

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**DESARROLLO DE ESTRATEGIAS DE CONTROL Y OPERACIÓN QUE
EVITEN POTENCIALES DAÑOS A LOS INTERCAMBIADORES
CRIOGÉNICOS POR CHOQUE TÉRMICO EN LA PLANTA DE
EXTRACCIÓN SAN JOAQUÍN.**

Presentado por:

VANESSA H. SAYEH R.

Trabajo de Grado presentado ante la Universidad de Oriente como Requisito Parcial
para optar al título de
INGENIERO QUÍMICO

Barcelona, julio de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**DESARROLLO DE ESTRATEGIAS DE CONTROL Y OPERACIÓN QUE
EVITEN POTENCIALES DAÑOS A LOS INTERCAMBIADORES
CRIOGÉNICOS POR CHOQUE TÉRMICO EN LA PLANTA DE
EXTRACCIÓN SAN JOAQUÍN.**

Prof. Henry Espinoza, Dr.
Asesor Académico

Barcelona, julio de 2010

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



**DESARROLLO DE ESTRATEGIAS DE CONTROL Y OPERACIÓN QUE
EVITEN POTENCIALES DAÑOS A LOS INTERCAMBIADORES
CRIOGÉNICOS POR CHOQUE TÉRMICO EN LA PLANTA DE
EXTRACCIÓN SAN JOAQUÍN.**

El Jurado hace constar que asignó a esta Tesis la calificación de:

Prof. Henry Espinoza, Dr.

Asesor Académico

Prof. Lucas Álvarez, Ph.D.

Jurado Principal

Prof. Luis Moreno

Jurado Principal

Barcelona, julio de 2010

RESOLUCIÓN

Artículo 41: “los trabajos de grados son de la exclusiva propiedad de la universidad de oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del consejo de núcleo respectivo, el cual notificará al consejo universitario”.

DEDICATORIA

Primeramente le dedico mi triunfo a Dios todo poderoso y a la Virgen del Valle por guiarme en todo momento, por iluminarme el camino a lo largo de mi vida y por ser esa fuerza espiritual que siempre me acompaña y me ayuda a lograr todas las metas que me propongo.

A mis padres Jorge L Sayeh y Homircia de Sayeh por su amor y apoyo incondicional, por sus consejos, por ser mi fortaleza y refugio en los momentos más difíciles; porque sin ellos éste, uno de los triunfos más importantes de mi vida no podría haber sido posible. No tengo palabras para expresarles el gran amor y admiración que les tengo. Gracias por ser los mejores padres del universo.

A mis hermanas Romina y Paola por estar siempre a mi lado, por su apoyo y amor, por permanecer siempre unidas sobre todas las cosas, y por ser esas hermanas que cualquiera desearía tener; no se imaginan lo orgullosa que estoy de ustedes; son emprendedoras, brillantes y únicas. Las amo hermanitas.

A mis abuelos Hortencia, Florencio y Aura Rosa por ser mis segundos padres, principalmente por el amor y apoyo que me han brindado toda la vida.

A mi tía Zulay por su apoyo durante gran parte de mi carrera, siempre le estaré agradecida.

A mis tíos, Lilian, Hortencia Flor, Manuel, Rosalba, Damervis, José Luis y Elizabeth por apoyarme siempre. Principalmente a mi tío Antonio quien a pesar de no estar físicamente conmigo, sé que desde el cielo me manda sus bendiciones.

A Carmen Yojana por ser más que una amiga mi hermana, por todos esos momentos que vivimos juntas y que hicieron que nuestra amistad se fortaleciera, y sobre todo por estar siempre en el momento oportuno.

A mis amigos Edward, Adolfo, Raymar, Argelia, Francis, Nieves, Joad, por todo lo que vivimos y compartimos en todos estos años y por ser mis amigos en todo momento.

A todos les dedico mi triunfo.

Vanessa H. Sayeh R.

AGRADECIMIENTO

Agradezco al Ing. Henry Espinoza, por su orientación, consejos y ayuda en la realización de mi Trabajo de Grado, por su disponibilidad para brindar su apoyo en el momento oportuno, y sobre todo gracias por esforzarse en transmitir parte de sus conocimientos, por su calidad humana, ética y amor a su trabajo.

Agradezco al Ing. Héctor Moreno por su asesoría y orientación en la elaboración de este Trabajo de Grado.

Agradezco al Ing. Juan Méndez, Ing. Loinas Barrera, Ing. Leonel Rojas, Lic. Ángel Valera, Susana Añez y María G De Jhon por su colaboración y apoyo durante el tiempo que permanecí en ACRROVEN S.R.L.

