

**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD TÉCNICO Y FINANCIERA DE UNA PLANTA DE
RECUPERACIÓN DE LIQUIDOS. CASO ESTUDIO**

ANDRES FERNANDO BURGOS MORA

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

2018

**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD TÉCNICO Y FINANCIERA DE UNA PLANTA DE
RECUPERACIÓN DE LIQUIDOS. CASO ESTUDIO**

ANDRES FERNANDO BURGOS MORA

*Monografía presentada para optar por el título de Especialista en Ingeniería
del Gas*

Director

MSc. MANUEL ENRIQUE CABARCAS SIMANCAS

Magíster en Ingeniería Química

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

2018

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	15
1. GENERALIDADES.....	16
1.1 OBJETIVOS	16
1.1.1 Objetivo general.....	16
1.1.2 Objetivos específicos	16
1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA.....	16
1.3 JUSTIFICACIÓN	17
2. RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL	18
2.1 GAS NATURAL.....	18
2.1.1 Líquidos del Gas Natural.....	¡Error! Marcador no definido.
2.1.2 Contenido Líquido de un Gas.....	20
2.1.3 Contenido de agua en el gas	21
2.2 RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS	22
2.2.1 Low Temperature Separation LTS	23
2.2.2 Refrigeración Externa	25
2.2.3 Turbo-Expander	26
2.2.4 Twister	28
2.3 SELECCIÓN DE PLANTA RECUPERADORA DE LIQUIDOS	29
3. ESTUDIO TÉCNICO PARA RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS DE LA CORRIENTE DE GAS DEL CASO ESTUDIO	31
3.1 DESCRIPCIÓN	31
3.1.1 Sistema de recolección de fluidos.....	32
3.1.2 Sistema de separación por Separador.....	32
3.1.3 Sistema de separación Gun Barrel	33
3.1.4 Tanque de almacenamiento de crudo.....	33
3.1.5 K-Drum.....	34
3.1.6 Tea.....	34

3.2 CARACTERISTICA DEL FLUIDO.....	34
3.3 SELECCIÓN DE METODO DE RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS PARA CASO ESTUDIO.....	37
3.4 PLANTA DE RECUPERACIÓN DE LIQUIDOS	39
3.4.1 Criterios de diseño	40
3.5 ESTUDIO TÉCNICO	42
3.5.1 Diseño de Aeroenfriador	43
3.5.2. Diseño de Intercambiador de Calor	58
3.5.2.1 Generalidades.....	62
3.5.2.2 Balance de Energía	62
3.5.2.3 Cálculo del diámetro del tubo, espesor y longitud.....	63
3.5.2.4 Coeficiente de transferencia de calor.....	64
3.5.2.5 Tamaño de la Coraza.....	65
3.5.2.6 Intercambiador de Calor Agua y Gas Aeroenfriador	66
3.5.3 Diseño de Separador trifásico.....	67
3.5.3.1 Calculo del Coeficiente de arrastre (Cd)	70
3.5.3.2 Determinar la capacidad al gas.....	72
3.5.3.3 Determinar el espesor máximo de la capa de crudo.....	73
3.5.3.4 Calcular la fracción del área transversal ocupada por el agua.....	73
3.5.3.5 Calcular la capacidad al líquido	75
3.5.4 Tanque de almacenamiento.....	77
3.5.5 Diagrama sistema de Recuperación de condensados con el Gas de SEP-V200 o gas de alta	78
3.5.6 Diagrama sistema de la Planta de Recuperación de Líquidos.....	79
3.5.7 Diseño de Intercambiador de gas de baja.....	80
3.5.7.1 Generalidades.....	80
3.5.7.2 Balance de Energía	81
3.5.7.3 Cálculo del diámetro del tubo, espesor y longitud.....	81
3.5.7.4 Coeficiente de transferencia de calor.....	82
3.5.7.5 Tamaño de la Coraza.....	82
3.5.7.6 Intercambiador de Calor Agua y Gas de baja	83
3.5.8 Diseño de Separador trifásico.....	84
3.5.8.1 Calculo del Coeficiente de arrastre (Cd)	85

3.5.8.2 Determinar la capacidad al gas.....	86
3.5.8.3 Determinar el espesor máximo de la capa de crudo.....	86
3.5.8.4 Calcular la fracción del área transversal ocupada por el agua.....	86
3.5.8.5 Calcular la capacidad al líquido	87
4. ANÁLISIS FINANCIERO	87
4.1 INDICADORES FINANCIEROS.....	88
4.1.1 Valor Presente Neto.....	88
4.1.2 Tasa Interna de Retorno	89
4.1.3 Tiempo De Pago	89
4.2 VARIABLES FINANCIERAS	90
4.2.1 Inversiones.....	90
4.2.2 Gastos.....	91
4.2.3 Ingresos	92
4.2.4 Resultados	92
5 CONCLUSIONES	93
6 RECOMENDACIONES.....	94
BIBLIOGRAFÍA.....	96

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Low Temperature Separation Unit	23
Figura 2. Ciclo de Refrigeración.....	25
Figura 3. Perfil de Turbo-Expander.....	27
Figura 4. Tecnología Twister.....	28
Figura 5. Diagrama Facilidad caso estudio.....	32
Figura 6. Envoltente de Fase salida Gas Separador SEP-V200.....	36
Figura 7. Envoltente de Fase gas GB-3500	37
Figura 8. Aeroenfriador de Tiro Forzado y Tiro Inducido (GPSA)	44
Figura 9. Coeficiente de transferencia global para Aeroenfriadores	46
Figura 10. Factor FT para aeroenfriadores	49
Figura 11. Datos de aletas de tubo para tubos de 1 pulgada de diámetro externo	50
Figura 12. Características de la Tubería.....	52
Figura 13. Parámetros B e Y para aeroenfriadores	53
Figura 14. Factor de Fricción en el interior de los tubos	53
Figura 15. Caída de presión estática del aire	56
Figura 16. Factor DR para el aire.....	57
Figura 17. Partes esenciales de un intercambiador de calor de tubos y corazas ..	59
Figura 18. Nomenclatura de los Intercambiadores de Calor.....	60
Figura 19. Configuraciones de los tubos.....	61
Figura 20. Esquema de Intercambiador de Calor PRL	62
Figura 21. Hysys determinación de Calor de transferido	63
Figura 22. Dimensionamiento de Tubos para el Intercambiador de Calor	64
Figura 23. Coeficiente global de Transferencia	65
Figura 24. Tamaño de la coraza para Intercambiador de Calor.....	66
Figura 25. Esquema de Separador PRL.....	68
Figura 26. Aceite condensado del separador PRL.....	69

Figura 27. Coeficiente " β " para separador trifásico.....	74
Figura 28. Sistema de recuperación de condensados del Gas de SEP-V200	78
Figura 29. Diagrama General de la Planta Recuperadora de Líquidos PRL.....	79
Figura 30. Esquema de Intercambiador AES Gas de baja	80
Figura 31. Hysys determinación de calor transferido en IC de gas de baja	81
Figura 32. Determinación de coeficiente global de transferencia de calor	82
Figura 33. Dimensión de tamaño de Coraza	83

LISTA DE ECUACIONES

	Pág.
Ecuación 1. Cálculo de GPM	21
Ecuación 2. Cálculo de contenido de agua en un gas	22
Ecuación 3. Ecuación de Velocidad Sónica	42
Ecuación 4. Coeficiente global de transferencia de calor	46
Ecuación 5. Cálculo de Incremento de temperatura	46
Ecuación 6. Ecuación de cálculo de temperatura media logarítmica	47
Ecuación 7. Cálculo de variable R	47
Ecuación 8. Cálculo de variable P	47
Ecuación 9. Corrección de temperatura media logarítmica	48
Ecuación 10. Cálculo de área requerida	49
Ecuación 11. Cálculo de área de haz de tubos	50
Ecuación 12. Ancho de Aeroenfriador	50
Ecuación 13. Número de tubos requeridos	51
Ecuación 14. Calculo de velocidad de fluido	51
Ecuación 15. Cálculo de Número de Reynolds	53
Ecuación 16. Caída de presión en tubos del aeroenfriador	54
Ecuación 17. Cálculo de cantidad de aire	54
Ecuación 18. Calculo de Velocidad de aire	55
Ecuación 19. Cálculo de área del ventilador	55
Ecuación 20. Cálculo de diámetro del ventilador	55
Ecuación 21. Cálculo de caída de presión	56
Ecuación 22. Cálculo del volumen de aire por ventilador	57
Ecuación 23. Caída total de los ventiladores	58
Ecuación 24. Cálculo de potencia por ventilador	58
Ecuación 25. Ecuación básica de transferencia de calor	64
Ecuación 26. Cálculo de densidad del gas	70
Ecuación 27. Velocidad de asentamiento	71

Ecuación 28. Cálculo de Número Reynolds para separador	71
Ecuación 29. Calculo de coeficiente de arrastre	72
Ecuación 30. Ecuación para determinación de la capacidad al gas	72
Ecuación 31. Cálculo de espesor máximo de la capa de crudo.....	73
Ecuación 32: Fracción ocupado por la fase agua	73
Ecuación 33. Cálculo máximo para separador.....	74
Ecuación 34. Cálculo de la capacidad al líquido en diseño de separador	75
Ecuación 35. Cálculo para capacidad de gas	75
Ecuación 36. Cálculo para capacidad de líquido	76
Ecuación 37. Cálculo para determinación de capacidad al gas	86
Ecuación 38. Determinación del espesor máximo de la capa de crudo.....	86
Ecuación 39. Cálculo de diámetro máximo de separador	87
Ecuación 40. Formula de VPN.....	88
Ecuación 41. Determinación del TIR.....	89
Ecuación 42. Cálculo de tiempo de pago.....	90

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Composición del gas SEP-V200	35
Tabla 2. Composición del gas Salida de GB-3500	36
Tabla 3. Selección del Método de Recuperación de líquidos del gas	39
Tabla 4. Escenarios de producción de gas del caso estudio	41
Tabla 5. Caracterización del Intercambiador de Calor	67
Tabla 6. Resultados iteración cálculos Coeficiente de arrastre	72
Tabla 7. Dimensiones para Separador Trifásico	76
Tabla 8. Caracterización del Intercambiador de Calor	84
Tabla 9. Iteración cálculo Cd para Separador trifásico gas de baja	85
Tabla 10. Tabla de selección dimensiones separador trifásico.....	87
Tabla 11. Tabla de selección dimensiones separador trifásico.....	90
Tabla 12. Costos de operación y mantenimiento de la planta recuperadora de líquidos condensados	91
Tabla 13. Estudio Financiero Planta de Recuperación de condensados	92

RESUMEN

TITULO: ESTUDIO DE FACTIBILIDAD TÉCNICO Y FINANCIERA DE UNA PLANTA DE RECUPERACIÓN DE LIQUIDOS. CASO ESTUDIO. *

AUTOR: ANDRES FERNANDO BURGOS MORA**

PALABRAS CLAVES:

Planta Recuperadora de líquidos, Refrigeración mecánica, pronóstico, condensado.

La presente monografía tiene como objetivo presentar una revisión bibliográfica de los parámetros involucrados y los métodos aplicados a la recuperación de líquidos en el gas natural, además realizar un estudio técnico, seleccionando la alternativa viable que permita el aprovechamiento de líquidos, dentro del método más utilizados en la industria de los hidrocarburos para la obtención de líquidos del gas, aplicando la metodología a un caso estudio en una facilidad de producción de hidrocarburos. Se realiza un análisis técnico de cada uno de los equipos necesarios para el diseño de la planta recuperadora de líquidos que permita en condiciones de operación dada, el máximo volumen de condensados recuperados.

En el periodo de producción del campo establecido se implementa a un estudio financiero para el montaje y la ejecución de la planta de recuperación de líquidos; concluyendo en la factibilidad del proyecto, y con opción del aprovechamiento de un gas remanente para uso de generación del mismo proyecto.

La implementación de este proyecto presenta un beneficio económico a la compañía operadora, así como también es una alternativa amigable con el Medio Ambiente y cumpliendo con la regulación del Ministerio de Minas y Energía de Colombia, en el que se prohíbe la quemar, emisión y desperdicio de gas según el Art. 52 de la resolución 181495 del 2 de septiembre de 2009.

* Trabajo de grado.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: M. Sc. Manuel Enrique Cabarcas Simancas

ABSTRACT

TITLE: Study of technical and financial feasibility of a plant of liquid recovery. Case study*

AUTHOR: Andrés Fernando Burgos Mora**

KEY WORDS: Plant Recovery of liquids, mechanical refrigeration, forecast, condensate.

DESCRIPTION

The objective of this paper is to carry out a technical study, selecting the viable alternative that allows the use of liquids from a gas stream, within the methods most used in the hydrocarbon industry to obtain gas liquids, applying the methodology to a case study in a hydrocarbon production facility. The different equipment necessary for the design of the liquid recovery plant is analyzed, which allows the maximum volume of condensates obtained under operating conditions.

In the period of production of the established field a financial study is carried out that concludes in the feasibility of the project, and with option of the use of the remaining gas for generation use of the project.

The implementation of this project presents an economic benefit to the operating company, as well as being a friendly alternative to the environment and complying with the regulation of the Ministry of Mines and Energy of Colombia in which it is prohibited to burn, emit and waste gas according to the Art. 52 of resolution 181495 of September 2, of 2009.

* Monografía of Specialization.

** Physicochemical Engineering Faculty, School of Petroleum Engineering. M. Sc. Manuel Enrique Cabarcas Simancas

INTRODUCCIÓN

La caída de los precios del petróleo ha impulsado en las compañías operadoras a recurrir en el aprovechamiento de los hidrocarburos producidos, reduciendo gastos como las generadas en la quema de gas y creando una oportunidad económica como un mecanismo de recuperación de los líquidos del gas. Cada año se queman unos 150.000 millones de metros cúbicos de gas natural, cifra que equivale a una cuarta parte de todo el consumo de gas de Estados Unidos en un año; 30% del consumo anual de gas de la Unión Europea y 75% de las exportaciones de gas de Rusia.

El caso estudio del trabajo presenta una corriente de gas asociado del petróleo, y está direccionada a Tea, siendo desaprovechada e incrementando el valor de los gastos por quema. Se realizará un estudio técnico con una filosofía de trabajo de equipos predeterminada, necesaria para recuperar un volumen de condensados y realiza un análisis económico que permita determinar la factibilidad económica que conlleve a una decisión para la ejecución del proyecto.

El proyecto de monografía servirá como guía para ser implementado en campos que cuenten con similares características, y cuenten con las condiciones operativas para generar un ingreso adicional a la compañía, reduciendo costos implementando soluciones versátiles en la recuperación de líquidos de una corriente de gas.

1. GENERALIDADES

1.1 OBJETIVOS

1.1.1 Objetivo general

Realizar un estudio técnico y financiero de una planta recuperadora de líquidos para una corriente de gas de un campo de producción. Caso estudio

1.1.2 Objetivos específicos

- Realizar una revisión bibliográfica de los parámetros involucrados para la recuperación de líquidos de una corriente de gas.
- Evaluar técnicamente los líquidos recuperados de la planta ante diferentes escenarios y condiciones de operación.
- Efectuar un estudio financiero que permita determinar la viabilidad de la planta recuperadora de líquidos.

1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

La corriente de gas que proviene de la etapa de separación en un campo en Colombia de producción de crudo con gas asociado se puede obtener un volumen considerable de líquidos recuperados.

En el Scrubber y Tea, se está presentando drenaje frecuente por el volumen de condensados que son almacenados en estos equipos, desaprovechando el potencial de éstos que pueden ser obtenidos de esta corriente de gas. Lo

anteriormente expuesto se debe a un alto GPM expuesto por la cromatografía del gas, y a la ausencia de un estudio que permita el aprovechamiento de estos líquidos recuperados.

De continuar con la anterior situación se perderá una gran oportunidad económica para la compañía, incremento de gastos por pago de impuesto asociados a la quema de gas, y afectación ambiental debido a estas condiciones.

1.3 JUSTIFICACIÓN

En campos de aceite negro y aceite volátil, el gas producido generalmente es enviado a tea provocando costos para la empresa a través de regalías generadas por entes gubernamentales, impactos ambientales que podrían ser ocasionados por la operación, además de pérdida de oportunidad económica para la compañía por desaprovechamiento energético que se podría recuperar del fluido, como condensados de alto valor en el mercado, generación para las locaciones, tratamiento y compresión, entre otros.

La recuperación de condensados del gas puede traer valiosos ingresos para la compañía, de realizar un estudio de calidad y cantidad de gas producido para una proyección de volumen a recuperar teniendo en cuenta los aportes de equipos termodinámicos y tecnológicos que se utilizan. Cuantificar el volumen recuperado de la corriente de gas con determinados equipos y/o plantas, se puede implementar un análisis financiero para establecer la factibilidad de un nuevo proyecto.

Las compañías de este sector lograrían un beneficio económico adicional, que en épocas de crisis resultaría de alta relevancia; La comercialización y transporte de los condensados del gas pueda ser complicado en ciertos lugares geográficos, estos podrían ser de gran utilidad en la operación de producción de crudo, mejorando su calidad en aumento de API utilizando técnicas de Blending.

2. RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL

Algunos componentes de gas natural son líquidos en superficie y obtenidos en instalaciones de campo o en plantas de procesamiento de gas, ciertas características de estos productos y los métodos de recuperación serán abordados en este capítulo.

2.1 GAS NATURAL

Se denomina Gas Natural al formado por los miembros más volátiles de la serie parafínica de hidrocarburos, principalmente metano, cantidades menores de etano, propano y butano y finalmente, puede contener porcentajes muy pequeños de compuestos más pesados. Además es posible conseguir en el gas natural cantidades variables de otros gases no hidrocarburos, como dióxido de carbono, ácido sulfídrico, nitrógeno, helio, vapor de agua, etc. ⁷

El Gas Natural puede obtenerse de como tal en yacimientos de gas libre o asociados en yacimientos de petróleo y condensado. Tradicionalmente el gas natural se ha obtenido vinculado con la producción de petróleo.

El principal componente del gas natural es el metano (CH_4), junto a otros componentes que son el etano (C_2H_6), el propano (C_3H_8), el butano (C_4H_{10}) y otras fracciones más pesadas como el pentano (C_5H_{12}), el hexano (C_6H_{14}) y el heptano (C_7H_{16}). Generalmente contiene 1% de impurezas como son el nitrógeno dióxido de Carbono, helio, oxígeno, vapor de agua. :

⁷ MARTINEZ, Marcías. Ingeniería del Gas Natural. Características y comportamiento de los Hidrocarburos. Venezuela 1995.

2.1.1 Líquidos del Gas Natural: Líquidos del Gas Natural (LGN) o *Natural Gas Liquids* (NGL)⁸, consisten de componentes hidrocarburos producidos en una corriente de gas y que pueden ser comercialmente extraídos. Entre los productos NGL podemos encontrar:

El etano (C₂) puede ser convertido en etileno y constituirse en insumo para la industria química, posee un punto de ebullición de -127°F. Recuperarlo sólo puede justificarse en aquellas áreas donde exista un mercado petroquímico listo y una red de transporte viable.

