	15	6	10
8	15	6	11
10	6	6	12
12	6	6	13
16	6	6	15

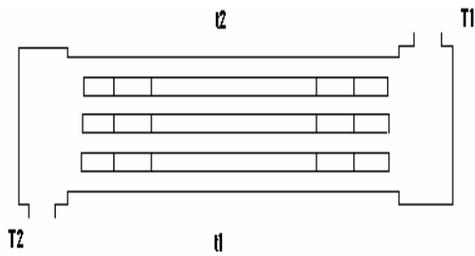
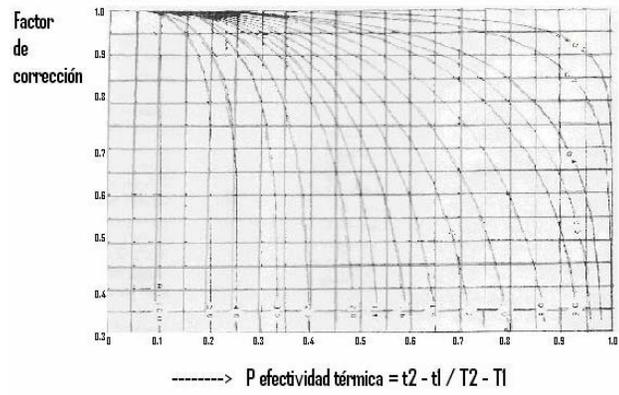
**TABLA 15 Selección del cabezal del recipiente**

<b>Selección del cabezal del recipiente</b>	
Condiciones	Cabezal típico usado
D<15 pie y P< 100 psig	0.06D
D<15 pie y P> 100 psig	2:1 elíptico
D>15 pie,	Hemisférico

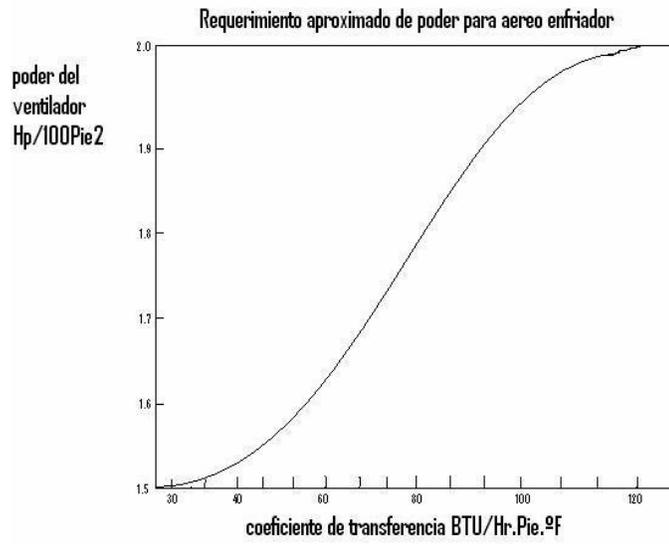
**APENDICE B**  
FIGURAS



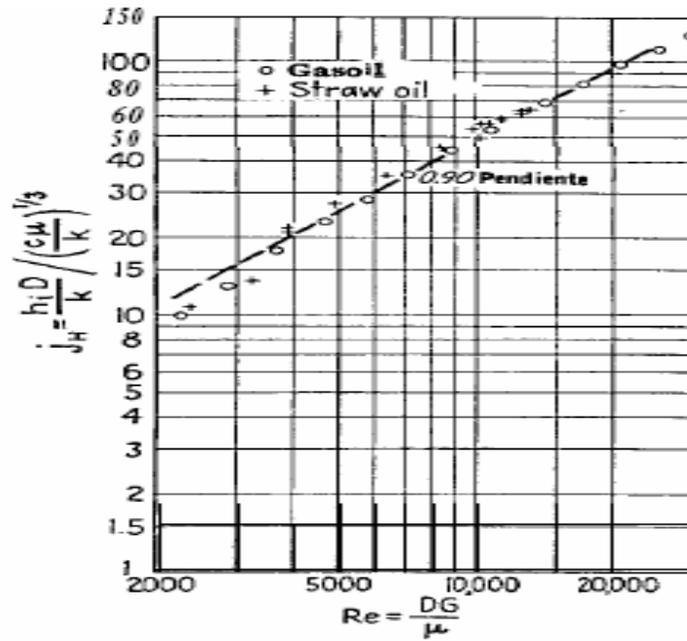
**Figura B.1** Factor de corrección para estimar la temperatura de levantamiento



**Figura B.2** Relación de Diferenciales de bajas temperaturas, Unidad de flujo Cruzado- 4 tubos, sin mezclarse



**Figura B.3** Requerimiento aproximado de poder para aereo enfriador



**Figura B-4** Numero de Reynolds

## Hoja de Metadatos Para Tesis Y Trabajos de Ascenso

<b>Título</b>	“DISEÑO CONCEPTUAL DE UNA PLANTA DE CONTROL DEL PUNTO DE ROCIO EN LA ESTACION WX-2, UBICADA EN EL ORIENTE DEL PAIS”
<b>Subtítulo</b>	