Agradezco a todos los profesores con los que tuve el honor de formarme para crecer profesionalmente, brindándome sus conocimientos a lo largo de mi carrera.

RESUMEN

La Planta de extracción San Joaquín procesa 400 MMCND de gas de alimentación, la cual se ve afectada cuando ocurren paradas de pantas no planificadas que generan cambios bruscos de temperatura en la sección de Pre-Enfriamiento, ocasionando daños por esfuerzo térmico en los intercambiadores involucrados en este proceso, donde los intercambiadores Gas-Gas y Líquido-Gas-Líquido de esta Planta de Extracción presentan diferenciales de temperaturas de 17 °C y 40 °C respectivamente en menos en un minuto, lo cual excede las recomendaciones del fabricante donde el cambio de temperatura no debe exceder 1 °C por minuto. Para resolver este problema se planteó un sistema de control lazo cerrado en cada uno de los intercambiadores, con la finalidad de controlar las temperaturas de las corrientes de producto de la línea de alimentación a cada intercambiador al momento cuando ocurren la parada y el arranque de la planta, utilizando el programa de simulación dinámica de procesos HYSYS en estados estacionario y transitorio, donde el intercambiador Gas-Gas alcanza un diferencial de 2 °C; y para el intercambiador líquido-Gas-Líquido el diferencial es de 20 °C, los cuales proporcionan resultados satisfactorios dentro de un rango permisible de temperatura, ayudando a disminuir los choques térmicos que conllevan al deterioro y daño de los equipos.

CONTENIDO

RESOLUCIÓN	iv
DEDICATORIA	v
AGRADECIMIENTO	vii
RESUMEN.....	viii
CONTENIDO	ix
LISTA DE FIGURAS	xii
LISTA DE TABLAS	xiv
CAPITULO I.....	15
INTRODUCCIÓN	15
1.1 Descripción de la empresa.....	15
1.2 Ubicación geográfica.....	15
1.3 Descripción de la planta de extracción san joaquin	16
1.4 Planteamiento del problema	19
1.5 Objetivos	19
1.5.1 Objetivo General.....	19
1.5.2 Objetivos Específicos	20
CAPITULO II	21
FUNDAMENTOS TEÓRICOS.....	21
2.1 Gas natural.....	21
2.1.1 Contenido Líquido de Gas (GPM).....	23
2.1.2 Líquidos del Gas Natural (LGN).....	24
2.1.3 Procesos de Extracción de Líquidos del Gas Natural (LGN).....	25
2.1.3.1. Refrigeración Mecánica	26
2.1.3.2 Sistemas de Absorción	26
2.1.3.3. Procesos Criogénicos	26
2.1.4 Procesos Criogénicos.....	27

2.1.4.1 Principales Procesos de una Planta Criogénica:.....	27
2.2 Transferencia de calor	28
2.2.1 Conducción.....	29
2.2.2 Convección.....	29
2.2.3 Radiación.....	30
2.3 Intercambiadores de calor	30
2.3.1 Cálculos de Intercambiadores de Calor.....	31
2.3.2 Fundamentos de la Convección Forzada.....	31
2.3.3 Coeficiente de Transferencia de Calor por Convección.....	34
2.4 Intercambiadores de calor de aluminio o cajas frías	35
2.4.1 Descripción General.....	35
2.4.2 Límites de uso. Temperatura y Presión Máximas.....	38
2.4.3 Fluidos aceptables.....	38
2.4.4 Componentes.....	39
2.5 Sistema de control	40
2.5.1 Lazo de Control.....	40
2.5.2 Elementos de un Lazo de Control.....	41
2.5.2.1 El Proceso.....	42
2.5.2.2 Elemento de Medición.....	42
2.5.2.3 Elemento de Control.....	43
2.5.2.4 Elemento Final de Control (EFC).....	44
2.5.3 Controladores.....	45
2.5.3.1 Punto de Ajuste (SETPOINT-SP).....	45
2.5.3.2 Variable de Proceso (PROCESS VARIABLE – VP).....	45
2.5.3.3 Salida (OUTPUT-OP).....	46
2.5.4 Lazo de Control en Circuitos Abierto y Cerrado.....	46
2.5.4.1 Lazo de Control Abierto.....	46
2.5.4.2 Lazo de Control Cerrado.....	47
CAPÍTULO III.....	49