El propano (C₃) se divide el uso para materia prima petroquímica y combustible. El uso de la materia prima para fabricación de oleofinas. El uso como combustible es principalmente residencial y comercial en áreas donde otras fuentes de combustible no son competitivas. El propano se vende con frecuencia en una mezcla con butano, a menudo llamado Gas Licuado del Petróleo (LPG).

El mercado de butanos sirve principalmente como alimentación a la industria petroquímica y en combustible como mezcla para la gasolina. El uso final para cada isómero difiere en parte, el Isobutano (iC₄) es el isómero más volátil más valioso, empleado en la mezcla de gasolina para el control de octanaje y control de presión de vapor. El normal Butano (nC₄) es componente importante para la fabricación de oleofinas.

Gasolina Natural se refiere a los pentanos (C₅₊) y componentes más pesados en una corriente de gas. El uso más común es materia prima para refinería, aunque el mercado petroquímico para la gasolina natural está creciendo. La composición de la gasolina natural influye en su presión de vapor por la gran diferencia entre las presiones de vapor de los componentes de bajo punto de ebullición. La presión de

⁸ CAMPBELL John, Gas Conditioning and Processing. Campbell Petroleum Series. Oklahoma 2004.

vapor del propano es muy elevada y por ello una pequeña cantidad aumentará mucho la presión de vapor total.

El condensado es un producto líquido compuesto primordialmente por productos de baja presión de vapor, obtenido a través del equipo de separación normalmente usado en campo para separación de petróleo crudo. En general, es un producto claro, muchas veces incoloro a condiciones normales, con API mayores a 45°. ⁹

2.1.2 Contenido Líquido de un Gas: También se conoce con el nombre de “Riqueza de un Gas”. Se define como el número de galones de líquido que pueden obtenerse de 1.000 pies cúbicos normales de gas procesados. Se expresa generalmente por el símbolo GPM. Este factor es muy usado y debe ser conocido principalmente en problemas relacionados con plantas de gasolina natural y condensada.

En la práctica es común recuperar en estado líquido, únicamente el propano y compuestos más pesados de un gas, no es común considerar el metano y etano al calcular el contenido de líquido, GPM, de un gas, a pesar de ello se puede incluir en las muestras comerciales de gas natural, el valor de C₂₊ el cual puede ser un indicador útil en algunas ocasiones. Es bueno recordar que se parte de la suposición de que los componentes que integran el propano y elementos más pesados son totalmente recuperados como líquidos, aunque en la práctica, solo se recupera un porcentaje de esta cantidad. En la medida en que los sistemas criogénicos (a muy bajas temperaturas) han mejorado tecnológicamente, ese porcentaje recuperado ha aumentado considerablemente, razón por la cual se suele hablar de recuperación profunda de los líquidos del gas natural (más del 98%).

⁹ PEREZ Julio Cesar. Propiedades fisicoquímicas y Termodinámicas del Gas Natural. 2015

En el cálculo de GPM se debe conocer el número de pies cúbicos normales de un componente dado en estado gaseoso, requeridos para producir un galón de líquido. Este factor se determina fácilmente a partir de la densidad líquida y el peso molecular de cada componente puro.

Ecuación 1. Cálculo de GPM

$$GPM_j = 0.3151 \frac{y_j M_j}{\gamma_{oj}} \frac{gal}{Mscf}$$

Fuente: Pérez J, 2015

Utilizando la Ecuación 1, se puede calcular de una forma más sencilla, la cantidad de galones de líquido que se obtendrían de mil pies cúbicos de la muestra, donde;

Y_j : Fracción molar del componente j.

M_j: Peso Molecular del componente j.

γ_{oj}: Densidad Relativa del componente j. lb/ft³ como líquido a Condiciones Estándar.

2.1.3 Contenido de agua en el gas: El contenido de agua saturada de un gas, depende de la presión, temperatura, y composición.¹⁰ El contenido de agua incrementa con la presión y particularmente si el gas contiene CO₂ y/o H₂S. Para un gas pobre, un gas dulce con contenido de CH₄ sobre 70% y pequeñas cantidades de hidrocarburos pesados, existen correlaciones generalizadas en función de presión-temperatura. McKetta and Wehe presenta un ejemplo de una de las correlaciones que ha sido usada por muchos años para el diseño de sistemas de deshidratación del gas natural. La primera publicación fue en 1958 obtenida de datos experimentales disponible en la época.

¹⁰ GPSA, Engineering Data Book. 2004

Una determinación precisa del contenido de agua requiere un estudio cuidadoso de la literatura existente y de los datos experimentales disponibles. En la mayoría de los casos, los datos experimentales adicionales son la mejor manera de verificar los valores predichos.

Un método para estimar el contenido de agua en un gas, es utilizando la ecuación de la Ecuación 2, la cual realiza la sumatoria de los valores de acuerdo a las fracción molar de hidrocarburo presente en el gas, fracción molar de CO₂ y fracción molar de H₂S, y la cantidad de agua presente en cada una de estas que son predichos en correlaciones generalizadas.

Ecuación 2. Cálculo de contenido de agua en un gas

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

Fuente: (GPSA, 2004)

2.2 RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS

La recuperación de líquidos ligeros a partir de las corrientes de gas natural puede ir desde el control de punto de rocío hasta la extracción extensa de etanos (C₂₊). El grado deseado de recuperación de líquidos tiene un efecto profundo en la selección del proceso, la complejidad y el coste de la instalación de procesamiento.

El termino NGL es un término general que se aplica a los líquidos recuperados del gas natural y, como tal, se refieren al etano y productos más pesados. A menudo, las instalaciones de procesamiento de gas, envía el C₂₊ a un sitio de fraccionamiento y procesamiento. Ya sea que se realice en el sitio u otra instalación, el producto mezclado será fraccionado para fabricar productos como etano puro,

Etano-Propano, Propano comercial, Isobutano, normal butano, butano-gasolina, gasolina natural o condensado. El grado de fraccionamiento que se produce depende del mercado y de la ubicación geográfica que se encuentre (GPSA, 2004).

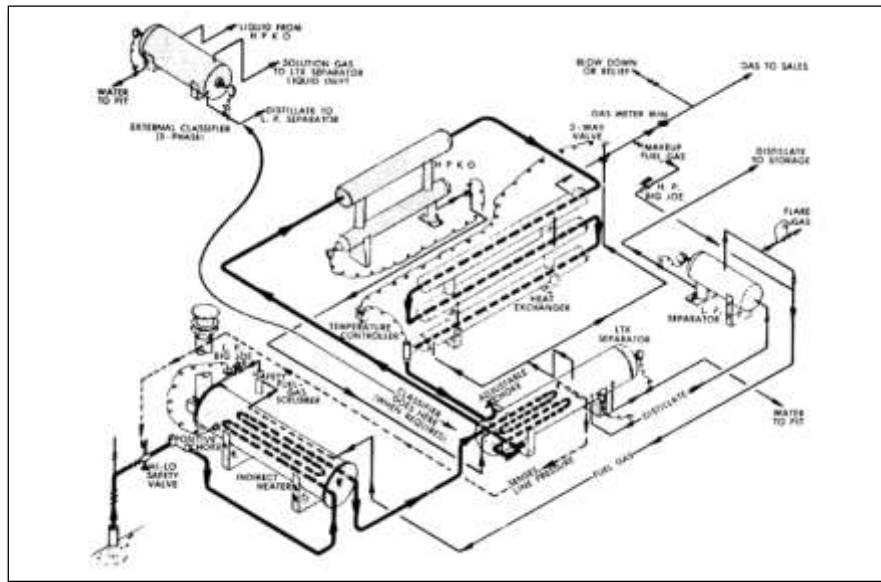
Los trabajos que se realizaron a inicios del siglo XX para la recuperación de líquidos implicaron compresión y enfriamiento de las corrientes de gas y estabilización de los productos condensados. Sobre 1920 se desarrollaron procesos de absorción para aumentar la recuperación de gasolina y productos con cantidades crecientes de butano.

Estos productos de gasolina se comercializaron, y aún se comercializan con una Presión de Vapor Reid (RVP). La presión de vapor tal como 10, 12, 14, 20 o 26 psia son especificaciones comunes para tales productos. Con el proceso de refrigeración avanzada, se pudieron realizar procesos de recuperación de propanos, en el cual se desarrolló un mercado para LPG como un combustible líquido portable.

2.2.1 Low Temperature Separation LTS: Se pueden usar varios métodos para reducir el punto de rocío del hidrocarburo, la recuperación puede realizarse mediante refrigeración de expansión en un LTS. El sistema de refrigeración por expansión utiliza el efecto JT para reducir la temperatura del gas después de la expansión. Esta reducción de la temperatura da lugar no sólo a la condensación del líquido del hidrocarburo sino también a la condensación del agua. Por lo tanto, el proceso puede realmente lograr el control del punto de rocío de agua y de hidrocarburo en una sola unidad.

La Figura No 1 muestra un ejemplo de un sistema LTS (GPSA, 2004).

Figura 1. Low Temperature Separation Unit



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION, Engineering Data Book, Tulsa-Oklahoma, 2004. Capítulo 16

El gas a alta presión puede pasar primero a través del intercambiador de calor, a menudo este intercambiador no es necesario dependiendo las condiciones del gas. El gas entra entonces a través del intercambiador donde es enfriado por intercambio de los líquidos condensados y los hidratos. Los condensados o agua recuperados en este punto se eliminan en el separador de alta presión. El gas del separador es entonces enviado al intercambiador con los productos del gas para enfriamiento adicional. La temperatura debe ser controlada en este punto para evitar la formación de hidratos en el intercambiador. El gas de este punto pasa a través de la válvula reductora de presión donde ocurre la expansión JT.

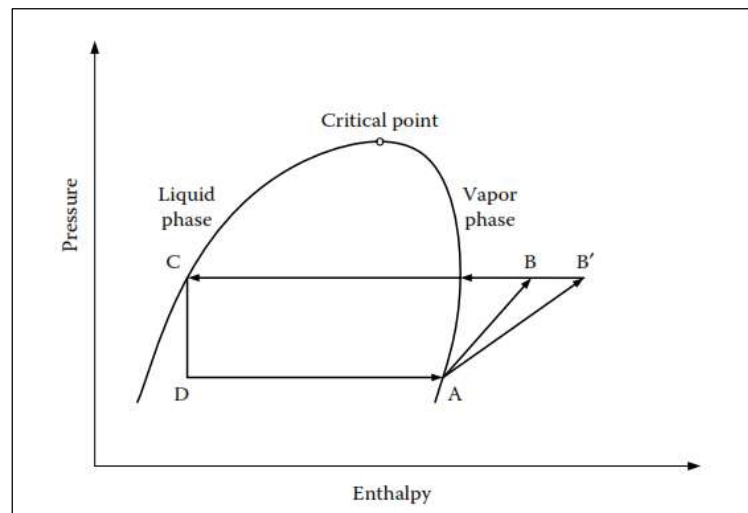
El hidrocarburo líquido e hidratos producidos por esta expansión son obtenidos en el separador de baja temperatura. El gas que sale del separador tiene un punto de rocío de hidrocarburo igual a la temperatura y presión del separador.

El sistema LTS sólo puede utilizarse cuando se dispone de suficiente presión para llevar a cabo el proceso y la separación de líquidos deseados. Es una etapa de

proceso atractiva si se puede lograr una eliminación de líquido suficiente en las condiciones de funcionamiento disponible.

2.2.2 Refrigeración Externa: La refrigeración externa juega un papel muy importante en los procesos de recuperación de hidrocarburos, ya que se utiliza para enfriar la corriente de gas y recuperar una cantidad significativa de C_{3+} y reducir las temperaturas a medida que el gas pasa a otras etapas de recuperación de hidrocarburos. Puede ser la única fuente de refrigeración cuando la presión de entrada es baja¹¹. El ciclo de refrigeración consta de cuatro pasos que se representan en la gráfica de la Figura No 2 Presión- Entalpía.

Figura 2. Ciclo de Refrigeración



Fuente: ARTHUR J. KIDNAY AND WILLIAM PARRISH, Fundamentals of Natural Gas Processing, Boca Raton – Fla., 2006. Capítulo 7.1

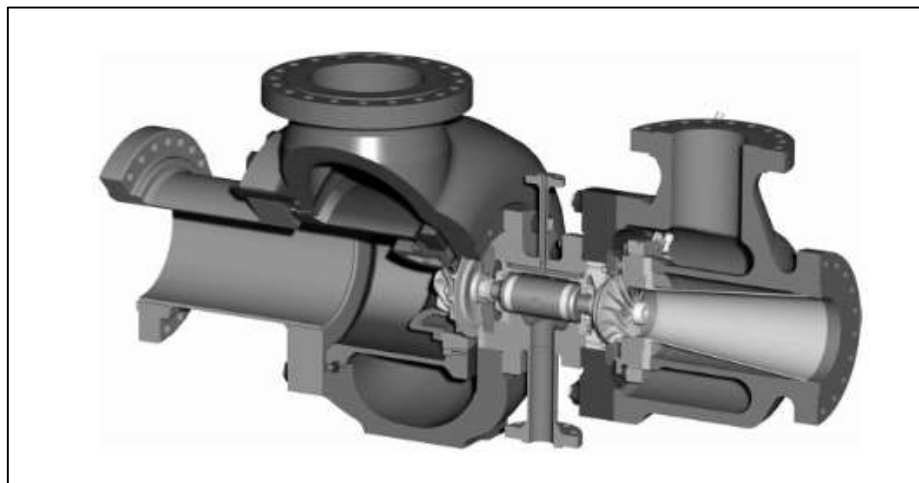
¹¹ Kidnay A, Parrish W. FUNDAMENTALS OF NATURAL GAS PROCESSING. 2006.

1. La compresión del vapor saturado de refrigerante en el punto A a una presión muy por encima de ella es la presión de vapor a temperatura ambiente en el punto B.
2. Condensación al punto C por intercambio de calor con un fluido refrigerante.
3. Expansión a través de la válvula Joule Thompson para enfriar y condensar el refrigerante hasta el punto D.
4. Intercambio de calor con el fluido a enfriar por evaporación de refrigerante de nuevo al punto A.

2.2.3 Turbo-Expander: Herrin (1966) describe la primera planta de Turbo-Expander. La válvula Joule Thompson, que es esencialmente una válvula de control con un orificio variable o fijo, es un medio extremadamente simple, económico y ampliamente utilizado para reducir la temperatura del gas. Aunque todavía se utilizan ampliamente en muchas aplicaciones para producir refrigeración, los JT están siendo ampliamente suplantados por los Turbo-Expander en las plantas de gas para enfriar la corriente de gas del proceso. Los Turbo-Expander son en esencia, compresores centrífugos que realizan el trabajo durante el trabajo a diferencia de los JT. Mientras los JT es esencialmente un proceso isentálpico, los Turbo-Expander muestran un proceso isentrópico. Los Turbo-Expander provee la máxima cantidad de calor de un sistema al obtener caída de presión mientras esta genera trabajo. El trabajo es utilizado para mover un compresor o un generador eléctrico.

El avance importante para los Turbo-Expander viene cuando el diseño y los materiales hacen posible la condensación dentro del expander. La fracción de condensados puede rondar el 50% (Jumonville, 2004). Sin embargo, los líquidos recuperados generalmente se encuentran en 20 micrones de diámetro, o menos, unas gotas recuperados de mayor tamaño pueden causar rápidamente erosión interna de los componentes.

Figura 3. Perfil de Turbo-Expander



Fuente: ARTHUR J. KIDNAY AND WILLIAM PARRISH, Fundamentals of Natural Gas Processing, Boca Raton – Fla., 2006. Capítulo 7.2

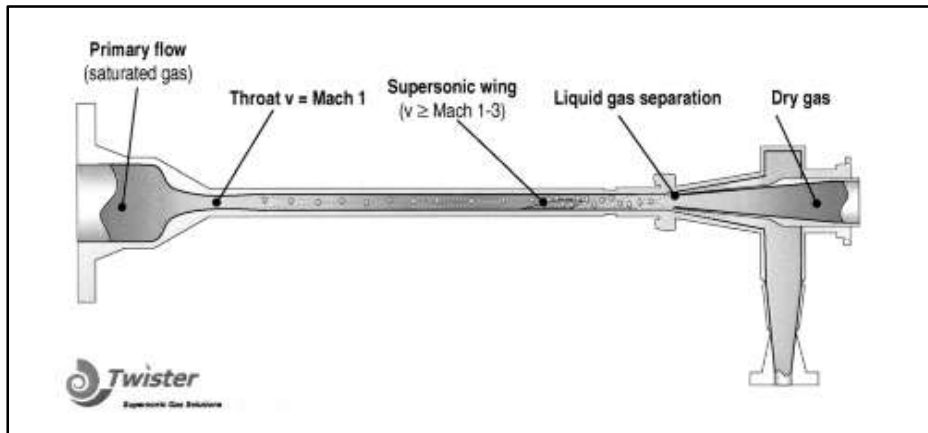
Un perfil típico de un Turbo-Expander para un proceso de gas es mostrado en la Figura No 3. El expander es la unidad de la derecha, y el compresor es la unidad de la izquierda. La corriente de gas ingresa al expander a través de la tubería conectada el para superior derecha, y es guiado sobre el rotor que por aerodinamismo hace girar la rueda de expansión. El gas de entrada de alta velocidad gira la rueda y transfiere parte de su energía cinética a la rueda y al eje, y luego sale a la derecha a través de la boquilla cónica. Como parte de la energía del gas ha sido transferido en la rueda, el gas de salida es de temperatura y presión más baja que el gas que ingresó. La rueda del expander, esta acoplada directamente a un eje de compresor, que provee el trabajo necesario para el manejo del compresor que se encuentra en

la parte izquierda. La baja presión del gas que ingresa en el compresor, es comprimida a través del compresor con salida en la parte superior.

2.2.4 Twister: Se están introduciendo nuevas configuraciones de procesos en el mercado para aprovechar la expansión de gas para la separación de líquidos. Cada uno de estos procesos utiliza equipos estáticos para lograr la separación deseada y se centran en la sustitución de válvulas de expansión Joule Thompson y Turbo-expander.

Uno de estos procesos es la tecnología Twister. Este proceso presente en la Figura No 4, utiliza una boquilla supersónica en la que se reduce la presión y se forma líquido. La corriente supersónica se hace pasar a través de las paletas que giran la corriente. Este movimiento centrífugo obliga al líquido a la pared donde es recuperado. El vapor se expande entonces en una boquilla difusora y se recupera el 70% de la presión inicial. Esta tecnología se centra en el control del punto de rocío de los hidrocarburos y aplicaciones de deshidratación en las locaciones tanto offshore como en superficie.

Figura 4. Tecnología Twister



Fuente: ARTHUR J. KIDNAY AND WILLIAM PARRISH, Fundamentals of Natural Gas Processing, Boca Raton – Fla., 2006. Capitulo 7.4

2.3 SELECCIÓN DE PLANTA RECUPERADORA DE LIQUIDOS

Muchas configuraciones de procesos se utilizan para recuperar los líquidos de una corriente de gas en campo y en plantas de gas. La mejor configuración depende de muchas variables que incluyen:

- Productos a obtener
- Volumen de Gas
- Composición del Gas
- Presión de entrada y presión de salida.