### Autor (Es):

<b>Apellidos y Nombres</b>	<b>Código CVLCA / e-mail</b>
SANCHEZ RODRIGUEZ MIGUEL JOSE	<b>CVLAC V-</b> 15.289.526 <b>e-mail :</b> migueljsr@gmail.com <b>e-mail :</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>email</b>
	<b>CVLAC:</b> <b>e-mail:</b>
	<b>CVLAC:</b>  <b>e-mail:</b>

**PALÁBRAS O FRASES CLAVES:** Diseño conceptual, punto de rocío, separadores.

## Hoja de Metadatos Para Tesis Y Trabajos de Ascenso

### Líneas y sublíneas de investigación

Área	Subárea
Ciencias Aplicadas	Ingeniería de Petróleo

### Resumen (abstracto):

Los líquidos del gas natural pueden ser procesados en plantas fraccionadoras para obtener productos terminados tales como: propano, butano, pentano, entre otros, evitando que los mismos condensen en sitios no deseados, ocasionando problemas de corrosión en las tuberías y en otros equipos operacionales. A fin de reducir la condensación de hidrocarburos y vapores de agua en el proceso de recuperación de los vapores de los tanques de crudo se instalara una planta de control de punto de rocío (CPR) en la estación de flujo con una capacidad de manejar un volumen de gas de unos 15MMPCN. Esta planta controlara el punto de rocío del gas natural, enfriando el mismo a una temperatura mas baja que la existente en las líneas de transmisión aguas debajo de la planta y extraerá líquidos del gas natural. La misma esta compuesta de un solo tren de procesamiento que contiene, un intercambiador de calor de coraza y tubo, un aerofriador, un mezclador y un separador trifásico, estos componentes permiten la reducción del punto de rocío y la extracción de los componentes mas pesados. En este caso se logro llevar el punto de rocío de 225 °F a 98 °F. Se hizo la simulación con la corriente de alimentación, en la herramienta de simulación HYSYS 3.1, los equipos como el aerofriador y el intercambiador de calor de coraza y tubo se diseñaron ha través del simulador HEXTRAN 8.11, el separador trifásico se realizo a través de cálculos matemáticos, en el cual se propuso dos tipos de separadores, uno con control de liquido en la bota y el otro con control de liquido con bolsillo, del cual se tomo el que mejor se adaptara al caso, y fue el de control en la bota por su capacidad de trabajar mejor con menos cantidad de agua y su cómodo diseño.

## Hoja de Metadatos Para Tesis Y Trabajos de Ascenso

### Contribuidores:

Apellidos Y Nombres	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
Briones , Mario	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:	14.763.145			
	e-mail:	mbriones@gmail.com			
	e-mail:				
Avendaño, Isvelia	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:	8.024.255			
	e-mail:	Isvelia2006@yahoo.com.ms			
	e-mail:				
Pereira, Ángel	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:	16.336.169			
	e-mail:	Angelpereira32@hotmail.com			
	e-mail:				
Rondón, José	ROL	CA	AS (X)	TU	JU
	CVLAC:	8.328.657			
	e-mail:	rondonjj@gmail.com			
	e-mail:				

Fecha de discusión y aprobación:

Año	Mes	Día
2008	04	22

LENGUAJE: SPA

## Hoja de Metadatos Para Tesis Y Trabajos de Ascenso

### ARCHIVO (S):

Nombre de archivo	Tipo MIME
Monografía. Diseño conceptual de una Planta de Control de Punto de Rocío en la Estacion wx1 ubicada en el Oriente del Pais.doc	MCWord33

Caracteres permitidos en los nombres de los archivos: **A B C D E F G H I J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y z 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9 \_ - .**

### Alcance:

**Espacial:** \_\_\_\_\_ (opcional)

**Temporal:** \_\_\_\_\_ (opcional)

### Título o Grado asociado con el trabajo:

Ingeniero de Petróleo

### Nivel Asociado con el trabajo:

Pregrado

### Área de Estudio:

Departamento de Petróleo

### Institución:

Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui

## Hoja de Metadatos Para Tesis Y Trabajos de Ascenso

### Derechos:

#### Artículo N° 44. Del Reglamento de Trabajo de Grado.

“Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quién lo participará al Consejo Universitario”

---

**SANCHEZ R. MIGUEL J**

**AUTOR**

---

**Ing. José Rondon**

**ASESOR**

---

**Ing. Luís Moreno**

**JURADO**

---

**Ing. Rayda Patiño.**

**JURADO**

**POR LA SUBCOMISION DE TESIS**

---

**Ing. Carmen Velásquez**