DESARROLLO DEL PROYECTO	49
3.1. Introducción.....	49
3.2. Desarrollo del diagrama en estado estacionario	50
3.2.1. Datos de la Corriente de Alimentación.....	50
3.2.2 Configuración del Intercambiador Gas/Gas 15-0601.....	52
3.2.3 Configuración del intercambiador Líquido/Gas/ Líquido	53
3.2.4 Condiciones del separador de entrada al expansor.....	55
3.2.5. Selección del Modelo Termodinámico.....	57
3.3 Desarrollo del diagrama en estado transitorio.....	57
3.3.1. Configuración del Intercambiador GAS/GAS 15-0601 y del Intercambiador Líquido/Gas/Líquido 15-0602.....	58
3.3.2. Datos del Separador 16-0602.	60
3.3.3. Configuración del Sistema de Control Lazo Cerrado.....	61
CAPÍTULO IV.....	64
ANÁLISIS DE RESULTADOS	64
4.1 Validación del sistema simulado a través de los resultados obtenidos.	64
4.2 Análisis de las variables que afectan la operación de los intercambiadores de calor.	66
4.2.1 Variación de la Temperatura y Flujo de Calor en Función del Flujo de Gas.	66
4.2.2 Análisis de la Presión de Operación y la Presión Máxima de Trabajo. Límites de Temperatura.	70
4.3 Análisis de las principales variables en estado transitorio.	71
4.4 Análisis del sistema de control lazo cerrado en los intercambiadores de calor. 74	
CAPITULO V	77
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	77
5.1. Conclusiones	77
5.2. Recomendaciones.....	78
BIBLIOGRAFÍA	80

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1. Diagrama de proceso	18
Figura 2.1 Composición del gas natural.....	22
Figura 2.2. Etapas de una planta criogénica.....	28
Figura 2.3 Mecanismo de la convección.....	32
Figura 2.4 Transferencia de calor por convección. (a) Convección natural (b) Convección forzada ^[6]	34
Figura 2.5. Caja Fría con múltiples corrientes (<i>Streams</i>) ^[8]	37
Figura 2.6. Componentes de un intercambiador de calor de placas y aletas ^[8]	39
Figura 2.7. Esquema elemental de un lazo de control.....	41
Figura 2.8. Esquema específico de los elementos de un lazo de control	42
Figura 2.9 Lazo de control manual	47
Figura 2.10. Lazo de control automático	48
Figura 3.1 Diagrama de Proceso del Sistema de Pre-Enfriamiento	49
Figura 3.2. Entrada de la línea de Alimentación.....	50
Figura 3.3. Intercambiador LNG con corrientes de entrada y salida. (Gas/Gas).....	52
Figura 3.4. Especificación de temperatura del intercambiador gas/gas.....	53
Figura 3.5. Intercambiador LNG con corrientes de entrada y salida (Líquido/Gas/Líquido).....	54
Figura 3.6. Especificación de temperatura del intercambiador Líquido/Gas/Líquido	55
Figura 3.7. Separador bifásico simulado.....	56
Figura 3.8. Selección de las corrientes del separador bifásico.....	56
Figura 3.9. Valores de U por zona. Intercambiador Líquido/Gas/Líquido	59
Figura 3.10. Conexión de corrientes a cada capa en el Intercambiador Gas/Gas	60
Figura 3.11. Datos para el controlador TIC-100 (Intercambiador Gas/Gas)	62
Figura 3.12. Lazos de Control del Diagrama de Procesos del Sistema de Pre- Enfriamiento.....	63

Figura 4.1. Variación del Flujo de Calor y Temperatura producto del intercambiador Gas/Gas en función del flujo de gas suministrado en la línea 23..	67
Figura 4.2. Variación del Flujo de Calor y Temperatura Producto del intercambiador Gas/Gas en función del flujo de gas suministrado de la línea 1....	68
Figura 4.3. Variación del Flujo de Calor de la Temperatura 5 del Intercambiador Líquido/Gas/Líquido en función del Gas Suministrado de la Línea 33.	69
Figura 4.4. Variación del Flujo de Calor y Temperatura Producto del intercambiador Líquido/Gas/Líquido en función del flujo de gas suministrado de la línea 7.....	70
Figura 4.5. Variación del Flujo de Gas y Temperatura Producto del intercambiador Gas/Gas durante una parada y reinicio de planta.	72
Figura 4.6. Variación del Flujo de Gas y Temperatura Producto del intercambiador Líquido/Gas/Líquido durante una parada y reinicio de planta.	73
Figura 4.7. Control de temperatura de la línea 5, asociada al intercambiador Líquido/Gas/Líquido durante una parada y reinicio de planta.	75
Figura 4.8. Control de temperatura de la línea 25, asociada al intercambiador Gas/Gas durante una parada y reinicio de planta.	76