El producto deseado a obtener determina la temperatura de operación más baja del gas. El volumen y la composición del gas establecen la configuración óptima de la planta para su viabilidad económica. Esta combinación dificulta el establecimiento de criterios. Sin embargo, entre más alto sea el volumen de gas y los GPM, más atractivo son la recuperación de hidrocarburos del gas.

La presión de entrada del gas hace una gran diferencia en la selección de la planta. Altas presiones permiten el uso de expansares, JT o Turbo-Expander, para proveer

el enfriamiento de la corriente de gas, si se desea recuperar C₂₊. Para presiones de entrada bajas, Refrigeración Externa ó entrada a Compresión para después por expansión si se necesita bajar la temperatura al gas, independientemente del grado de recuperación de líquidos.

La presión de salida ayuda a decidir qué propuesta debería elegir; a continuación, se presentan tres sistemas para recuperación de líquidos.

✓ Control de punto de rocío y condiciones de gas:

Sistema LTS

Twister

✓ Recuperación baja de líquidos.

Refrigeración Externa

Refrigeración por expansión.

✓ Recuperación alta de líquidos.

Refrigeración con propano para obtención de NGL.

3. ESTUDIO TÉCNICO PARA RECUPERACIÓN DE LÍQUIDOS DE LA CORRIENTE DE GAS DEL CASO ESTUDIO

Para realizar un estudio técnico apropiado es necesario conocer las propiedades del fluido, componentes y volúmenes producidos que me permita encontrar los parámetros adecuados para realizar el proceso de una forma eficiente.

Una caracterización del proceso en la que actualmente se encuentra el caso estudio, el análisis cromatográfico presentan como herramienta importante para el determinar las dimensiones de los equipos para la recuperación de líquidos en la corriente de gas deseada.

3.1 DESCRIPCIÓN

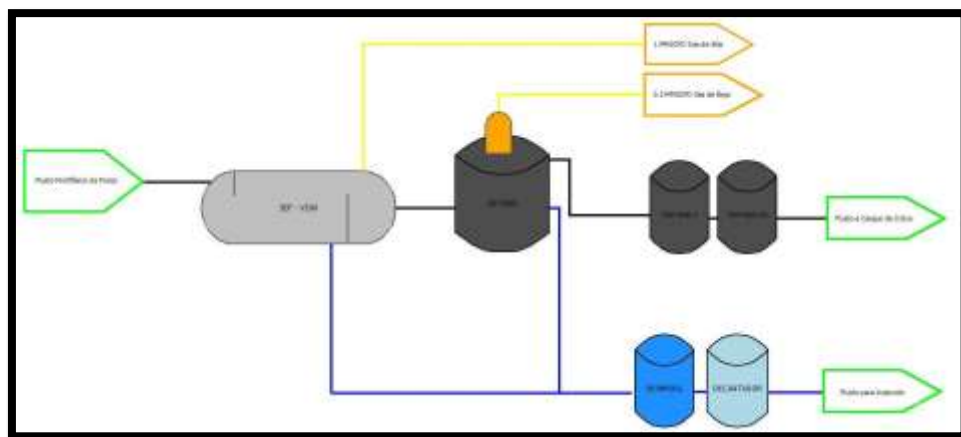
El estudio realizado se presenta en un campo de producción de crudo ubicado en el departamento de Casanare, el cual presenta una producción promedio de 4000 BOPD y 1 MMSCFD en la formación mirador, API 17,7° y produciendo mediante levantamiento artificial por bombeo Electrosumergible.

La facilidad de producción del campo está comprendido por:

- Sistema de recolección de fluidos.
- Sistema de separación trifásico por Separador (Gas de alta).
- Sistema de separación Gun Barrel (Gas de baja).
- Tanques de almacenamiento de crudo.
- Tratamiento de agua de producción.

3.1.1 Sistema de recolección de fluidos: El sistema de recolección de fluidos es utilizado para recolectar la producción de distintos pozos a un manifold central donde los pozos pueden ser probados en forma individual o estar en producción. El manifold facilita el manejo de la producción total de los pozos que ha de pasar por el separador como también el aislamiento de pozos para pruebas individuales de producción.

Figura 5. Diagrama Facilidad caso estudio



3.1.2 Sistema de separación por Separador: Desde el manifold el fluido total de los pozos es dirigido hacia el Separador (SEP-V200) para una primera etapa de deshidratación del crudo, aquí se presenta la separación en tres fases: agua, petróleo y gas. Cada uno de estas tres fases es alineado a un punto diferente para continuar con el proceso. El agua es enviada a los skimming para retiro de aceites y sólidos y posterior inyección en condiciones adecuadas.

La fase de petróleo es alineada al Gun Barrel (GB-3500) donde entrará en una segunda etapa de deshidratación debido a que la salida de crudo del separador presenta un BSW de 10%.

A la corriente de gas del SEP-100 se realiza la medición de volumen por el sistema platina de orificio el cual registra las variables en una carta Barton, esta corriente luego fluye hacia el Scrubber V-100 para retirar los condensados y posteriormente enviada a quema en una Tea de alta. (Debido a la presión que es manejada en el SEP-100).

Actualmente el separador de la facilidad de estudio tiene la capacidad de manejo de 20KBPD y 2MMSCFD.

3.1.3 Sistema de separación Gun Barrel: El Gun Barrel GB-3500 es diseñado para el tratamiento de agua-crudo y por medio de las botas de gas retirar el gas en solución; de la separación realizada en este tanque tendrá como resultado un crudo de especificación BSW $\leq 0.5\%$, calidad exigida de rebose para los tanques de almacenamiento. El gas que es liberado del GB-3500 es transportado hacia el Scrubber V-300 en una línea de baja presión llamada corriente de gas de baja con presión de 4 Psig.

3.1.4 Tanque de almacenamiento de crudo: El almacenamiento y manejo del crudo se presenta en doce (12) tanques verticales de 500Bbls nominales de capacidad cada uno, donde se realizan los respectivos análisis de cantidad y calidad de crudo para su posterior despacho por medio del área de cargadero, donde es enviada en vehículos tracto camiones a diferentes lugares del país.

3.1.5 K-Drum: La salida de gas del separador denominada gas de alta es enviada a un Scrubber y posteriormente a equipos de generación por medio de una válvula controladora de presión configurada a 20 psig; el remanente de gas que no es utilizado en generación es enviado a K-drum en donde llega la corriente de gas que proviene del GB-3500. En esta etapa el K-drum es utilizado para separar las pequeñas gotas de líquido asociadas al gas que es direccionado a la Tea, con el fin de evitar riesgos en la combustión del gas.

3.1.6 Tea: El sistema de quema de gas me permite aliviar los equipos que realizan el manejo del gas normalmente controlado por instrumentos de presión. La tea también me permite recibir los gases que se puedan expulsar del sistema de Separación Primaria y Secundaria.

3.2 CARACTERISTICA DEL FLUIDO

Conforme al desarrollo del proyecto es necesario realizar un adecuado seguimiento a la cantidad, calidad y características de los fluidos producidos, para este fin es necesario realizar pruebas de pozo, pruebas de laboratorio que permitan determinar las propiedades fisicoquímicas de los fluidos además de análisis composicionales del petróleo y gas.

Con relación al campo que se desarrolla el caso estudio y mediante un análisis de cromatografía en la salida de gas del SEP-V200 y GB-3500 se pudo establecer la composición de las corrientes de gas en diferentes puntos del proceso, en la tabla 1 y 2 se resumen los resultados obtenidos respectivamente y gráficamente se establece la envolvente de fase de cada uno de ellos.

Tabla 1. Composición del gas SEP-V200

COMPONENTE	COMPOSICIÓN (% Molar)
CO₂	4.93
N₂	0.78
C₁	45.96
C₂	12.58
C₃	12.02
iC₄	3.55
nC₄	5.50
iC₅	2.56
nC₅	2.46
C₆	3.20
C₇	2.66
C₈	1.78
C₉	0.86
C₁₀	0.47
C₁₁	0.21
C₁₂₊	0.45
GPM (80% Propano)	11.9553

Figura 6. Envoltente de Fase salida Gas Separador SEP-V200

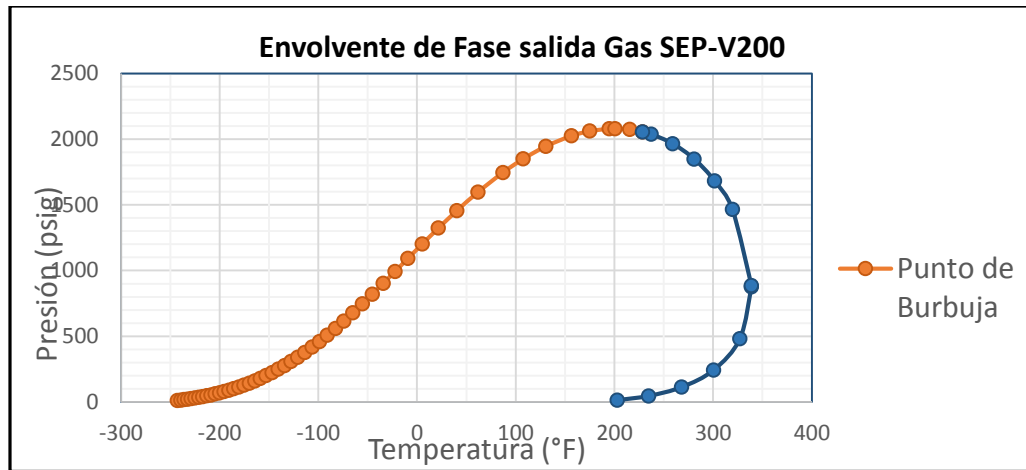
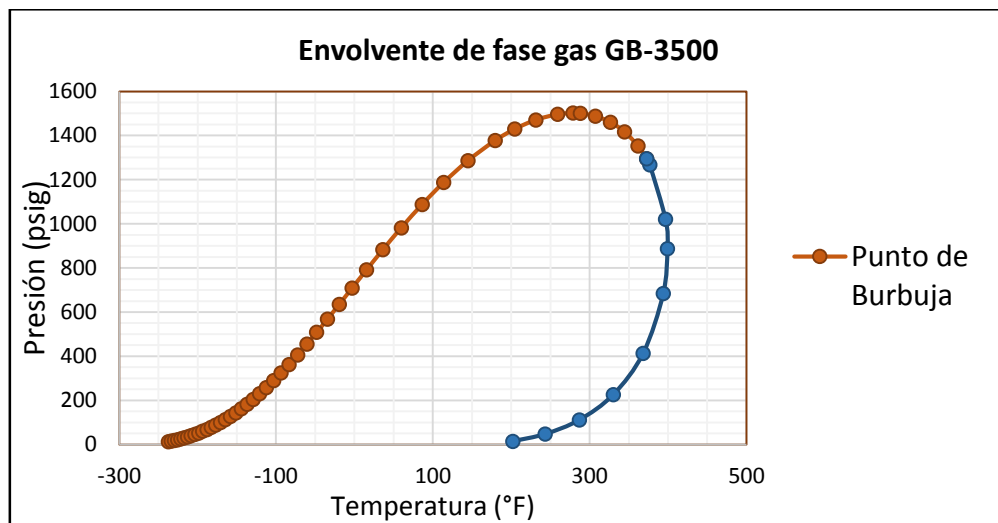


Tabla 2. Composición del gas Salida de GB-3500

COMPONENTE	COMPOSICIÓN (% Molar)
CO ₂	5.56
N ₂	0.57
C ₁	28.24
C ₂	5.82
C ₃	8.76
iC ₄	3.97
nC ₄	7.57
iC ₅	5.67
nC ₅	6.24
C ₆	10.48
C ₇	9.13
C ₈	5.44
C ₉	2.03
C ₁₀	0.39

C₁₁	0.13
C₁₂₊	0.00
GPM (80% Propano)	22.5928

Figura 7. Envoltente de Fase gas GB-3500



3.3 SELECCIÓN DE METODO DE RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS PARA CASO ESTUDIO

Debido a la diferencia de las propiedades y características del gas en los diferentes campos petroleros, y en ocasiones la variabilidad de estas entre pozos del mismo campo no se puede determinar un método de recuperación de líquidos único ideal para cualquiera de estos, es decir no serían aplicables en todas las situaciones.

Para el caso estudio se empleará un cuadro de selección teniendo en cuenta las principales variables de operación y comparándolas con las condiciones de

operación de los métodos de recuperación, teniendo como resultado si el método cumple o No cumple con la configuración adecuada para recuperación de líquidos condensados.

La primera condición a tener presente son los **Productos a Obtener**, a partir de esta variable se determina la cantidad de volumen de líquidos a recuperar no antes sin notar que a mayor volumen de líquidos la tecnología y equipos a emplear rápidamente harán al proyecto sin viabilidad económica. Por tanto para este caso estudió se desea recuperar condensados estabilizados o gasolina natural.

El **Volumen de Gas** corresponde solamente a la producción de los pozos del campo de caso estudio; para un periodo de producción de 3 años estables con 1.2 MMSCFD (Gas de alta y gas de baja).

No todos los métodos de recuperación de líquidos del gas son aplicables para las **condiciones iniciales** de una corriente de gas, por tanto es importante la selección del método que sea apropiado para las condiciones del caso estudio, que serán de presiones baja determinados por la presión de operación del separador y presión de salida de la línea de gas de las botas de los Gun Barrel, que se presentan con 28 psig y 4 psig respectivamente.

- Productos a obtener
- Volumen de Gas
- Presión de entrada y presión de salida.

Mediante la Tabla No 3, me permite realizar una comparación entre métodos de recuperación de líquidos del gas y las propiedades de la corriente del caso estudio, marcando color verde con las variables que si cumple para cada método o color rojo cuando No Cumple.

Tabla 3. Selección del Método de Recuperación de líquidos del gas

VARIABLES	CORRIENTES CASO ESTUDIO		METODOS DE RECUPERACIÓN DE LIQUIDOS DEL GAS				
	GAS SEP V-200	GAS GB-3500	LTS	REFRIGERACIÓN EXTERNA	JOULE - THOMPSON	TURBO - EXPANDER	TWISTER
PRODUCTOS A OBTENER	C3+	C3+					
VOLUMEN DE GAS	1 MMSCFD	0.2 MMSCFD					
COMPOSICIÓN DEL GAS	GAS RICO	GAS RICO					
PRESIÓN DE ENTRADA	20	4 PSIG					
TEMPERATURA	210	153 °F					

A partir de la tabla No 3, el método de Refrigeración Mecánica se ajusta para trabajar nuestra recuperación de líquidos del caso estudio. Autor

3.4 PLANTA DE RECUPERACIÓN DE LIQUIDOS

La propuesta del autor para la planta de recuperación de líquidos comprende puesta de equipos aguas abajo de la corriente de gas de alta y de baja que me permita la obtención de condensados de una manera eficiente y el aprovechamiento de la corriente restante.

PROPUESTA: RECUPERACIÓN DE LIQUIDOS DE LA CORRIENTE DE GAS SALIDA DE SEP-V200 y GAS DE SALIDA DE GB-3500

El fluido a tener en cuenta en el caso estudio es producto de la producción de 2 pozos de producción que después de llegar al Manifold de producción es enviada al separador general de producción denominado SEP-V200. A partir de esta etapa se obtiene el gas del separador y la fase de aceite es direccionada al Gun Barrel GB-3500 donde se retira el gas en solución que trae consigo el aceite y direccionada en una línea independiente. La salida de gas del Separador será denominada Gas

SEP-V200 o Gas de Alta y la corriente de gas del Gun Barrel Gas GB-3500 o Gas de Baja.

La corriente de Gas SEP-V200 a temperatura 210 °F y presión 20 psig pasará por un aroenfriador que permita reducir de una manera favorablemente la temperatura, seguidamente ingresará en la etapa de refrigeración mecánica la cual se obtendrá temperatura de salida de fluido en 40°F y en un separador bifásico se dividirá la fase líquida y gaseosa; la fase líquida se enviará a un tanque de producción aforado que permitirá la medición de cantidad y calidad del condensado recuperado, mientras que la fase gaseosa o Gas de PRL (Planta recuperadora de líquido) se direccionará a la línea de suministro para generación con 18 psig y el restante enviado a K-Drum y Tea.

El aprovechamiento del Gas GB-3500 con temperatura de 153°F y presión correspondiente a las botas de 4 psig al intercambiador de calor permitiendo reducir la temperatura a 60°F y posteriormente se llevará a un Scrubber para retirar los condensados obtenidos, estos condensados mediante una bomba de drenaje para enviarlos al tanque de condensados que es utilizado con los condensados de la corriente de Gas SEP-V200. El gas a la salida del Scrubber libre de condensados a 70°F contará con disponibilidad para su uso en generación y de no ser aprovechado se direccionará al K-Drum y Tea.

La controladora de presión PCV-002 ajustará a la presión de operación deseada (setting) de 18 psig para mantener la línea de suministro de gas a dicha presión la cual es necesaria para obtener una operación continua de los generadores a gas según los fabricantes.

3.4.1 Criterios de diseño

- Caudal

De acuerdo a los pronósticos de producción del caso estudio, se tendrá en cuenta un escenario medio tomando como referencia los datos de producción tanto alto,

medio y bajo. Esto con el fin de no obtener en el estudio técnico y económico un resultado sobredimensionado o que pueda ocasionar restricciones. Por lo anterior se realizará como base de cálculo para el Gas SEP-V200 1 MMSCFD y para Gas GB-3500 200 MSCFD (0.2 MMSFCD), en la tabla No 4 se observan los escenarios de producción de caso estudio.

Tabla 4. Escenarios de producción de gas del caso estudio

ESCENARIO DE PRODUCCIÓN		
ESCENARIO	SEP – V200 (MMSCFD)	GB-3500 (MMSCFD)
ALTO	1.5	0.5
MEDIO	1.0	0.2
BAJO	0.9	0.15

- Distribución de corrientes de gas.

A partir de las corrientes de Gas SEP-V200 y Gas GB-3500 que ingresarán a la Planta de Recuperación de Líquidos tendrá salida una nueva corriente de gas con menor riqueza y será apropiada para aprovecharla en generación a gas evitando condensación en los generadores que causaría un problema a los equipos.

De no ser utilizado el total del caudal de gas destinado a generación este fluirá a un K-drum y posterior a la tea, esto se dará por medio de una PCV que regulará la presión de la línea de generación evitando generar sobrepresiones que puedan afectar la integridad de los generadores y en caso de encontrar una presión por debajo de la presión deseada se contará con un relé de lastre en generadores de

combustible líquido que iniciarán con sincronismo para asumir las cargas del campo y evitar un Shut-Down general.

- Velocidades de Flujo

De acuerdo a la Arnold K (1986)¹², en sistemas de transporte de gas por líneas se recomiendan los siguientes criterios de dimensionamiento:

- Velocidad mínima: 10 – 15 ft/seg, evitando acumulación de condensados en puntos bajos.
- Velocidad máxima: 60 ft/seg para minimizar el ruido.

- Velocidad Sónica

Para el transporte de gas se debe cumplir el límite de velocidad sónica la cual no debe ser excedida. Mediante la ecuación 3 se realiza el cálculo.