LISTA DE TABLAS

Tabla 3.1. Relación de flujo en la TEE de separación.	51
Tabla 3.2. Composición de la línea de alimentación.	51
Tabla 3.3. Valores de Dimensionamiento.	58
Tabla 3.4. Propiedades del Material.....	59
Tabla 3.5. Dimensionamiento del separador 16-0602	61
Tabla 4.1. Resultados de las líneas asociadas al intercambiador Gas/Gas.....	65
Tabla 4.2. Resultados de las líneas asociadas al intercambiador Líquido/Gas/Líquido.	66

CAPITULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 Descripción de la empresa

Accroven, S.R.L, es una moderna y calificada empresa del sector privado y energético venezolano, ubicada en los estados Anzoátegui y Monagas, que se identifica como un operador de clase mundial en la extracción y fraccionamiento de líquidos del gas natural, para transformarlos en producto de alto valor comercial. En julio de 1998 fue creado el consorcio Accroven, S.R.L; con el propósito de convertirse a mediano plazo, en un importante factor de desarrollo del gas natural e insertarse de este modo en la apertura del sector petróleo y gas propiciada por el estado venezolano para ese entonces.

1.2 Ubicación geográfica

La planta de extracción San Joaquín inicia su superación a finales de 1998, está ubicada en el campo de San Joaquín a 12 km al oeste de la ciudad de Anaco y a 100 km de Barcelona, en el estado Anzoátegui. Pertenece al complejo Criogénico de Oriente el cual, es el conjunto más importante de Latinoamérica y formado por tres plantas de extracción de líquidos: San Joaquín, (estado Anzoátegui) Santa Bárbara y Jusepin (estado Monagas) y una planta de fraccionamiento, almacenamiento y despacho en Jose (estado Anzoátegui).

El complejo Criogénico de Oriente constituye una de las obras de mayor trascendencia para la industrialización de negocios de gas de Venezuela y representa

un paso fundamental hacia la utilización racional y el adecuado aprovechamiento de este hidrocarburo tan importante para el futuro económico del país.

1.3 Descripción de la planta de extracción san joaquin

El gas que sale de la sección de deshidratación secundaria entra en la sección de pre-enfriamiento, con un caudal estimado en 400 MMPCND, 925 Psig a 99 °F; el cual se divide en tres corrientes, pasando una primera parte del gas a través de un intercambiador Gas/Gas 01-15-0601A, donde el mayor % de gas proveniente de los filtros de polvillo, pasa por la válvula FV-0901A, esta corriente se enfría intercambiado calor con el efluente de tope de la torre rectificadora, obteniéndose a la salida un caudal de 277 MMPCND, con 272 GPM de líquido a 14 °F, otra segunda parte del gas pasa con un menor % por la válvula FV-0901B a través del intercambiador líquido/gas/líquido 01-15-0602/3, donde se enfría intercambiado calor con la salida de fondo del tambor succión del expansor y también con la salida de fondo de la torre rectificadora, obteniéndose a la salida del enfriador un caudal de 83 MMPCND de gas, 354 GPM de líquido a -34 °F y la tercera parte del gas desvía estos intercambiadores. Estas tres corrientes se unen aguas debajo de los enfriadores, para entrar al tambor succión del expansor con un caudal total de entrada de 366 MMPCND de gas, 561GPM de líquido, 895 Psig, a -0,5 °F.

El líquido separado en el tambor de succión del expansor, producto de la condensación en el pre-enfriamiento sale del fondo, con un caudal estimado en 11 MMPCND de gas, 425 GPM de líquido, 365 Psig a 12 °F; pasando luego a través del intercambiador de pre-enfriamiento gas/líquido/gas dirigiéndose de allí hacia el plato numero 25 de la columna desetanizadora.

El gas que sale por el tope del separador de entrada del expansor, con un caudal total de entrada de 366 MMPCND de gas a 895 Psig. a -0,5 °F constituye la alimentación del expansor a través de una válvula de álabes guía ajustables, que distribuyen el gas uniformemente encima de las puntas exteriores de las hojas del impulsor del expansor causando el movimiento del eje de éste. El gas fluye al centro del impulsor y sale del expansor a muy baja presión. La velocidad del expansor depende del volumen de gas que entra en la unidad, y la presión del gas disminuye de acuerdo al flujo a través de la unidad. Una proporción de alto flujo y alta presión genera una mayor velocidad en el expansor provocando un mayor rendimiento de energía. La energía desarrollada en el eje del expansor se utiliza para manejar al compresor acoplado al otro extremo del eje.