Ecuación 3. Ecuación de Velocidad Sónica

$$V_s = 233.33 \sqrt{\frac{\text{Temperatura } (^{\circ}R)}{\text{Peso Molecular}}}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

3.5 ESTUDIO TÉCNICO

Se presentarán los cálculos correspondientes al diseño de la Planta Recuperadora de Líquidos (PRL) que me permitirá obtener un volumen de condensados y una

¹² ARNOLD Ken. Surface production operations. Volume 1 – Desing of Oil- Handling Systemas and Facilities. Gulf Publishing Company, Texas. 1986

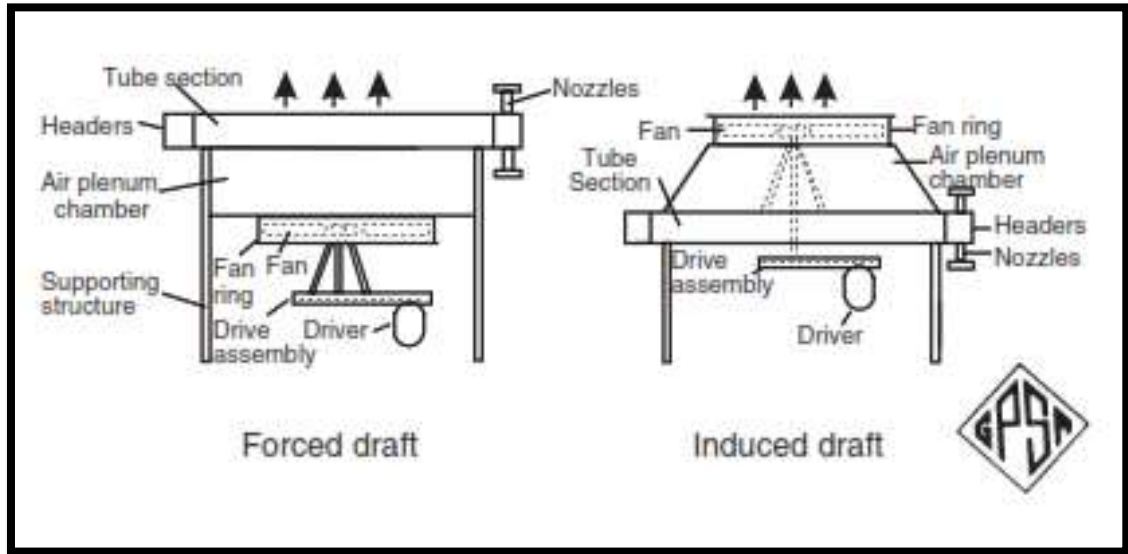
deshidratación de las corrientes de gas de producción que se utilizará para un sistema de generación a gas, reduciendo indirectamente el gas de quema.

De acuerdo al proceso del gas y al pronóstico de producción del caso estudio se realizará el diseño del aerofriador, intercambiadores de calor, separador.

3.5.1 Diseño de Aerofriador: Un aerofriador es usado para enfriar los fluidos con el aire (GPSA, Cap. 10), la primera etapa de enfriamiento de la corriente de gas del separador SEP- V200 se da en un equipo aerofriador. Los aerofriadores pueden clasificarse de acuerdo a la manera en que el aire es impulsado a través del haz de tubos y según su disposición espacial, y se pueden encontrar 4 tipos de equipos:

- **Tiro Natural:** No poseen ventiladores y su flujo transversal de aire proviene de corrientes de viento naturales o por corrientes formadas cuando el aire caliente asciende y es reemplazado por aire más fresco.
- **Tiro Forzado:** El aire es impulsado a través de la superficie de los tubos de aletas en dirección transversal, debido a que los ventiladores se encuentran ubicados por debajo del haz de tubos.
- **Tiro Inducido:** En este equipo los ventiladores se encuentran por encima del haz de tubos y el aire es empujado a través de la superficie del tubo con aletas.
- **Recirculación:** Consisten en la recirculación del aire caliente a la salida del equipo a fin de mantener el banco de tubos a una temperatura adecuada, es decir, se aprovecha el calor de aire caliente expulsado.

Figura 8. Aeroenfriador de Tiro Forzado y Tiro Inducido (GPSA)



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION, Engineering Data Book, Tulsa-Oklahoma, 2004.

Tal como lo ilustra la figura 8, los aerofriadores poseen varios equipos internos que permiten lograr el objetivo para el cual está construido. A continuación, se detalla los principales componentes:

- Haz de tubos: Conformado por los tubos con o sin aletas y el cabezal o caja soldada que los contiene. Los haces de tubos son rígidos y autosoportados; y se instalan de forma que sea posible la expansión independientemente de la estructura de soporte. Si los tubos poseen aletas, estas pueden ser de tipo empotrada, integral, traslapadas recorridas, recorridas o unidas y se diferencian en la forma que poseen, además de la temperatura que son capaces de soportar.

- Ventiladores: Encargados de distribuir el aire entrante al equipo, específicamente hacia el banco de tubos, para lograr la transferencia de calor entre los fluidos. Por lo general tienen de 4 a 6 aspas, aunque los grandes pueden tener un mayor número.
- Impulsores de ventiladores: Suelen emplearse turbinas de vapor o motores para impulsar ventiladores, mediante engranajes o bandas en V.
- Cámaras Impelentes: Espacio de distribución del aire el ventilador hacia el frente rectangular de haz de tubos.
- Anillo del Ventilador: Es el área que rodea al ventilador y que afecta considerablemente el rendimiento del mismo, debido al franqueo mayor entre las puntas del aspa y el anillo.

A continuación, se realiza la descripción de variables a tener en cuenta para el diseño del aerofriador requerido:

1. Identificación del fluido que circulará por los lados de los tubos, así como las temperaturas de entrada y salida del mismo. El fluido de servicio será aire a temperatura ambiental.

Fluido en los tubos del aerofriador: Gas de Separador.

T_1 = Temperatura de entrada de Gas: 210°F

T_2 = Temperatura de salida de Gas: 120° F

t_1 = Temperatura de entrada de aire: 90°F

t_2 = Temperatura de salida de aire.

2. Coeficiente de transferencia global asumido U_x

Figura 9. Coeficiente de transferencia global para Aeroenfriadores

Hydrocarbon gas coolers				
Pressure, psig	U_b	U_x	U_b	U_x
50	30	2.1	35	1.6
100	35	2.4	40	1.9
300	45	3.1	55	2.6
500	55	3.8	65	3.0
750	65	4.5	75	3.5
1000	75	5.2	90	4.2

Air and flue-gas coolers
Use one-half of value given for hydrocarbon gas coolers.

Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION, *Engineering Data Book*, Tulsa-Oklahoma, 2004

De acuerdo a la Figura 12, tendremos el cálculo global de transferencia de calor por medio de la ecuación 4:

Ecuación 4. Coeficiente global de transferencia de calor

$$U_x = 1.05 \frac{BTU}{h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

3. Como la temperatura de salida del aire es desconocida, se calcula el incremento en la temperatura del aire, para lo cual es necesario estimar el valor del coeficiente global de transferencia de calor según el valor. Posteriormente se procederá a calcular el valor de incremento de temperatura con la ecuación 5.

Ecuación 5. Cálculo de Incremento de temperatura

$$\Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$\Delta t_a = 15.37 \text{ }^\circ\text{F}$$

Entonces, conociendo el incremento de temperatura tenemos que:

$$t_2 = \Delta t_a + t_1 = 105.37 \text{ }^\circ\text{F}$$

4. Se calcula la temperatura media logarítmica con la ecuación No 6.

Ecuación 6. Ecuación de cálculo de temperatura media logarítmica

$$LMTD = \frac{(T_1 - T_2) - (t_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}\right)}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$LMTD = 42.23 \text{ }^\circ\text{F}$$

5. Posteriormente se calcula el valor de las variables R y P y se elige el número de pasos que se va a usar en el equipo esto de acuerdo con la ecuación 7 y 8 respectivamente.

Ecuación 7. Cálculo de variable R

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

Ecuación 8. Cálculo de variable P

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$R = 5.85$$

$$P = 0.12$$

Definido eso, se procede a evaluar P y R en la Figura 10 y hallar el valor de factor de corrección de la temperatura media logarítmica con la ecuación No 9.

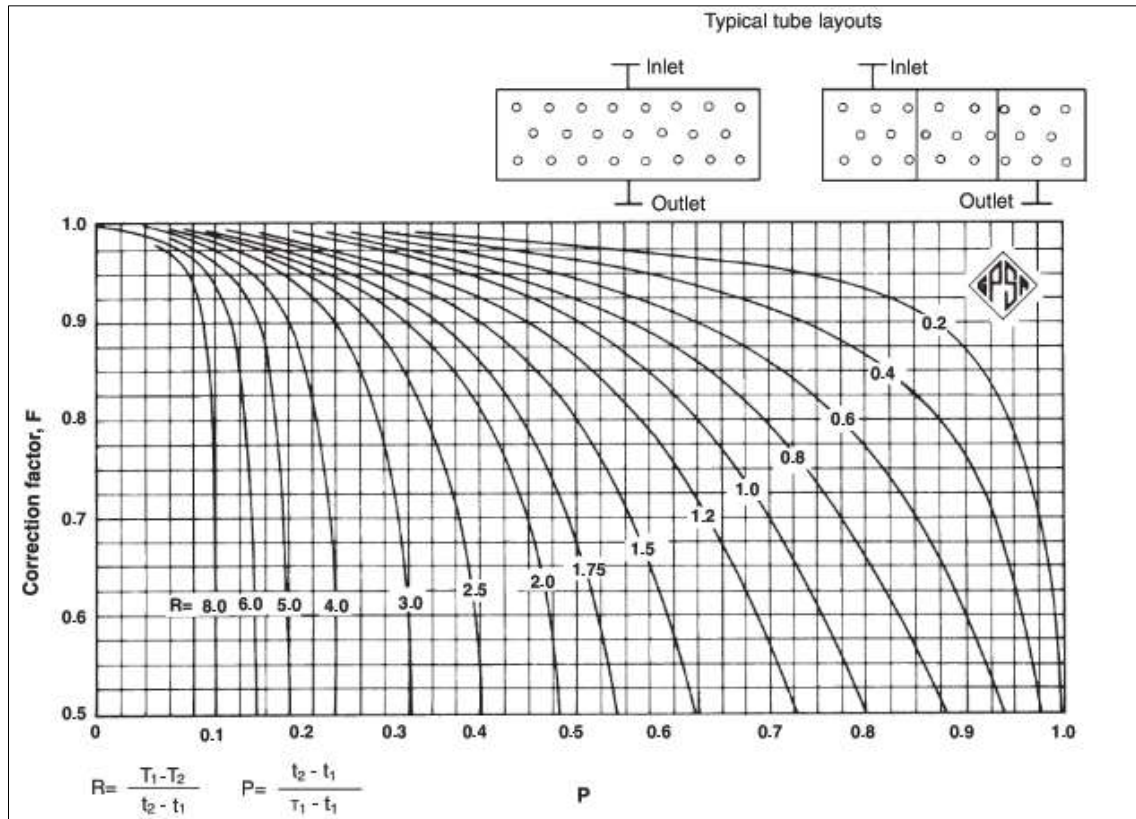
Ecuación 9. Corrección de temperatura media logarítmica

$$CMTD = f \cdot LMTD$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$CMTD = 37.58 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

Figura 10. Factor FT para aerofriadores



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION, Engineering Data Book, Tulsa-Oklahoma, 2004

6. Cálculo del área requerida a partir de la Ecuación 10:

Ecuación 10. Cálculo de área requerida

$$A_X = \frac{Q}{(U_X)(CMTD)}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$A_X = 2593.15 \text{ ft}^2$$

7. Calcular el área del haz de tubos con Ecuación 11 a partir del factor APSF en la Figura 11.

Ecuación 11. Cálculo de área de haz de tubos

$$F_a = \frac{A_x}{APSF}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$APSF = 80.4$$

$$F_a = 310.74 \text{ ft}^2.$$

Figura 11. Datos de aletas de tubo para tubos de 1 pulgada de diámetro externo

Altura de aleta por Aleta/pulgada		1/2 pulg. por 9		5/8 pulg. por 10		
		2 pulg. Δ	2 1/4 pulg. Δ	2 1/4 pulg. Δ	2 3/8 pulg. Δ	2 1/2 pulg. Δ
APF, pie ² /pie		3.80		5.58		
AR, pie ² /pie ²		14.5		21.4		
Pitch Tubo						
APSF	(3 filas)	68.4	60.6	89.1	84.8	80.4
	(4 filas)	91.2	80.8	118.8	113.0	107.2
	(5 filas)	114.0	101.0	148.5	141.3	134.0
	(6 filas)	136.8	121.2	178.2	169.6	160.8
Notas: APF es área total externo/pie de tubo aletado en pie ² /pie. AR es la razón de área de tubo aletado comparado al área exterior de 1 pulgada de diámetro exterior de tubo vacío el cual tiene 0.262 pie ² /pie de área de la cara del tubo						

Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION, Engineering Data Book, Tulsa-Oklahoma, 2004

8. Ancho de la unidad asumiendo una longitud considerando tubos de 8ft en la ecuación 12.

Ecuación 12. Ancho de Aeroenfriador

$$Ancho = \frac{F_a}{L}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$\text{Ancho} = 38.84 \text{ ft}$$

9. Obtener el factor APF o área externa total del tubo aleteado y calcular el número de tubos requeridos a partir de la ecuación 13.

Ecuación 13. Número de tubos requeridos

$$N = \frac{A_x}{APF \cdot L}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$N = 559.68$$

10. De la tabla de propiedades de la Figura 12 calcular A_t para 1 in diámetro externo, B.G.W 12 y número de pasos seleccionado, para posteriormente calcular con ecuación 14 la velocidad del fluido por los tubos

Ecuación 14. Calculo de velocidad de fluido

$$A_t = 0.4803 \text{ in}^2$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$G_t = \frac{(144)(W_t)(N_p)}{(3600)(N_t)(A_t)} = 1.5 \text{ lb}/(\text{ft}^2 \cdot \text{sec})$$

Figura 12. Características de la Tubería

Tubo D.E. pulgadas	B.W.G. Muebles	Espesor pulgadas	Área interna pulg. ²	pie cuadrado Superficie Externa por pie longitud	pie cuadrado Superficie Interna por pie longitud	Peso por pie de longitud Acero libras *	Tubo D.I. pulgadas	Momento de Inercia (pulgada ⁴)	Sección de Módulo (pulgada ³)	Baño de giro pulgadas	Constante C**	D.E. D.I.	Área transversal del metal pulg. ²
1/4	22	0.0280	0.0295	0.0655	0.0708	0.008	0.194	0.00012	0.00098	0.0792	46	1.289	0.0187
1/4	24	0.0220	0.0333	0.0655	0.0559	0.054	0.206	0.00011	0.00083	0.0810	52	1.214	0.0139
1/4	26	0.0180	0.0360	0.0655	0.0560	0.048	0.214	0.00009	0.00071	0.0824	56	1.168	0.0131
1/4	27	0.0160	0.0373	0.0655	0.0570	0.046	0.218	0.00008	0.00064	0.0829	58	1.147	0.0117
3/8	18	0.0490	0.0603	0.0882	0.0725	0.171	0.277	0.00068	0.00360	0.1164	84	1.354	0.0302
3/8	20	0.0350	0.0731	0.0882	0.0798	0.127	0.305	0.00055	0.00290	0.1213	114	1.230	0.0374
3/8	22	0.0280	0.0799	0.0882	0.0835	0.104	0.319	0.00046	0.00220	0.1227	125	1.176	0.0305
3/8	24	0.0220	0.0860	0.0882	0.0867	0.083	0.331	0.00038	0.00200	0.1248	134	1.133	0.0244
1/2	16	0.0650	0.1075	0.1309	0.0969	0.302	0.370	0.00226	0.00860	0.1536	168	1.351	0.0888
1/2	18	0.0490	0.1209	0.1309	0.1052	0.236	0.402	0.00180	0.00720	0.1606	198	1.244	0.0694
1/2	20	0.0350	0.1452	0.1309	0.1126	0.174	0.430	0.00140	0.00560	0.1649	227	1.163	0.0511
1/2	22	0.0280	0.1548	0.1309	0.1182	0.143	0.444	0.00120	0.00460	0.1671	241	1.126	0.0413
5/8	12	0.1090	0.1301	0.1636	0.1066	0.602	0.497	0.00610	0.01970	0.1864	263	1.556	0.1770
5/8	13	0.0950	0.1486	0.1636	0.1139	0.537	0.415	0.00570	0.01830	0.1903	232	1.437	0.1380
5/8	14	0.0830	0.1635	0.1636	0.1202	0.479	0.459	0.00530	0.01700	0.1938	258	1.362	0.1410
5/8	15	0.0720	0.1817	0.1636	0.1259	0.428	0.481	0.00490	0.01560	0.1971	263	1.299	0.1280
5/8	16	0.0650	0.1924	0.1636	0.1296	0.388	0.495	0.00450	0.01450	0.1992	300	1.263	0.1140
5/8	17	0.0590	0.2035	0.1636	0.1323	0.350	0.509	0.00420	0.01340	0.2016	317	1.228	0.1030
5/8	18	0.0490	0.2181	0.1636	0.1380	0.303	0.527	0.00370	0.01180	0.2043	340	1.186	0.0880
5/8	19	0.0420	0.2298	0.1636	0.1416	0.262	0.541	0.00330	0.01050	0.2069	359	1.155	0.0770
5/8	20	0.0350	0.2419	0.1636	0.1453	0.221	0.555	0.00280	0.00910	0.2089	377	1.126	0.0680
3/4	10	0.1340	0.1825	0.1963	0.1262	0.884	0.482	0.01290	0.03440	0.2229	285	1.556	0.2600
3/4	11	0.1200	0.2042	0.1963	0.1335	0.809	0.510	0.01220	0.03260	0.2267	318	1.471	0.2380
3/4	12	0.1090	0.2223	0.1963	0.1393	0.748	0.532	0.01160	0.03090	0.2298	347	1.410	0.2200
3/4	13	0.0950	0.2463	0.1963	0.1466	0.666	0.560	0.01070	0.02850	0.2340	364	1.350	0.1960
3/4	14	0.0830	0.2679	0.1963	0.1529	0.592	0.584	0.00980	0.02620	0.2376	418	1.284	0.1740
3/4	15	0.0720	0.2894	0.1963	0.1587	0.520	0.606	0.00890	0.02380	0.2410	450	1.238	0.1530
3/4	16	0.0650	0.3019	0.1963	0.1623	0.476	0.620	0.00830	0.02210	0.2432	471	1.210	0.1400
3/4	17	0.0590	0.3157	0.1963	0.1660	0.428	0.634	0.00760	0.02030	0.2455	492	1.183	0.1260
3/4	18	0.0490	0.3329	0.1963	0.1707	0.387	0.652	0.00670	0.01780	0.2484	521	1.150	0.1080
3/4	20	0.0350	0.3632	0.1963	0.1786	0.269	0.689	0.00590	0.01340	0.2522	567	1.102	0.0790
1	8	0.1650	0.3526	0.2618	0.1754	1.462	0.670	0.03920	0.07840	0.3009	350	1.495	0.4300
1	10	0.1340	0.4208	0.2618	0.1818	1.237	0.712	0.03300	0.07000	0.3089	636	1.366	0.2640
1	11	0.1200	0.4530	0.2618	0.1898	1.129	0.760	0.03270	0.06740	0.3140	708	1.316	0.3320
1	12	0.1090	0.4903	0.2618	0.2047	1.037	0.782	0.03070	0.06150	0.3174	749	1.279	0.3080
1	13	0.0950	0.5143	0.2618	0.2121	0.918	0.810	0.02880	0.05590	0.3217	804	1.235	0.2700
1	14	0.0830	0.5463	0.2618	0.2183	0.813	0.834	0.02730	0.05070	0.3255	832	1.199	0.2390
1	15	0.0720	0.5755	0.2618	0.2241	0.714	0.856	0.02570	0.04550	0.3291	898	1.167	0.2100
1	16	0.0650	0.5945	0.2618	0.2278	0.649	0.879	0.02400	0.04190	0.3314	927	1.149	0.1910
1	18	0.0490	0.6390	0.2618	0.2361	0.496	0.902	0.01660	0.03320	0.3366	997	1.109	0.1460
1	20	0.0350	0.6793	0.2618	0.2435	0.360	0.930	0.01240	0.02470	0.3414	1068	1.075	0.1060
1 1/4	7	0.1800	0.6221	0.3272	0.2330	2.057	0.899	0.08900	0.14250	0.3836	970	1.404	0.6030
1 1/4	8	0.1650	0.6648	0.3272	0.2409	1.921	0.920	0.08470	0.13550	0.3880	1037	1.359	0.5650
1 1/4	10	0.1340	0.7374	0.3272	0.2571	1.598	0.982	0.07410	0.11860	0.3974	1182	1.275	0.4700
1 1/4	11	0.1200	0.8012	0.3272	0.2644	1.448	1.010	0.06880	0.11090	0.4019	1230	1.238	0.4260
1 1/4	12	0.1090	0.8365	0.3272	0.2702	1.329	1.032	0.06420	0.10270	0.4052	1305	1.211	0.3910
1 1/4	13	0.0950	0.8825	0.3272	0.2775	1.173	1.060	0.05790	0.09260	0.4097	1377	1.179	0.3450
1 1/4	14	0.0830	0.9229	0.3272	0.2836	1.033	1.084	0.05210	0.08330	0.4136	1440	1.155	0.3040
1 1/4	16	0.0650	0.9852	0.3272	0.2932	0.823	1.120	0.04260	0.06820	0.4196	1537	1.116	0.2420
1 1/4	18	0.0490	1.0420	0.3272	0.3016	0.629	1.152	0.03340	0.05340	0.4250	1626	1.085	0.1850
1 1/4	20	0.0350	1.0940	0.3272	0.3089	0.456	1.180	0.02470	0.03950	0.4297	1707	1.059	0.1340
1 1/2	10	0.1340	1.1020	0.3927	0.3225	1.955	1.232	0.13540	0.18060	0.4853	1808	1.218	0.5750
1 1/2	12	0.1090	1.2910	0.3927	0.3356	1.618	1.282	0.11590	0.15460	0.4923	2014	1.170	0.4760
1 1/2	14	0.0830	1.3980	0.3927	0.3482	1.258	1.314	0.09310	0.12410	0.5019	2181	1.124	0.3700
1 1/2	16	0.0650	1.4740	0.3927	0.3587	0.996	1.370	0.07560	0.10080	0.5079	2299	1.095	0.2930
2	11	0.1200	2.4330	0.5236	0.4608	2.410	1.760	0.31440	0.31440	0.6600	3785	1.136	0.7090
2	12	0.1090	2.4840	0.5236	0.4685	2.201	1.782	0.29040	0.29040	0.6697	3890	1.122	0.6470
2	13	0.0950	2.5730	0.5236	0.4739	1.934	1.810	0.25860	0.25860	0.6744	4014	1.105	0.5690
2	14	0.0830	2.6420	0.5236	0.4801	1.699	1.834	0.23000	0.23000	0.6784	4121	1.090	0.5000

* Los pesos están basados en el acero al carbono bajo con una densidad de 0.2833 libras/pulgada cuadrada. Para otros metales se multiplican por los factores siguientes:

Aluminio	0.33	Cobre de Aluminio	1.06
Titanio	0.38	Níquel-cromo-hierro	1.07
A.I.S.I. 400 Series Acero inoxidable	0.99	Admiralty	1.09
A.I.S.I. 300 Series Acero inoxidable	1.02	Níquel - Cobre-Níquel	1.13
Bronce de Aluminio	1.04	Cobre y cupro-níquel	1.14

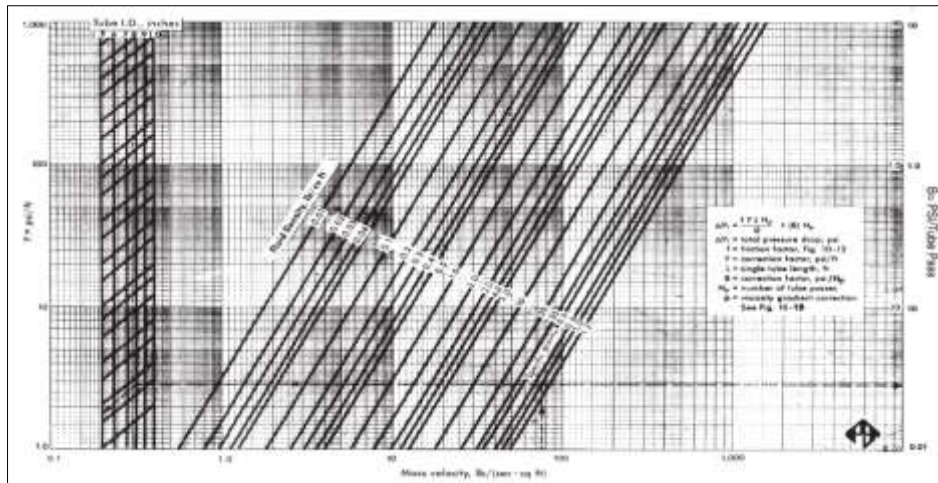
** Velocidad de líquido = libras por (tubo hora)/(C*Oravidad específica de líquido) en pie por segundo
Oravidad específica de agua a 60 °F = 1.0

Cortesía de TEMA

Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION, Engineering Data Book, Tulsa-Oklahoma, 2004

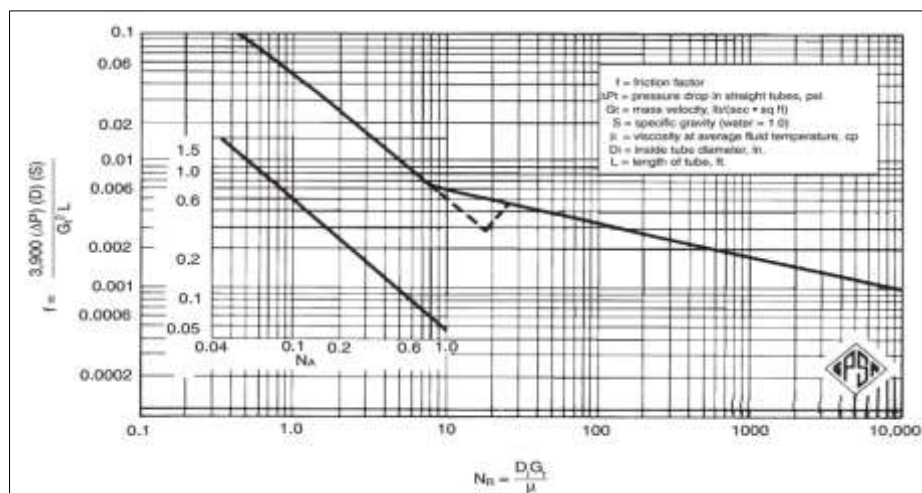
11. Calcular los valores de los parámetros B e Y según la figura 13, y con el número de Reynolds (Ecuación 15) modificado encontrar el factor de fricción según la figura 14 para finalmente hallar la caída de presión del lado de los tubos.

Figura 13. Parámetros B e Y para aerofriadores



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION, *Engineering Data Book*, Tulsa-Oklahoma, 2004

Figura 14. Factor de Fricción en el interior de los tubos



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION, *Engineering Data Book*, Tulsa-Oklahoma, 2004

Ecuación 15. Cálculo de Número de Reynolds

$$N_R = \frac{D_i G_t}{\mu}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$N_R = 100.73$$

Cálculo de caída de presión en los tubos mediante la ecuación 16:

Ecuación 16. Caída de presión en tubos del aerofriador

$$\Delta P_t = \frac{f Y L N_p}{\phi} + B N_p$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$\Delta P_t = 0.1272 \text{ psi}$$

Es importante tener en cuenta que ϕ , corresponde a un factor de corrección de la fórmula de caída de presión por el lado de los tubos. Tiene un valor de 1.0¹³ hidrocarburo gaseoso; vapor; agua, el cual representa el fluido de interés en este proceso.

12. Luego, se calcula la cantidad de aire con la ecuación 17:

Ecuación 17. Cálculo de cantidad de aire

$$W_a = \frac{Q}{(0.24)(\Delta t_a)}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$W_a = 267208.67 \text{ lb/hr}$$

¹³ GPSA Engineering data book, Cap.10, 2004.

13. Velocidad del aire se calcula mediante la ecuación 18:

Ecuación 18. Calculo de Velocidad de aire

$$G_a = \frac{W_a}{F_a}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$G_a = 859.88 \text{ lb}/(\text{hr} \cdot \text{ft}^2)$$

14. Calculo del área y diámetro del ventilador a partir de la ecuación 19 y 20 respectivamente.

Ecuación 19. Cálculo de área del ventilador

$$FAPF = \frac{0.4 \cdot F_a}{N_{\text{ventiladores}}}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$FAPF = 124.29 \text{ ft}^2$$

Ecuación 20. Cálculo de diámetro del ventilador

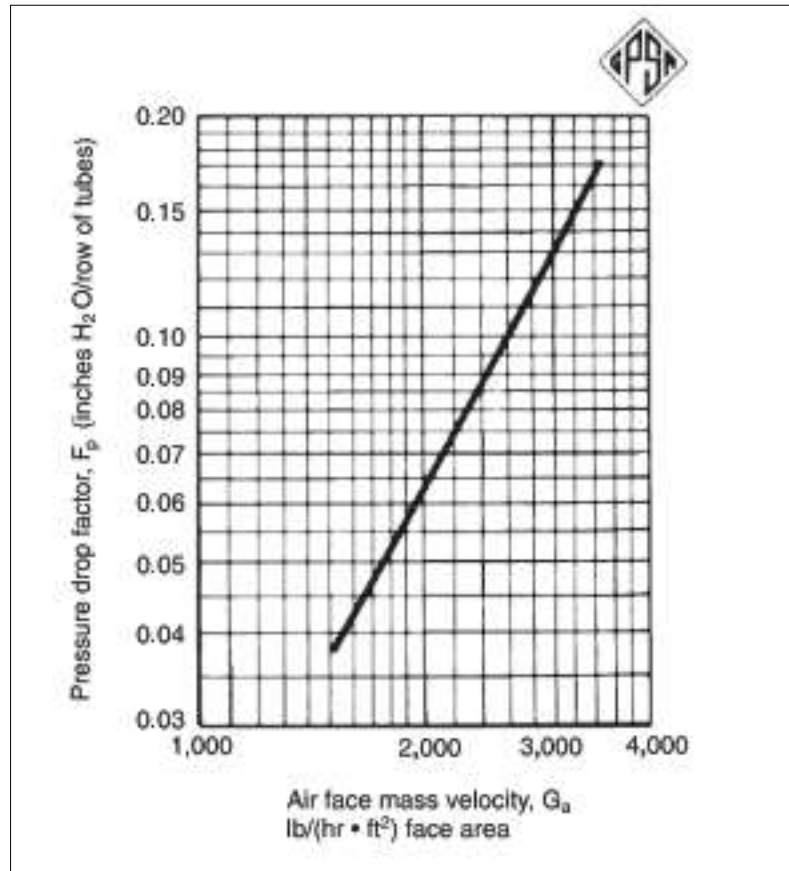
$$D_{\text{ventilador}} = \left(\frac{4 \cdot FAPF}{\pi} \right)^{0.5}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$D_{\text{ventilador}} = 12.58 \text{ ft} = 13 \text{ ft}$$

15. Calculo de la caída de presión estática del aire usando la figura 15, El factor D_R se obtiene de la figura 16 buscando a partir de la temperatura promedio del lado del servicio.

Figura 15. Caída de presión estática del aire



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION, Engineering Data Book, Tulsa-Oklahoma, 2004

Con estos valores es posible calcular la caída de presión por el lado del servicio, según la ecuación 21:

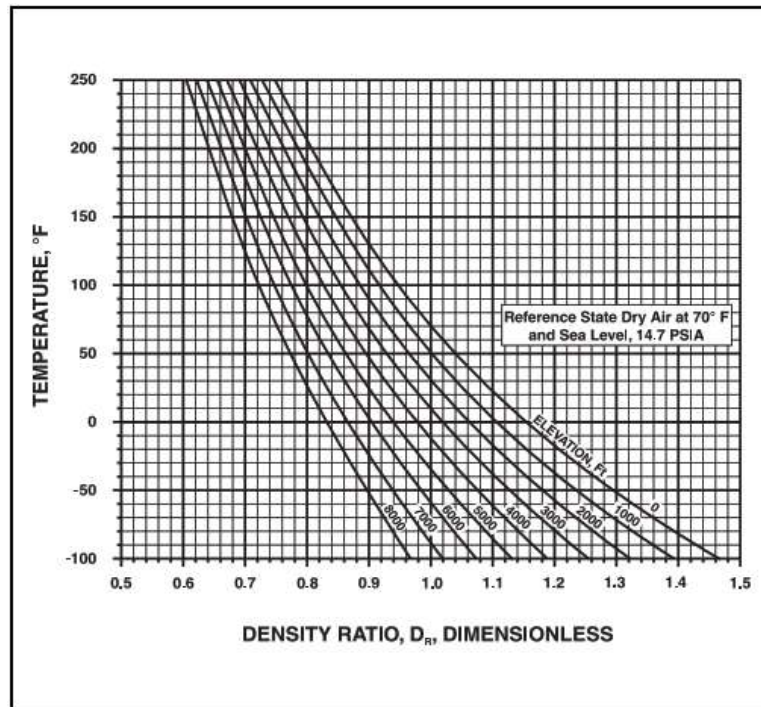
Ecuación 21. Cálculo de caída de presión

$$\Delta P_a = \frac{F_p \cdot N_P}{D_R}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$\Delta P_a = 0.98$$

Figura 16. Factor D_R para el aire



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION, Engineering Data Book, Tulsa-Oklahoma, 2004

16. Cálculo del volumen actual del aire total y por cada ventilador, pero con el factor D_R correspondiente a la temperatura de entrada del aire dada por la ecuación 22.

Ecuación 22. Cálculo del volumen de aire por ventilador

$$ACFM = \frac{W_a}{D_R \cdot 60 \cdot 0.0749}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$ACFM = 60672,43$$

17. Cálculo de la caída de presión total de los ventiladores con el D_R empleado en el paso 15 en la ecuación 23:

Ecuación 23. Caída total de los ventiladores

$$PF = \Delta P_a + \left[\frac{ACFM}{4005 \cdot \left(\frac{\pi D^2}{4}\right)} \right] D_R$$

Fuente: (GPSA, 2004)

$$PF = 0.116 \text{ in of water}$$

Suponiendo 70% eficiencia, calcular el caballaje de cada ventilador.

Ecuación 23. Cálculo de potencia por ventilador

$$bph = \frac{PF \cdot \left(\frac{ACFM}{1}\right)}{6356 \cdot 70\%}$$

Fuente: (GPSA, 2004)

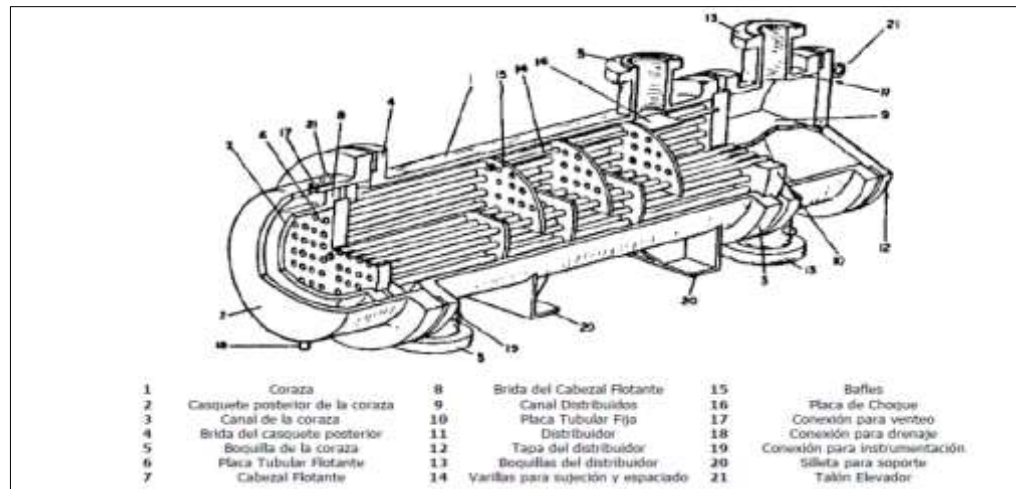
$$bph = 1.6 \text{ HP}$$

3.5.2. Diseño de Intercambiador de Calor: De acuerdo con la filosofía del diseño de la Planta de Recuperación de líquidos es necesario el diseño de 2 Intercambiadores de Calor que me permita reducir la temperatura de gas y obtener un volumen considerable de condensados. El primer Intercambiador estaría aguas debajo de la línea proveniente del aerofriador que de acuerdo al diseño anterior ingresaría con una temperatura de 120°F.

Los intercambiadores de este proceso suelen ser de tubo y coraza y pueden poseer diversas configuraciones. La figura 17 muestra la nomenclatura típica de los intercambiadores de calor de acuerdo a la asociación de fabricación de

intercambiadores tubulares o T.E.M.A., según sus siglas en inglés, el cual es el organismo que regula y norma la construcción, operación y mantenimientos de esos equipos.

Figura 17. Partes esenciales de un intercambiador de calor de tubos y corazas



Fuente: CAMUS HENRY OMAR, Diseño Alternativo de fraccionamiento para los líquidos del Gas Natural, Lima- Perú, 2009

Un intercambiador calor típico en contracorriente puede ser observado en la figura 18, donde listan sus partes esenciales entre las cuales se encuentran la coraza, el banco de tubos, deflectores, para aumentar la turbulencia de flujo y brindar soporte a la coraza; entre otros.