El extremo del compresor 12-0601 consiste en una rueda acoplada al eje, que está unido a la rueda del expansor. El gas que entra en el extremo del expansor mueve la unidad ensamblada al eje, comprimiendo el gas que fluye a través de la rueda del compresor.

Adicionalmente, el expansor cuenta con una línea de desvío que posee una válvula de expansión llamada “JT” (Joule Thompson), la cual es usada fundamentalmente para el arranque inicial de planta o cuando el expansor esté detenido por falla u otra causa. La función de esta válvula es mantener la continuidad operativa de la planta; sin embargo, su eficiencia en el recobro de líquidos es mucho menor debido al proceso termodinámico involucrado.

La salida de líquidos generada por el expansor se dirige como alimentación a la torre rectificadora 16-0601, donde el líquido se separa del gas. El líquido se dirige al fondo del rectificador, mientras el flujo de gas restante va por el tope al intercambiador de reflujo de la columna Rectificadora 15-0605/0606. En la figura 1.1 se muestra un diagrama del proceso ^[1].

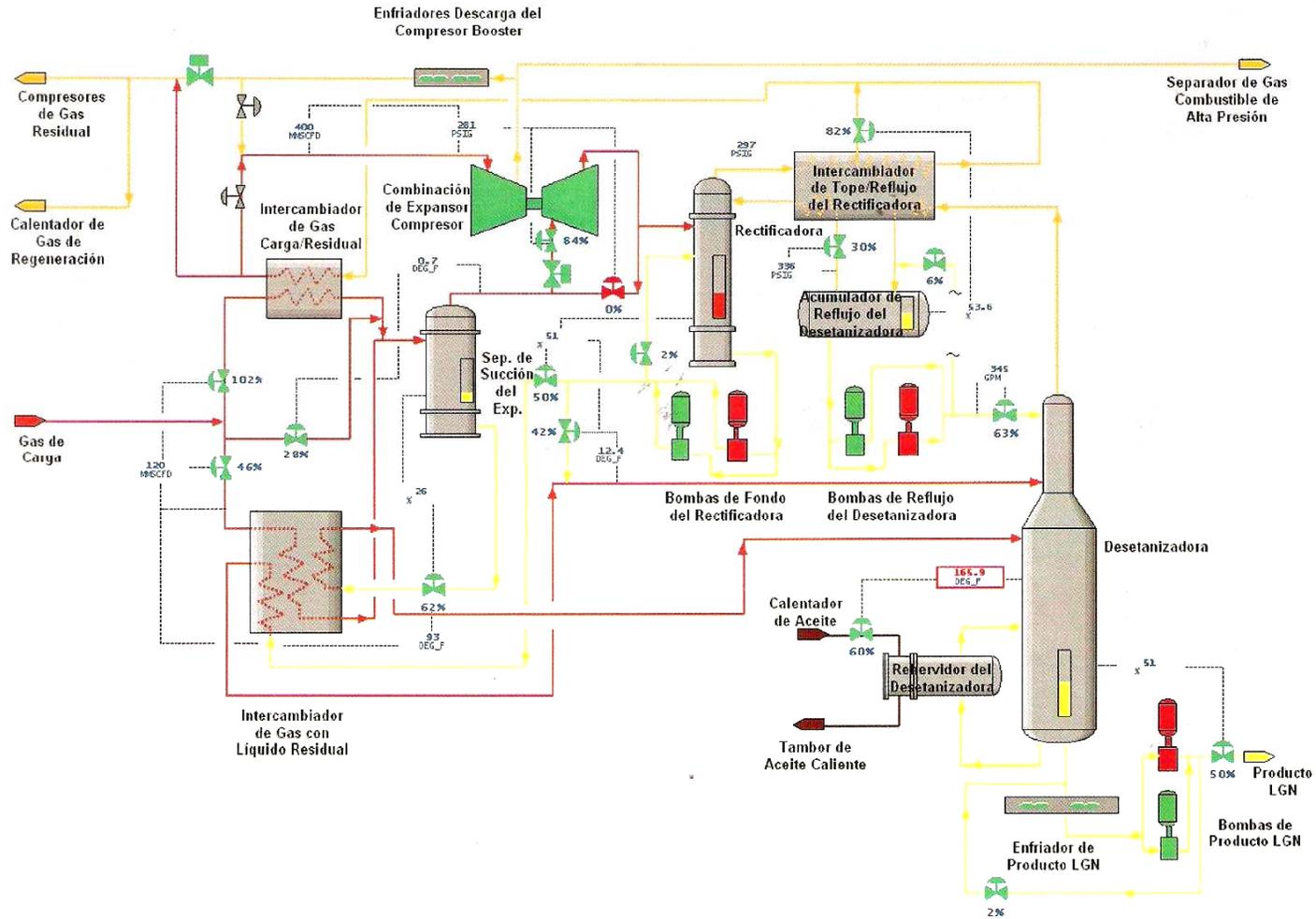


Figura 1.1. Diagrama de proceso

1.4 Planteamiento del problema

La planta de extracción San Joaquín se instaló para procesar 400MMPCND de Gas de alimentación a las condiciones fijadas en las bases de diseño, recuperando el noventa y tres por ciento (93%) del propano y más pesados (C3+) presentes en la corriente de gas de alimentación. El gas residual y el producto de LGN de la planta San Joaquín entran a instalaciones existentes y que pertenecen a PDVSA. Recientemente, durante una parada y arranque de planta no planificados, se generaron cambios bruscos en las temperaturas de salida a corrientes asociadas a los líquidos de fondo de la rectificadora y gas de procesos (desde tamices) en el intercambiador gas-líquido (15-0602/3), y en las temperaturas de entrada y salida de las corrientes asociadas al intercambiador gas/gas (15-0601A), ello ha generando gradientes de temperaturas superiores a 50 °F por minuto, ocasionando fracturas por esfuerzo térmico en los materiales de los intercambiadores antes mencionados.