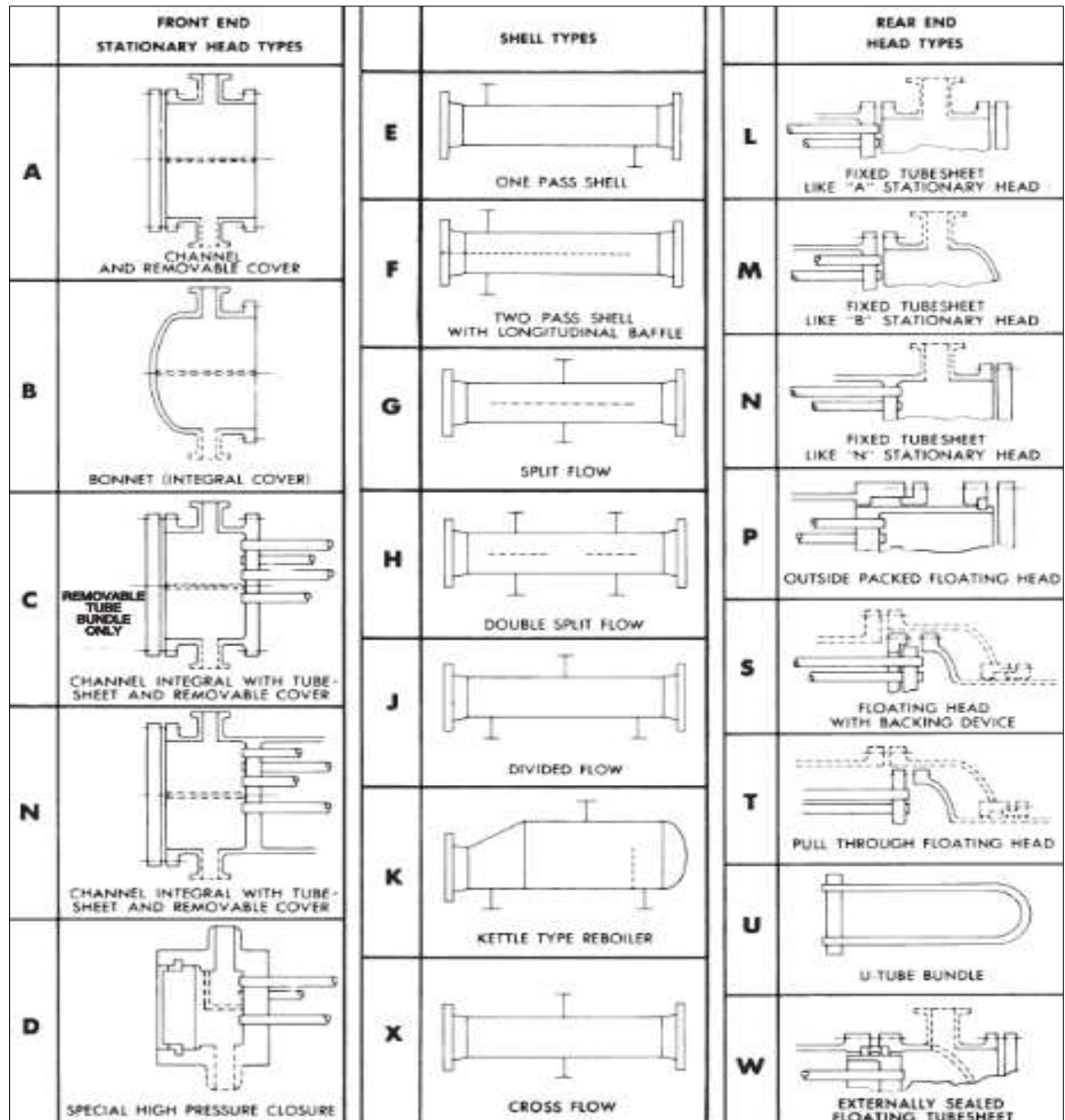
Ahora, si quiere mantener una velocidad del flujo lo suficientemente grande para evitar el flujo laminar e incrementar el intercambio de calor, el diseño puede ser modificado de forma que el fluido circule por una fracción en tubos en 2 o más pasos sucesivos desde una placa tubular o cabezal a la otra.

Una de las partes más importantes del intercambiador son los deflectores, los cuales, son los encargados de ayudar a dirigir el flujo de los fluidos del lado de los tubos y de la coraza. A partición del paso de los deflectores hace que el fluido fluya a través de un grupo de tubos paralelos, cada uno de los cuales es denominado "paso", y van desde un lado del cabezal des intercambiador al otro. Entonces, al

añadir estos deflectores, el número de tubos es forzado a fluir en varios pasos a través del equipo.

Los deflectores transversales mantienen un flujo turbulento en el área de la coraza, lo cual resulta en un aumento de la transferencia de calor. Además de esto, los deflectores soportan los tubos y minimizan las vibraciones inducidas por el flujo.

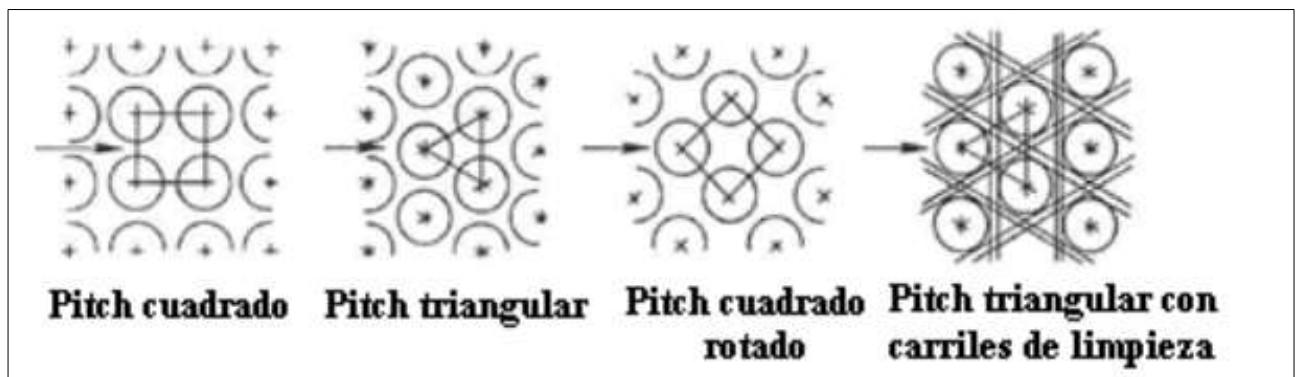
Figura 18. Nomenclatura de los Intercambiadores de Calor



Fuente: GAS PROCESSORS SUPPLIERS ASSOCIATION, *Engineering Data Book*, Tulsa-Oklahoma, 2004

Los tubos poseen una configuración o patrón en la que deben colocarse en el equipo, esta es denominada “pitch”, el cual es la distancia entre los tubos desde el centro de cada uno respecto a otros tubos adyacentes. Estos pueden tener configuración cuadrada, forma de rombo (cuadrada rotada) o triangular, siendo esta última la más típica. La figura 19 muestra como lucen estos patrones antes mencionados.

Figura 19. Configuraciones de los tubos



Fuente: KEN ARNOLD AND MAURICE STEWART, Surface Production Operations, Houston- Texas, 1989

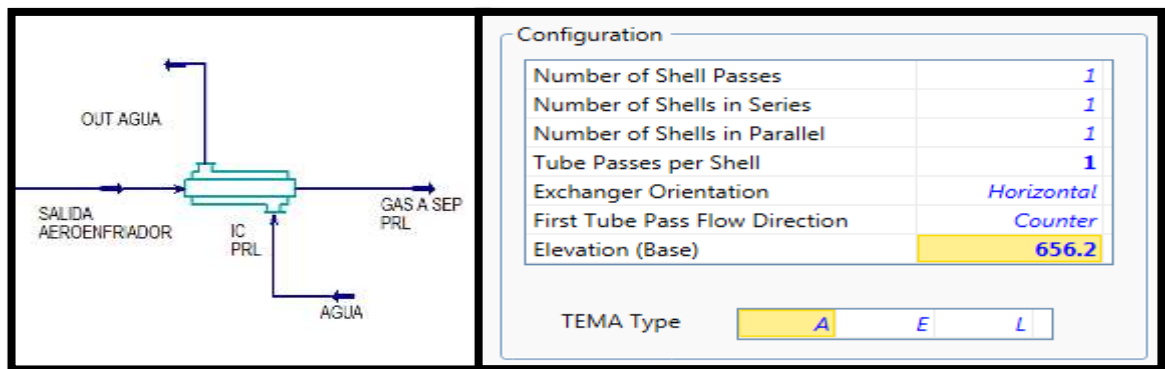
Estos y otros componentes del intercambiador son los que hacen posible que la transferencia de calor eficiente entre los fluidos ocurra, así como otros propósitos, por lo que son de vital importancia para el diseño de los mismos.

El diseño de los intercambiadores se realizará en bases a las siguientes consideraciones del manual GPSA y libro de Kern de transferencia de calor.

Para efectos de cálculo del Intercambiador de calor se realizará con soporte de Software Aspen HYSYS.

3.5.2.1 Generalidades: El tipo de intercambiador de coraza y tubos a utilizar es del tipo AEL, con línea de gas como fluidos en los tubos agua pre-enfriada por un Chiller.

Figura 20. Esquema de Intercambiador de Calor PRL



Fuente: ASPENTECH, ASPEN HYSYS Process Simulation v8.0

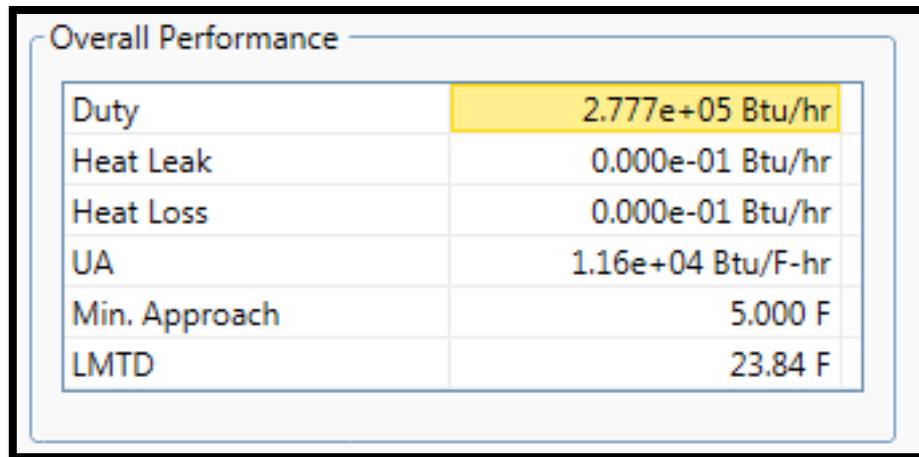
3.5.2.2 Balance de Energía: La ecuación del balance de energía para un intercambiador de calor es:

$$\text{APORTE DE CALOR AL FLUIDO FRÍO} - \text{APORTE DE CALOR AL FLUIDO CALIENTE} + \text{PERDIDAS DE CALOR} = 0$$

Para este caso estudio se conocen los caudales de las dos corrientes y las temperaturas de entrada y salida de una corriente así como la entrada de la otra, en este caso se realiza el cálculo del calor cedido en una corriente y se utiliza para determinar la temperatura de salida de la corriente de agua.

Mediante la Figura 21 y apoyo en el simulador de procesos el cálculo de calor transferido en este proceso está determinado por $Q = 277.770 \text{ BTU/hr}$.

Figura 21. Hysys determinación de Calor de transferido



Overall Performance	
Duty	2.777e+05 Btu/hr
Heat Leak	0.000e-01 Btu/hr
Heat Loss	0.000e-01 Btu/hr
UA	1.16e+04 Btu/F-hr
Min. Approach	5.000 F
LMTD	23.84 F

Fuente: ASPENTECH, ASPEN HYSYS Process Simulation v8.0

3.5.2.3 Cálculo del diámetro del tubo, espesor y longitud: El tamaño nominal de los tubos de un intercambiador de calor es el diámetro exterior en pulgadas, los valores típicos son 5/8, 3/4 y 1 in. Con longitudes de 8, 10, 12, 16 y 20 pies. Los espesores de tubos están dados según BWG (Birmingham Wire Gauge) y se determina por la presión de trabajo y el sobreespesor de corrosión. Los valores típicos son 16 ó 18 para Latón y 12, 13, 14 para acero al carbono.

La configuración de los tubos puede ser cuadrada, cuadrada girada 90°, o triangular.

Una primera aproximación de tubos a utilizar es:

- Diámetro: 5/8 (0.625in)
- Longitud: 10ft
- Espesor: 14BWG
- Separación triangular

Para efectos de cálculo del simulador estos datos son ingresados como se puede observar en la Figura 22.

Figura 22. Dimensionamiento de Tubos para el Intercambiador de Calor

The screenshot shows a software interface for tube sizing. Under the 'Sizing Data' section, three radio buttons are present: 'Overall', 'Shell', and 'Tube', with 'Tube' being the selected option. Below this is a 'Dimensions' section containing a table with the following data:

Parameter	Value
OD [in]	0.625
ID [in]	0.459
Tube Thickness [in]	0.083
Tube Length [ft]	10.000

Fuente: ASPENTECH, ASPEN HYSYS Process Simulation v8.0

3.5.2.4 Coeficiente de transferencia de calor: La ecuación 25 corresponde a la básica de transferencia de calor:

Ecuación 24. Ecuación básica de transferencia de calor

$$q = U_o A_o MTD$$

Fuente: (GPSA, 2004)

Dónde:

q = Calor transmitido por unidad de tiempo.

U_o = Coeficiente global de transmisión de calor.

A_o = Área de intercambio

MTD = Diferencia media de temperaturas corregida.

El problema consiste en determinar el valor de U_o . Este coeficiente depende de la configuración del intercambiador el cual es función del área de intercambio. Por lo tanto el proceso es iterativo. Figura 23 nos presenta una aproximación realizada por HYSYS determinado el Coeficiente global de transferencia: 107.8 BTU/Hr-ft²-F. Además se visualiza el coeficiente en función del área de transferencia, y pérdida de Presión en tubos y pérdidas de presión en coraza como dato asumido por el autor en base a literatura que permite concluir con caídas de presión de 1 psi en el área de la coraza y 3 psi asumiendo los valores de forma crítica en la operación.

Figura 23. Coeficiente global de Transferencia

Overall U [Btu/hr-ft ² -F]	107.8
Overall UA [Btu/F-hr]	1.164e+004
Shell DP [psi]	1.000
Tube DP [psi]	3.000
Heat Trans. Area per Shell [ft ²]	108.0
Tube Volume per Shell [ft ³]	0.7584
Shell Volume per Shell [ft ³]	3.605

Fuente: ASPENTECH, ASPEN HYSYS Process Simulation v8.0

3.5.2.5 Tamaño de la Coraza: El tamaño de la coraza para 66 tubos de 5/8 con separación 15/16 y configuración triangular, mediante la simulación nos permite determinar que el tamaño de la coraza es 9.58 in, en una aproximación de 10in.

Figura 24. Tamaño de la coraza para Intercambiador de Calor

Sizing Data

Overall
 Shell
 Tube

Shell and Tube Bundle Data

Shell Diameter [in]	9.58
Number of Tubes per Shell	66
Tube Pitch [in]	0.9365
Tube Layout Angle	Triangular (30 degrees)
Shell Fouling [F-hr-ft ² /Btu]	0.000000

Fuente: ASPENTECH, ASPEN HYSYS Process Simulation v8.0

A partir de los datos obtenidos mediante el simulador y datos incluidos podemos realizar la descripción detallada del intercambiador de calor necesario para poder reducir la temperatura a la línea de gas proveniente del aerofriador y mediante está poder recuperar la mayor cantidad de líquidos condensables.

3.5.2.6 Intercambiador de Calor Agua y Gas Aeroenfriador

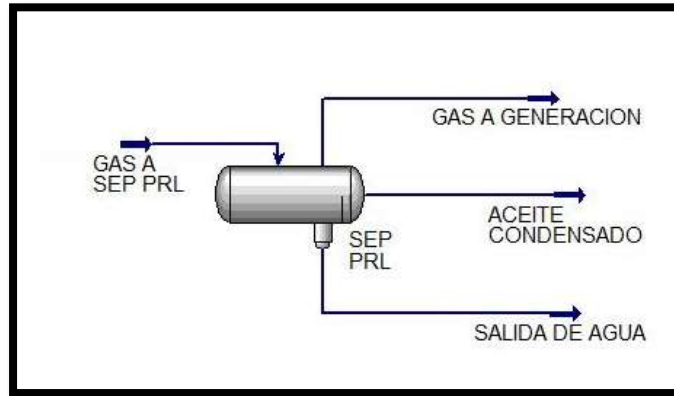
Número de coraza	1	Posición horizontal
Diámetro de Coraza	9.58 in	
Longitud	10 ft	
Número de tubos	66	
Diámetro de tubos	5/8	
Espesor de tubos	0.083	
Área de transferencia	108 ft ²	
Pitch	15/16 in	
BWG	14	

Tabla 5. Caracterización del Intercambiador de Calor

FLUIDO	LADO CORAZA	LADO TUBO
NOMBRE FLUIDO	AGUA	GAS AEROENFRIADOR
Cantidad de Fluido (lb/h)	14570	7287
Temperatura Ingreso (°F)	35	120
Temperatura Salida (°F)	53.4	40
Viscosidad (cp)	0.5546	1.663
Presión de Ingreso (psig)	10	19.9
Calor de Intercambiador (BTU/h)	277.770	
LMTD (°F)	23.84	

3.5.3 Diseño de Separador trifásico: De la corriente de salida de gas del Intercambiador de calor se tiene una considerable cantidad de líquidos condensados junto con el gas que por condiciones no se encuentra como líquido. Esta corriente entrará en un proceso de separación para obtener los líquidos y continuar con la salida de gas para un aprovechamiento en área de generación o en su defecto a la Tea (Ver figura 25). Por medio del simulador Hysys obtendremos los datos de las cantidades de fluido que se trabajarán dentro del separador. El separador a diseñar correspondería a un separador trifásico obteniendo tres corrientes de salida; Gas, Aceite y Agua. La salida de aceite se conectada a un tanque aforado para realizar la medición y fiscalización del fluido recibido.

Figura 25. Esquema de Separador PRL



Fuente: ASPENTECH, ASPEN HYSYS Process Simulation v8.0

De acuerdo con el software Hysys podemos determinar la cantidad de líquidos condensables en el separador de la PRL dados en Barriles/día, correspondiendo a 130.1 BBL/D de líquidos de acuerdo a la Figura 26; de los cuales 83.98 BBL/D corresponden al aceite como condensado y el restante a Agua 54.54 BBL/D. La densidad para cada uno de estos fluidos y dato para el cálculo del diseño es de

$$d_o = 42.76 \frac{lb}{ft^3} \text{ y } d_w = 63.80 \frac{lb}{ft^3}.$$

Figura 26. Aceite condensado del separador PRL

Stream Name	ACEITE CONDENSADO
Vapour / Phase Fraction	0.0000
Temperature [F]	40.00
Pressure [psig]	16.90
Molar Flow [MMSCFD]	8.286e-002
Mass Flow [lb/hr]	828.3
Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	85.09
Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-9.137e+004
Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	23.16
Heat Flow [Btu/hr]	-8.313e+005
Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	83.98

Fuente: ASPENTECH, ASPEN HYSYS Process Simulation v8.0

Datos:

Tasa de flujo de gas:	1 MMSCFD
Tasa de Flujo de Líquido:	138,52 BBL/D a $d_l = 55.36 \frac{lb}{ft^3}$
Presión De operación:	16,90 psig
Temperatura de operación:	40 °F
Tamaño de gota a remover:	100 micras
Tiempo de retención:	3 minutos (2 – 4 minutos para separación de gas natural – condensado) ¹⁴
Factor de Compresibilidad:	0.9823
Gravedad especifica del gas:	1.0137
Viscosidad del Gas:	0.0098 cp.

¹⁴ Santos Nicolás. Sistema de separación. Universidad Industrial de Santander. 2014. P.3-78.

3.5.3.1 Cálculo del Coeficiente de arrastre (Cd): Para el cálculo de este dato es necesario realizar un proceso iterativo en el cual se asume un dato de Cd, para luego calcular la velocidad de asentamiento y número de Reynolds, y de esta forma obtener los valores de Cd, si la diferencia entre Cd (asumida) y Cd (calculada) es menor a 0.005 se toma dicho valor, si no cumple dicha condición se continuará asumiendo valores de Cd y repitiendo el procedimiento.

Para cálculo de la densidad del gas con la Ecuación 26:

Ecuación 25. Cálculo de densidad del gas

$$d_g = 2,7 \frac{GE \cdot P}{T \cdot Z}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

d_g = Densidad del gas (lb/ft³)

GE = Gravedad específica del gas

P = Presión de operación (Psia)

T = Temperatura de operación (R)

Z = Factor de compresibilidad

$$d_g = 2,7 \frac{1.0137 \cdot 31.6}{500 \cdot 0.9823}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

$$d_g = 0,1761 \frac{lb}{ft^3}$$

Asumir Cd= 0,3 y calcular la velocidad de asentamiento utilizando la ecuación 27.

Ecuación 26. Velocidad de asentamiento

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{d_l - d_g}{d_g} \right) \frac{d_m}{C_d} \right]^{0.5}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

Dónde:

V_t = Velocidad terminal de asentamiento de la gota, (ft/s)

d_m = Diámetro de la gota, micras

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{d_l - d_g}{d_g} \right) \frac{d_m}{C_d} \right]^{0.5}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

$$V_t = 8,60 \frac{ft}{s}$$

Calcular el número de Reynolds, mediante la siguiente ecuación 28:

Ecuación 27. Cálculo de Número Reynolds para separador

$$Re = 0,0049 \frac{d_g \cdot d_m \cdot V_t}{\mu}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

Dónde:

μ = viscosidad del gas (cp)

$$Re = 0,0049 \frac{d_g \cdot d_m \cdot V_t}{\mu}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

Por último, calcular el coeficiente de arrastre con la ecuación 29:

Ecuación 28. Calculo de coeficiente de arrastre

$$C_d = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{0.5}} + 0.34$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

$$C_d = 0.5575$$

Se iteran los cálculos hasta satisfacer la condición antes mencionada. En la tabla 6, se presentan los resultados de la iteración.

Tabla 6. Resultados iteración cálculos Coeficiente de arrastre

Iteración	Cd	Vt (ft/s)	Re	Cd
1	0,300	3,846	33,864	1,564
2	1,564	1,684	14,830	2,737
3	2,737	1,273	11,211	3,377
4	3,377	1,146	10,094	3,662
5	3,662	1,101	9,693	3,780
6	3,780	1,084	9,541	3,827

3.5.3.2 Determinar la capacidad al gas: De acuerdo con la ecuación 30 se puede determinar la capacidad al gas en el diseño de separador:

Ecuación 29. Ecuación para determinación de la capacidad al gas

$$dL_{eff} = 420 \frac{TZQ_g}{P} \left[\left(\frac{d_g}{d_l - d_g} \right) \frac{C_d}{d_m} \right]^{0.5}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

Dónde:

d = diámetro interno del separador (in)

Q_g = Tasa de flujo de gas (MMSCFD) (Para efecto de diseños los cálculos se tendrán 2MMSCFD debido a pronósticos de producción)

$$dL_{eff} = 144,28$$

3.5.3.3 Determinar el espesor máximo de la capa de crudo: Determinación de espesor máximo de la capa de crudo a través de la ecuación 31.

Ecuación 30. Cálculo de espesor máximo de la capa de crudo.

$$(h_o)_{MAX} = 1,28 \times 10^{-3} \frac{t_{ro}(\Delta SG)d_m^2}{\mu_o}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

$(h_o)_{MAX}$ = Espesor de máximo de la capa de crudo.

$$(h_o)_{MAX} = 28,81$$

3.5.3.4 Calcular la fracción del área transversal ocupada por el agua: Calcular la fracción del separador ocupado por la fase agua, esto es obtenido por medio de la siguiente ecuación 32:

Ecuación 31: Fracción ocupado por la fase agua

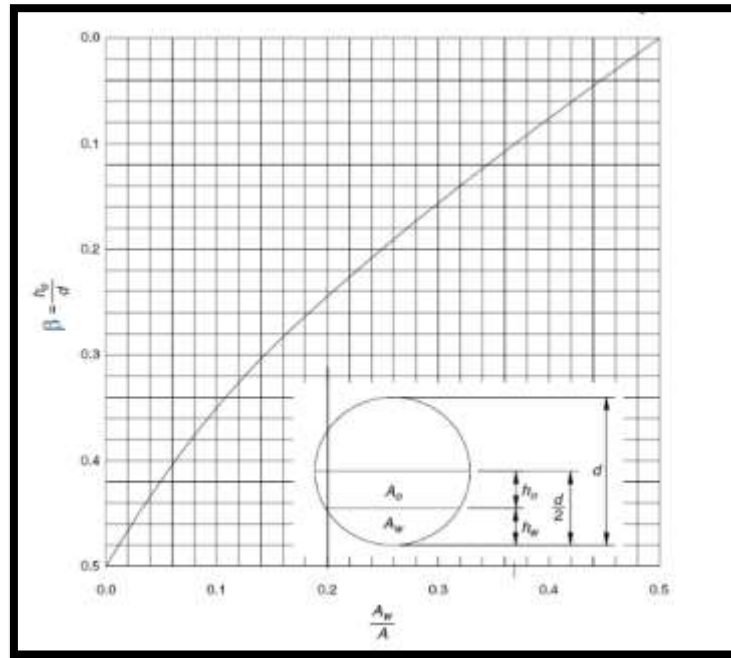
$$\frac{A_w}{A} = 0,5 \frac{Q_w t_{rw}}{Q_o t_{ro} + Q_w t_{rw}}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

$$\frac{A_w}{A} = 0,2$$

Determinar el factor β de la curva representada en la figura 27.

Figura 27. Coeficiente " β " para separador trifásico



Fuente KEN ARNOLD AND MAURICE STEWART, Surface Production Operations, Houston- Texas, 1989

De acuerdo a la figura 30 el valor obtenido para el coeficiente β corresponde a $\beta=0.24$, por medio de la ecuación 33 se puede calcular el diámetro máximo que puede tener el separador.

Ecuación 32. Cálculo máximo para separador

$$d_{MAX} = \frac{(h_o)_{MAX}}{\beta}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

$$d_{MAX} = 120 \text{ in}$$

3.5.3.5 Calcular la capacidad al líquido: Por medio de la ecuación 34 se puede realizar el cálculo de la capacidad al líquido en el diseño de separador.

Ecuación 33. Cálculo de la capacidad al líquido en diseño de separador

$$d^2 L_{eff} = 1,42(Q_o t_{ro} + Q_w t_{rw})$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

$$d^2 L_{eff} = 590,1$$

Por medio de los datos obtenidos establecer combinaciones que satisfagan presentados en la tabla No 7 las capacidades al gas y al líquido utilizando las ecuaciones 35 y 36 respectivamente, con diámetros menores que el diámetro máximo. Por medio de la L_{eff} mayor, realizar el cálculo entre cordones de soldaduras calculado por:

Para la capacidad de gas:

Ecuación 34. Cálculo para capacidad de gas

$$L_{ss} = L_{eff} + \frac{d}{12}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

Para la capacidad de líquido:

Ecuación 35. Cálculo para capacidad de líquido

$$L_{ss} = \frac{4}{3}L_{eff}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

Tabla 7. Dimensiones para Separador Trifásico

d (in)	Leff (ft) GAS	Leff (ft) LIQUIDO	Lss	SR
12	12,02	4,10	13,0	13,023
16	9,02	2,31	10,4	7,763
24	6,01	1,02	8,0	4,006
30	4,81	0,66	7,3	2,924
36	4,01	0,46	7,0	2,336
48	3,01	0,26	7,0	1,751

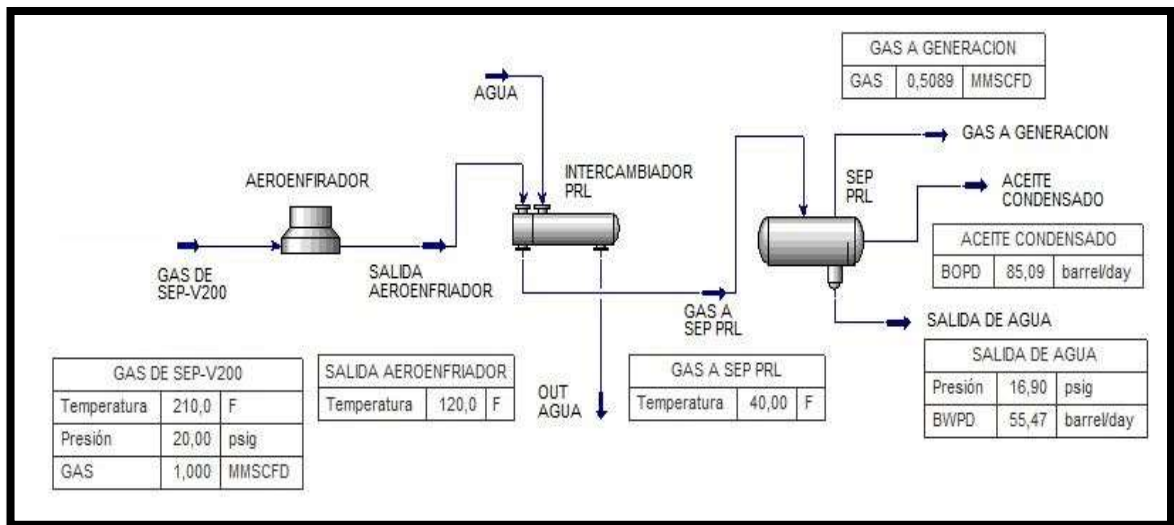
La columna SR de la Tabla No 7 permite calcular la relación de esbeltez para cada diámetro, se selecciona la opción que contenga una relación de esbeltez entre 2.5 y 5. Para este caso estudio podemos encontrar las mediadas del separador con un diámetro de 30in x 4.81 ft.

3.5.4 Tanque de almacenamiento: Es necesario que el tanque de almacenamiento para recibir los condensados inicialmente haya recibido crudo de producción del campo y se halla realizado el proceso de medición y fiscalización del hidrocarburo, con el fin de conocer el stock inicial del crudo con las propiedades de calidad y cantidad. En la calidad del crudo puedo determinar el API antes de iniciar a recibir el condensado recuperado de la línea de gas por un determinado periodo de tiempo establecido. Luego de este tiempo se realiza la fiscalización de calidad y cantidad del hidrocarburo determinando el volumen de condensado recibido y el API final. Este es una manera de poder realizar el despacho del condensado por medio de un Blending con el crudo de producción, además de tener un valor económico superior al despacho de menor densidad API debido a que la calidad es mayor. La venta de crudo Blending es fácil recepción en puntos de despacho por oleoductos porque permite reducir la viscosidad de otros fluidos en especial de los crudos pesados.

Debido al alto riesgo de estabilización y de manipulación de condensado en estado natural además de contar con un volumen considerable en este caso estudio, la opción de despacho a una empresa del sector petroquímico es descartada, por lo anterior se tendrá para efectos de cálculos el despacho de condensados en Blending con el crudo de producción.

3.5.5 Diagrama sistema de Recuperación de condensados con el Gas de SEP-V200 o gas de alta: De acuerdo con la Figura 28 es la representación del proceso de la salida de gas del Separador V-200 ingresando inicialmente al Aeroenfriador, luego esta corriente es enfriada en el intercambiador de la PRL por medio de agua y en Separador trifásico se obtienen 3 fluidos para su posterior uso o tratamiento. Cabe anotar que el flujo de agua es enfriado por un equipo Chiller; la capacidad del Chiller se conocerá en el diseño de los equipos necesarios para el proceso del gas de baja o el gas que se obtiene del GB-3500, puesto que la salida de agua del Intercambiador de la PRL es utilizado para un nuevo intercambiador, en la figura 32 se observará un diagrama del proceso.

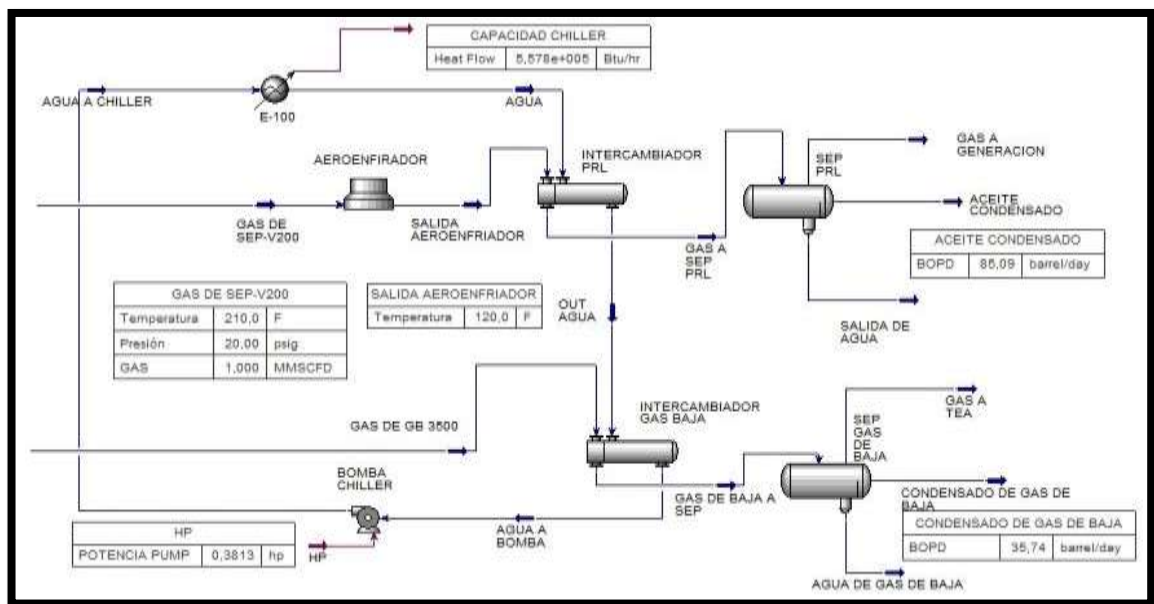
Figura 28. Sistema de recuperación de condensados del Gas de SEP-V200



Fuente: ASPENTECH, ASPEN HYSYS Process Simulation v8.0

3.5.6 Diagrama sistema de la Planta de Recuperación de Líquidos: En la figura 29 se relaciona el sistema general de la Planta de Recuperación de líquidos en el cual integra los dos fluidos de gas de alta y fluido de gas de baja. Adicional al Diagrama de la Figura 31 en este se observa el proceso que lleva a cabo el agua al enfriarla con el Chiller y que posteriormente va ser utilizada por transferencia en cada uno de los intercambiadores. Debido a pérdidas de presión en la línea de agua del chiller se requiere una bomba para dar continuidad al proceso. Igualmente una bomba que me permita transportar los condensados al tanque de almacenamiento para completar el proceso de Blending.

Figura 29. Diagrama General de la Planta Recuperadora de Líquidos PRL

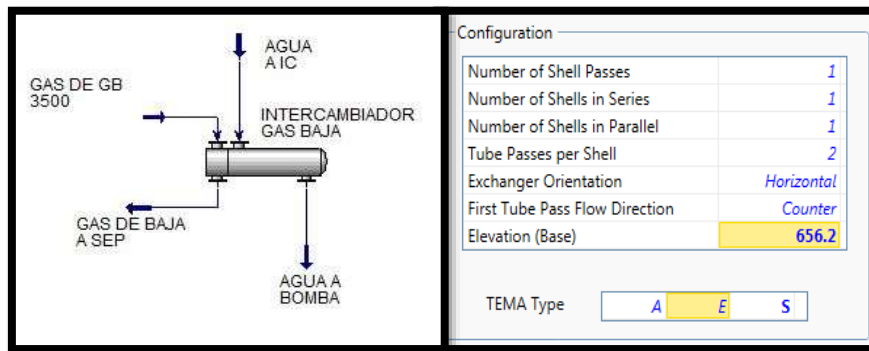


Fuente: ASPENTECH, ASPEN HYSYS Process Simulation v8.0

3.5.7 Diseño de Intercambiador de gas de baja: El caso estudio nos presenta una segunda corriente gas para ser procesada e inicialmente requiere realizar un enfriamiento y es necesario un intercambiador de calor. El intercambiador de calor a utilizar para esta corriente es un intercambiador de cabezal flotante interno, tipo AES de T.E.M.A. El tipo AES es un modelo común de Intercambiador de calor, tiene casco de un paso, tubos de doble paso con canal y cubierta desmontable, cabezal flotante, tiene desviadores transversales y placas de apoyo.

3.5.7.1 Generalidades

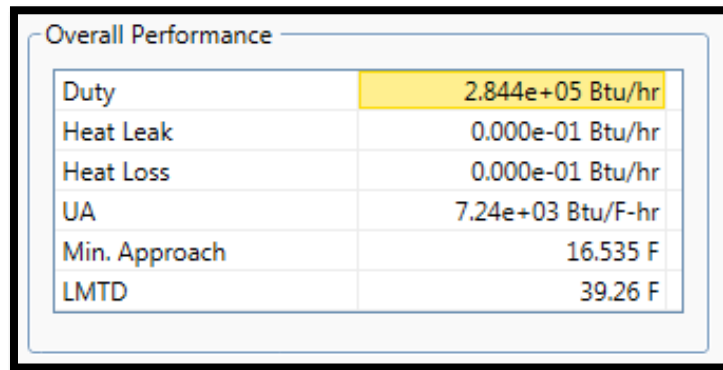
Figura 30. Esquema de Intercambiador AES Gas de baja



Fuente: ASPENTECH, ASPEN HYSYS Process Simulation v8.0

3.5.7.2 Balance de Energía: Una vez realizado el análisis termodinámico de un intercambiador de calor se conoce con exactitud la tasa de transferencia de calor y la diferencia de temperaturas media logarítmica. Con apoyo de software de simulación de procesos Hysys se lleva a cabo esta determinación de la transferencia de calor en el proceso, siendo $Q = 284.400 \text{ BTU/hr}$.