En virtud de esto se desarrollaron estrategias de control y operación en el sistema de pre-enfriamiento que involucra a estos equipos, a través de una evaluación térmica y análisis de las principales variables que afectan la operación de dichos intercambiadores, utilizando el programa de simulación dinámica de procesos HYSYS en estados estacionario y transitorio; todo ello con la finalidad de reducir los gradientes y/o evitar daños a los intercambiadores de calor criogénicos.

1.5 Objetivos

1.5.1 Objetivo General

Desarrollar estrategias de control y operación que eviten potenciales daños a los intercambiadores criogénicos por choque térmico de la planta de extracción San Joaquín.

1.5.2 Objetivos Específicos

- 1 Describir las condiciones térmicas de operación de los intercambiadores de calor 15-0602/03 y 15-0601A durante una parada y arranque de planta no planificados.
- 2 Analizar las variables que afectan la operación de los intercambiadores de calor 15-0602/03 y 15-0601A.
- 3 Establecer un sistema de control lazo cerrado que reduzca el impacto por choque térmico en los intercambiadores de calor 15-0602/03 y 15-0601A.

CAPITULO II

FUNDAMENTOS TEÓRICOS

2.1 Gas natural

Es un combustible que se origina en las rocas porosas del interior de la corteza terrestre y que se encuentra en acumulaciones de petróleo crudo o cerca de ellas. La manera más común en que se encuentra este combustible es atrapado entre el petróleo y una capa rocosa impermeable. En condiciones de alta presión se mezcla o disuelve en aceite crudo. Está formado por hidrocarburos parafínicos de bajo peso molecular, con cantidades menores de gases inorgánicos. El metano forma aproximadamente el 75% de gas típico, el etano puede presentarse en porcentaje superiores al 10% y el propano por encima del 3%; también pueden estar presentes butano, pentano, hexano, heptano y octano.

Otro grupo de componentes que forman el gas natural lo constituyen los componentes inorgánicos que aportan normalmente menos del 10% en volumen de una muestra de gas y están representados normalmente por el dióxido de carbono (CO_2) y el sulfuro de hidrógeno (H_2S), algunas veces por nitrógeno (N_2), y excepcionalmente helio (He). Además de los compuestos anteriores también se encuentra presente agua (H_2O) en cantidades variables, dependiendo de las condiciones de presión y temperatura a que se encuentre el gas ^[2]. La figura 2.1 muestra los principales componentes del gas natural de Venezuela.

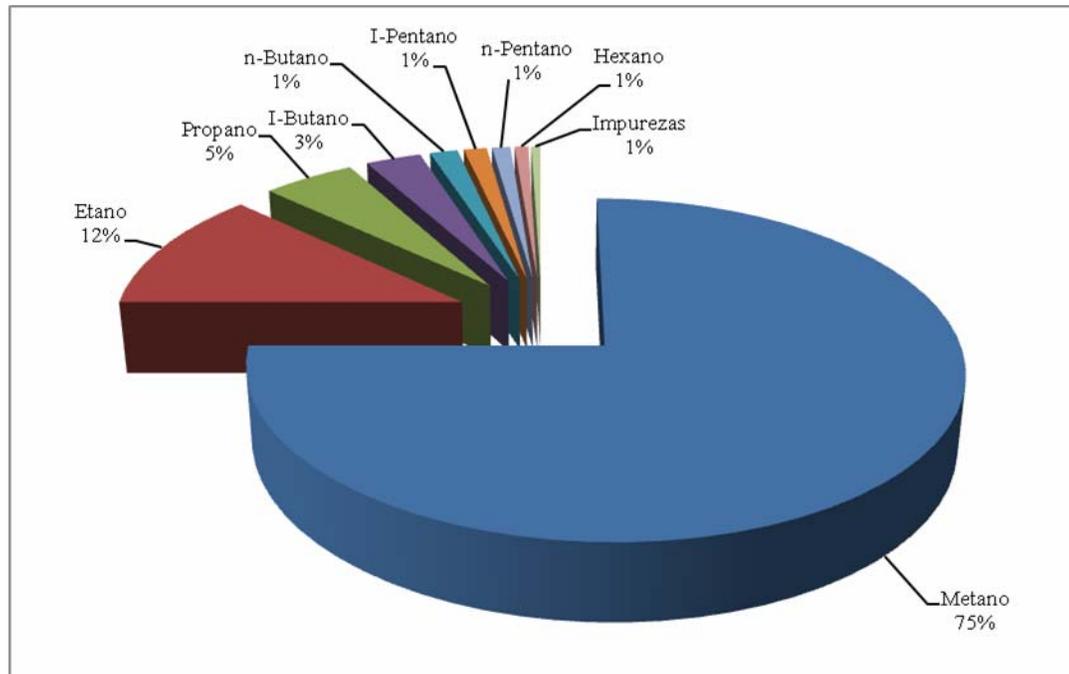


Figura 2.1 Composición del gas natural

Dependiendo de la procedencia y composición del gas, ésta se clasifica como gas rico, pobre, dulce y agrio.

Se denomina como gas rico, aquel que tiene el alto contenido de propano y más pesados (C_3^+), del cual se pueden obtener cantidades apreciables de hidrocarburos líquidos; mientras que un gas pobre está formado principalmente por metano y etano, por lo que la cantidad de líquido que puede obtenerse del gas es relativamente pequeña.

Por su parte el gas agrio es el que contiene cantidades significativas de compuestos de azufre, como sulfuro de hidrógeno y mercaptano; además, puede contener dióxido de carbono lo cual confiere propiedades corrosivas. Un gas exento de estos contaminantes recibe el nombre de gas dulce.

2.1.1 Contenido Líquido de Gas (GPM).

También se conoce como el número 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. Se expresa generalmente como **GPM**. Es un factor muy usado y debe ser conocido principalmente en problemas relacionados con plantas de extracción de líquidos del gas natural. Debido a que sólo el propano y compuestos más pesados, pueden en la práctica recuperarse como líquidos, el metano y etano no se consideran al calcular el contenido de líquido (**GPM**), de un gas. Además, también se supone que los componentes propano y más pesados son totalmente recuperados como líquido, aunque esto en realidad no ocurre ^[2].

Para el cálculo del **GPM** debe conocerse el volumen en pies cúbicos normales de un componente dado en estado gaseoso, requerido para producir un galón de líquido. Este factor se determina a partir de la densidad líquida y peso molecular de cada componente puro, mediante las siguientes ecuaciones ^[3].

$$\frac{PCN}{\text{Galón de líquido}} = \frac{397 \text{ pies cúbicos estándar} \cdot \rho_l}{7,4805 \frac{\text{galones} \cdot PM}{\text{pie}^3}} \quad (\text{Ec.1})$$

Donde:

PCN: Pie cúbico normal

ρ_l : Densidad líquida del componente puro (lb/pie³)

PM: Masa molecular del componente puro (lb/mol)

Así para un componente puro

$$GPM_i = \frac{1.000 \cdot y_i}{\frac{PCN}{\text{Galón de líquido}}} \quad (\text{Ec. 2})$$

Donde:

y_i : Fracción molar del componente i

De esta manera el GPM de una mezcla de n componentes viene dado por la sumatoria de los GPM_i de los componentes puros que lo forman.

$$GPM = \sum GPM_i \quad (\text{Ec. 3})$$

2.1.2 Líquidos del Gas Natural (LGN).

Son productos originados como consecuencia del tratamiento al cual es sometido el gas natural y están formados por etano, propano, butano y otros hidrocarburos más pesados. Son utilizados en la elaboración de productos plásticos, alcoholes, fertilizantes, cauchos y fibras sintéticas, entre otros; también en la fabricación de componentes de alto octanaje para la gasolina, y como combustible de uso industrial, comercial y residencial. Un 34% de la producción nacional abastece mercados internacionales ^[4].