Figura 31. Hysys determinación de calor transferido en IC de gas de baja



Overall Performance	
Duty	2.844e+05 Btu/hr
Heat Leak	0.000e-01 Btu/hr
Heat Loss	0.000e-01 Btu/hr
UA	7.24e+03 Btu/F-hr
Min. Approach	16.535 F
LMTD	39.26 F

Fuente: ASPENTECH, ASPEN HYSYS Process Simulation v8.0

3.5.7.3 Cálculo del diámetro del tubo, espesor y longitud: Las características para los tubos a emplear en el Intercambiador de gas de baja corresponderán al mismo detalle del intercambiador de gas anteriormente diseñado, el cual la Figura 22 nos representa iguales dimensiones:

- Diámetro: 5/8 (0.625in)
- Longitud: 10ft
- Espesor: 14BWG
- Separación triangular

3.5.7.4 Coeficiente de transferencia de calor: Para determinar el área de transferencia de calor es necesario determinar el coeficiente global de transferencia de calor. El coeficiente global de transferencia de calor entre dos fluidos y, por tanto, involucra las resistencias de convección y conducción presente. Es en la determinación de estos factores donde entran en juego muchos parámetros tales como las características de flujo, las propiedades de los fluidos. Hysys nos presenta por medio de la figura 32 el cálculo para el coeficiente de global de transferencia. $U=55.33 \text{ Btu/hr-ft}^2\text{-}^\circ\text{F}$

Figura 32. Determinación de coeficiente global de transferencia de calor

Overall U [Btu/hr-ft ² -F]	55.33
Overall UA [Btu/F-hr]	7242
Shell DP [psi]	1.000
Tube DP [psi]	1.000
Heat Trans. Area per Shell [ft ²]	130.9
Tube Volume per Shell [ft ³]	0.9193
Shell Volume per Shell [ft ³]	7.095

Fuente: ASPENTECH, ASPEN HYSYS Process Simulation v8.0

3.5.7.5 Tamaño de la Coraza: Las características asociadas al tipo de coraza E de doble paso, utilizado cuando existe cruce de temperaturas y se pretende lograr una contracorriente entre los fluidos tubos y coraza. Las dimensiones para la coraza utilizada en este intercambiador calor corresponden a lo planteado por la figura 33.

Figura 33. Dimensión de tamaño de Coraza

Shell and Tube Bundle Data	
Shell Diameter [in]	12.70
Number of Tubes per Shell	80
Tube Pitch [in]	0.9365
Tube Layout Angle	Triangular (30 degrees)
Shell Fouling [F-hr-ft ² /Btu]	0.000000

Fuente: ASPENTECH, ASPEN HYSYS Process Simulation v8.0

3.5.7.6 Intercambiador de Calor Agua y Gas de baja

Número de coraza	1	Posición horizontal
Diámetro de Coraza	12.70 in	
Longitud	10 ft	
Número de tubos	80	
Diámetro de tubos	5/8	
Espesor de tubos	0.083	
Área de transferencia	130.9 ft ²	
Pitch	15/16 in	
BWG	14	

Tabla 8. Caracterización del Intercambiador de Calor.

FLUIDO	LADO CORAZA	LADO TUBO
NOMBRE FLUIDO	AGUA	GAS DE GB-3500
Cantidad de Fluido (lb/h)	14570	852.7
Temperatura Ingreso (°F)	53.4	185
Temperatura Salida (°F)	72.4	70
Viscosidad (cp)	0.9448	0.01026
Presión de Ingreso (psig)	9.0	4.0
Calor de Intercambiador (BTU/h)	284.400	
LMTD (°F)	39.26	

3.5.8 Diseño de Separador trifásico: Después de realizar el proceso de enfriamiento en el intercambiador de calor para el gas de baja proveniente del Gun Barrel, este procede a ingresar a un separador trifásico para ayudar con la separación del gas natural- condensado. De acuerdo a la cromatografía y con soporte de software Hysys se determina el volumen de líquidos condensados en esta etapa de separación, desplazándose el agua al punto de tratamiento del campo y el condensado al tanque de almacenamiento de condenados por medio de una bomba para desplazarlo a la línea del condensado de gas de alta. Se realiza el diseño para un separador trifásico de 0.5 MMSCFD, de acuerdo a un máximo de pronóstico de producción de gas en el GB-3500.

Tasa de flujo de gas:	0.5 MMSCFD
Tasa de Flujo de Líquido:	37.15 BBL/D a $d_l = 47.08 \frac{lb}{ft^3}$
Presión De operación:	4 psig
Temperatura de operación:	70 °F
Tamaño de gota a remover:	100 micras
Tiempo de retención:	3 minutos (2 – 4 minutos para separación de gas natural – condensado) ¹⁵
Factor de Compresibilidad:	0.9867
Gravedad específica del gas:	1.2993
Viscosidad del Gas:	0.0098 cp.

3.5.8.1 Calculo del Coeficiente de arrastre (Cd)

Tabla 9. Iteración cálculo Cd para Separador trifásico gas de baja

Iteración	Cd	Vt (ft/s)	Re	Cd
1	0,300	3,546	31,221	1,646
2	1,646	1,514	13,330	2,962
3	2,962	1,128	9,936	3,707
4	3,707	1,009	8,881	4,049
5	4,049	0,965	8,498	4,193
6	4,193	0,948	8,351	4,252

¹⁵ Santos Nicolás. Sistema de separación. Universidad Industrial de Santander. 2014. P.3-78.

3.5.8.2 Determinar la capacidad al gas: A partir de la ecuación 37 de capacidad de gas para separador trifásico tenemos que:

Ecuación 36. Cálculo para determinación de capacidad al gas

$$dL_{eff} = 420 \frac{TZQ_g}{P} \left[\left(\frac{d_g}{d_l - d_g} \right) \frac{C_d}{d_m} \right]^{0.5}$$

$$dL_{eff} = 70.93$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

3.5.8.3 Determinar el espesor máximo de la capa de crudo

Por medio de la ecuación 38 se determina el espesor máximo de la capa de crudo.

Ecuación 37. Determinación del espesor máximo de la capa de crudo

$$(h_o)_{MAX} = 1,28 \times 10^{-3} \frac{t_{ro}(\Delta SG)d_m^2}{\mu_o}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

$(h_o)_{MAX}$ = Espesor de máximo de la capa de crudo.

$$(h_o)_{MAX} = 35.33$$

3.5.8.4 Calcular la fracción del área transversal ocupada por el agua: El cálculo de la fracción del separador ocupado por agua corresponde $\frac{A_w}{A} = 0.2$ y de acuerdo con la Figura 30 que me permite determinar el coeficiente β para separador trifásico $\beta = 0.32$. Calculado el coeficiente puedo determinar por medio de la ecuación 39 el valor para diámetro máximos que puede tener el separador mediante;

Ecuación 38. Cálculo de diámetro máximo de separador

$$d_{MAX} = \frac{(h_o)_{MAX}}{\beta}$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

$$d_{MAX} = 110.4 \text{ in}$$

3.5.8.5 Calcular la capacidad al líquido: La capacidad de líquido está relacionada con el tiempo de retención, ya que éste es el que va a establecer la separación óptima de la fase líquida de la gaseosa.

$$d^2 L_{eff} = 309.4$$

Fuente: (ARNOLD Ken, 1986)

Tabla 10. Tabla de selección dimensiones separador trifásico

d (in)	Leff (ft) GAS	Leff (ft) LIQUIDO	Lss	SR
12	5,87	1,45	6,9	6,866
16	4,40	0,82	5,7	4,300
24	2,93	0,36	4,9	2,467
30	2,35	0,23	4,8	1,939

De acuerdo a la Tabla 10 nos permite seleccionar un separador trifásico con diámetro de 16" y 5Ft de largo para nuestro proceso de recuperación de condensados en la línea de gas proveniente del GB-3500.

4. ANÁLISIS FINANCIERO

Como parte complementario del estudio técnico, se va a realizar un estudio económico que implica la instalación de la planta de recuperación de condensados

con los equipos vistos en el estudio técnico. Los principales objetivos del análisis es determinar el monto total de recursos económicos que serán necesarios para que el proyecto entre en funcionamiento y definir la factibilidad del proyecto. Para se hará uso de los indicadores financieros que me permiten interpretar los resultados de la evaluación financiera:

- Valor Presente Neto.
- Tasa Interna de Retorno.
- Tiempo de Pago.

4.1 INDICADORES FINANCIEROS

4.1.1 Valor Presente Neto: El Valor Presente Neto, VPN, ofrece información de monto del dinero a valor presente que rinde un negocio después de recuperar la inversión. Este indicador debe estar relacionado a una tasa de descuento determinada.

Si el proyecto arroja un VPN=0, significa que el proyecto rinde a una tasa de interés o tasa de retorno igual a la tasa de descuento y recuperar totalmente la inversión. En consecuencia, el proyecto genera una ganancia equivalente a la tasa de descuento.

La fórmula del VPN está representada por la ecuación 40:

$$VPN_{td} = \sum_{n=0}^t \frac{FC_t}{(1 + td)^t}$$

Fuente: (Moinx Rigoberto, 2014)

Ecuación 39. Formula de VPN

Donde;

VPN_{td} = Valor presente neto a una tasa de descuento T

td = Tasa de Descuento

FC_t = Flujo de caja del año corriente

t = Año corriente.

4.1.2 Tasa Interna de Retorno: La tasa Interna de retorno, TIR, ofrece información sobre el rendimiento económico del proyecto expresado en forma porcentual. La TIR es el porcentaje o rendimiento económico que produce un VPN cero. La fórmula estará determinada mediante la ecuación 41:

Ecuación 40. Determinación del TIR

$$0 = \sum_{t=0}^t \frac{FC_t}{(1 + TIR)^t} - I_0$$

Fuente: (Moinx Rigoberto, 2014)

Donde:

I_0 = Inversión inicial en el momento cero.

La resolución de la fórmula anterior solo es posible mediante interacción matemática, en otras palabras, asignado un valor a la TIR y calcular repetidas veces hasta encontrar el resultado igual a cero.

4.1.3 Tiempo De Pago: Tal como su nombre lo indica, es un índice que calcula el periodo de tiempo en el cual se paga la inversión inicial. Determinado por la ecuación 42:

Ecuación 41. Cálculo de tiempo de pago

$$PR \rightarrow \sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1 + td)^t} = I_0$$

Fuente: (Moinx Rigoberto, 2014)

Si se utiliza este método para aceptar o rechazar un proyecto, entonces se escogerá proyectos cuyo periodo de recuperación del capital sea menor o igual que el periodo de recuperación establecida como política de la empresa, de lo contrario se rechazará.

4.2 VARIABLES FINANCIERAS

4.2.1 Inversiones: Las inversiones para el proyecto del caso estudio está comprendidas por la compra de equipos y montaje de la planta recuperadora de líquidos condensados.

En la tabla 11 se presentan en detalla el costo de los equipos a comprar en el periodo inicial de trabajo.

Tabla 11. Tabla de selección dimensiones separador trifásico

ITEM	CANTIDAD	EQUIPO	COSTO U\$\$
1	1	AEROENFRIADOR	80.000
2	1	INTERCAMBIADOR DE CALOR T.EM.A= A E L	100.000

3	1	SEPARADOR TRIFÁSICO ANSI150 30"	250.000
4	2	TANQUE DE ALMACENAMIENTO TKV-500.	30.000
5	1	INTERCAMBIADOR DE CALOR T.E.M.A= A E S	130.000
6	1	SEPARADOR TRIFÁSICO 16" X 5 ft	200.000
7	1	CHILLER 700.000 BTU/H	50.000
8	1	MONTAJE DE EQUIPOS	350.000
TOTAL			U\$\$ 1.190.000

4.2.2 Gastos: Gastos asociados a la operación y mantenimiento de la planta de recuperación de líquidos condensados en el caso estudio que se presenta en la tabla No 12 y teniendo en cuenta un incremento anual en la operación de un IPC del 6%.

Tabla 12. Costos de operación y mantenimiento de la planta recuperadora de líquidos condensados

ITEM	DESCRIPCIÓN	COSTO U\$\$
1	OPERACIÓN PLANTA RECUPERADORA	140.000
2	MANTENIMIENTO PLANTA	60.000
3	MANTENIMIENTO MAYORES	100.000
4	TRATAMIENTO AGUA	4 U\$\$/BBL
TOTAL		U\$\$ 300.000

4.2.3 Ingresos: Los ingresos de este proyecto durante los tres años, están asociados a la venta condensado, que se recibirá en un tanque de almacenamiento con crudo pesado y funcionará como diluyente para mejorar el API y poder ser transportando por oleoducto. El precio de venta corresponderá precio de referencia de crudo WTI y se manejará en un valor de 45 U\$\$/Bbl. El volumen para cálculo será la suma del recuperado en la corriente de gas de alta y gas de baja.

4.2.4 Resultados

Tabla 13. Estudio Financiero Planta de Recuperación de condensados

FLUJO CAJA, Base U\$\$				
Tasa descuento	12%			
IPC	6%			
Tasa de Impuesto	35%			
AÑO	0	1	2	3
INVERSION	\$ 1.190.000			
INGRESOS		\$ 1.957.446	\$ 1.957.446	\$ 1.957.446
COSTOS DE OPERACIÓN		\$ 300.000	\$ 318.000	\$ 337.080
TRATAMIENTO DE AGUA		\$ 97.157	\$ 102.986	\$ 109.165
UTILIDAD OPERATIVA		\$ 1.560.289	\$ 1.536.460	\$ 1.511.201
IMPUESTOS		\$ 546.101	\$ 537.761	\$ 528.920
UTILIDAD NETA	\$ (1.190.000)	\$ 1.014.188	\$ 998.699	\$ 982.280
VPN	\$ 1.210.849			
TIR	65,84%			

Después de realizar los flujos de cajas anuales para un periodo de 3 años, se procedió a determinar el Valor Presente Neto, La Tasa interna de Retorno y El Periodo de Recuperación, obteniendo los resultados presentados en la tabla No 13.

En los resultados se puede observar que se obtuvieron $VPN > 0$, $TIR >$ Tasa de descuento (12%) y el periodo de restitución es cercana al 1° año, teniendo en cuenta las condiciones establecidas:

Si $VPN > 0$. Se acepta el proyecto

- Si $TIR >$ Tasa descuento. Se acepta el proyecto.
- Período restitución de Gran rentabilidad.

Se puede concluir que el proyecto es factible económicamente.

5 CONCLUSIONES

- A partir de la evaluación técnico-económica desarrollada en el presente caso estudio para recuperación de líquidos en una corriente de gas, se determina que es viable siguiendo la filosofía de operación propuesta, con equipos que encuentran en el mercado nacional y económicamente rentable de acuerdo a los indicadores financieros VPN, TIR y PR.
- La ejecución de este proyecto permitirá el aprovechamiento de la corriente de gas; reducir un gasto por pago de gas quemado y generar un aumento en el ingreso por ventas de líquidos de condensados recuperados.
- Este proyecto servirá de guía para campos petroleros menores con similares características de gas asociado a la producción del petróleo, proveniente de la primera etapa de separación es llevado a quema desaprovechando su potencial económico. Al realizar un estudio sobre la corriente de gas podrán determinar la viabilidad de ejecutar una planta de recuperación de líquidos del gas.
- El método de recuperación mecánica se adecua a proyectos con presiones de gas baja y donde el estudio de la cromatografía permita recuperación de volúmenes considerables de condensados estabilizados.
- Realizar un estudio de recuperación de líquidos hasta C_2^+ en un campo de producción menor, no daría viabilidad por reducido volumen de gas que sería proporcional al líquido recuperado y la presión baja que conllevaría a inversiones de equipos mayores.

6 RECOMENDACIONES

- Se recomienda reajustar los costos económicos previos al desarrollo del proyecto de acuerdo a los nuevos umbrales de aprobación de los mismos.
- Revisar de acuerdo con las normas HSEQ la distribución apropiada de los equipos de la planta recuperadora de líquidos condensados, la ubicación de equipos de emergencia debido a que el fluido a manejar es de alto contenido energético y de grado de inflamabilidad alta.
- Adecuar un sistema de aislamiento térmico en equipos Intercambiadores de calor, líneas conductoras del fluido recuperado y de fluido de enfriamiento para evitar pérdidas por transferencia de calor en contacto con el medio ambiente, donde presentan temperaturas cercanas a 100°F.
- Inicialmente recibir en el tanque de almacenamiento crudo pesado y dar un reposo al fluido para disminuir su temperatura, debido a que al recibir el condensado no se pierdan componentes volátiles por temperatura. El uso de dos tanques de almacenamiento me permite dar reposo inicial al petróleo recibido mientras en el segundo se recibe el condensado recuperado. Cuando se tenga el volumen necesario recuperado, se realiza cambio de alineación para que reciba condensados el otro tanque, mientras que se realiza la medición y fiscalización del tanque y su posterior transferencia de custodia.
- Se recomienda realizar un monitoreo continuo de las variables mecánicas de los equipos, presiones, temperaturas de las líneas y poder responder anticipadamente a los problemas que se puedan presentar.
- Montaje de un sistema de medición que me permita adecuar un seguimiento del comportamiento de los fluidos y realizar un balance de masa y energía de

los caudales de la corriente de gas que ingresa, gas que se recupera como líquidos, gas que sale de la planta.

BIBLIOGRAFÍA

AGUILAR Rita, Metodología para el diseño de un Intercambiador de calor de tubo de Coraza, Instituto Politécnico Nacional de México, 2010.

ARNOLD, Ken and STEWART, Maurice. Surface production operations. Design of Oil – Handling Systems and Facilities. Vol 1. 2nd Edition. Butterworth – Heinemann Publications 1999.

ARNOLD, Ken and STEWART, Maurice. Surface production operations. Design of Gas- Handling Systems and Facilities. Vol2. 2nd Edition. Chapter 2 and 3. Butterworth-Heinemann Publications 1999.

CAMPBELL John, Gas Conditioning and Processing. Campbell Petroleum Series. Oklahoma 2004.

CACAMUS ALVA Henry Omar, Diseño alternativo de Fraccionamiento para los Líquidos del Gas Natural, Universidad Nacional de Ingeniería, Lima- Perú, 2013.

CUADRADO Karina, Diseño, Construcción y Pruebas de un Intercambiador de Calor de Carcasa y tubos para el laboratorio de térmicas de la facultad de Mecánica, Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, 2010.

FONSECA Laura, RIVEROS Laura, Diseño Térmico y Mecánico de Intercambiadores de Calor de casco y Tubos. Universidad Industrial de Santander, 2009.

Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, 12th Edition Vol. I and II. Oklahoma, 2004.

KIDNAY A, Parrish W. FUNDAMENTALS OF NATURAL GAS PROCESSING. 2006.

MARTINEZ, Marcías. Ingeniería del Gas Natural. Características y comportamiento de los Hidrocarburos. Venezuela 1995.

MOIX MUNTÓ Rigoberto, Evaluación Económica de Proyectos Petroleros, Pacific Rubiales Energy, 2015.

PEÑA Jessica, Diseño de los equipos principales de un proceso de deshidratación del Gas Natural con Glicol, Universidad Simón Bolívar, 2016.

PEREZ Julio Cesar. Propiedades fisicoquímicas y Termodinámicas del Gas Natural. 2015.

REQUENA José, RODRIGUEZ Mauricio, Diseño y Evaluación de Separadores Bifásico y Trifásicos, Universidad Central de Venezuela, Caracas, 2006.

SANTOS SANTOS, Nicolás. Sistemas de separación. Universidad Industrial de Santander, 2014.

SPEIGHT James, Natural Gas a Basic Handbook, University of Trinidad and Tobago, Houston, TX, 2007.

TEMA. Standards of Tubular Exchanger Manufactures Association. 1992.