Las propiedades que los diferencian de los líquidos del petróleo es su baja temperatura crítica (-100 °F). Esto significa que el gas natural no puede licuarse a temperatura ambiente por el simple aumento de la presión, como ocurre en el caso del gas licuado de petróleo, sino que tiene que enfriarse hasta temperaturas criogénicas para lograr su licuefacción y estar bien aislado para conservarse en estado líquido.

Una gran ventaja que tienen los líquidos de gas natural es en cuanto a su almacenamiento y embarque; esto se deriva del hecho de que 1 pie³ de metano líquido a -260 °F es aproximadamente igual a 630 pies³ de metano gaseoso ^[5].

Etano (C₂). Principalmente utilizado en plantas petroquímicas. Es el más ligero de los líquidos.

Propano (C₃): el mercado para el propano está dividido entre las industrias petroquímicas y las de combustibles. Las industrias lo utilizan para hacer olefinas ligeras, (etileno, propileno). Como combustible es utilizado principalmente en comercios y áreas residenciales.

Butano (iC₄, nC₄). Utilizados principalmente en las industrias petroquímicas combustible y gasolina mezclada. El isobutano es uno de los isómeros más volátiles y el más caro en el mercado; es usado en las refinerías para la manufactura de gasolina de alto octanaje. El normal butano es importante para la manufactura de olefinas.

Gasolina natural (iC₅+): ésta se refiere a los pentanos y a los componentes más pesados en la corriente de gas; consiste principalmente en cadena de parafinas^[5].

2.1.3 Procesos de Extracción de Líquidos del Gas Natural (LGN).

Las plantas de extracción se encargan de separar los líquidos de la corriente de gas acondicionado mediante la condensación de los componentes más pasados (C₃+), para ser enviados a las plantas de fraccionamiento.

El principio termodinámico en el cual se basan las diferentes tecnologías de extracción de líquidos es llevar el gas natural a condiciones de temperatura y presión tal, que se asegure la condensación de los componentes más pesados. Esto se puede lograr, ya sea con una refrigeración directa (refrigeración mecánica), transferencia de masa (absorción) o a través de una expansión (turbo expansión o expansión Joule-Thomson); todo esto manteniendo un riguroso control del punto de rocío del gas.

Los métodos de recuperación de líquidos del gas natural que se utilizan en Venezuela están basados principalmente en:

2.1.3.1. Refrigeración Mecánica

Consiste en un enfriamiento constante mediante la circulación de un refrigerante en un circuito cerrado, donde se evapora y se vuelve a condensar en un ciclo continuo. Si no existen pérdidas, el refrigerante sirve para toda la vida útil del sistema. Todo lo que se necesita para mantener el enfriamiento es un suministro continuo de energía y la absorción de calor.

2.1.3.2 Sistemas de Absorción

Poseen alta eficiencia en la recuperación de etano (hasta valores del 50%) y para el caso de recobro de propano se puede alcanzar valores hasta del 99%, con la limitante de los altos costos de operación que se tiene con el solvente y las recurrentes pérdidas por arrastre.

2.1.3.3. Procesos Criogénicos

Se basa en llevar al gas a condiciones de temperatura extremadamente bajas (-120 °F a -180 °F) para entrar a la zona de termodinámica de equilibrio líquido-vapor y de esta manera se logra que condensen las fracciones más pesadas. Los niveles criogénicos de enfriamiento se logran principalmente por turboexpansores isotrópicos en combinación con válvulas Joule-Thomson.

De estas tres, la tecnología que hoy en día está más afianzada en el país es la última, debido a su alta eficiencia en la recuperación de líquidos.

2.1.4 Procesos Criogénicos

La Planta de Extracción San Joaquín fundamenta su tecnología en procesos criogénicos, por consiguiente se centrará la atención en este punto. Los procesos criogénicos se basan en llevar el gas a condiciones de temperaturas extremadamente baja, usualmente consideradas por debajo -150°F . Sin embargo, la industria considera temperaturas criogénicas por debajo de -50°F (la mínima temperatura que se alcanza con un sistema de refrigeración con propano). Este tipo de tecnología normalmente se emplea para procesar gas natural de riquezas apreciables (mayores a 2 GPM), o cuando se desee un alto porcentaje de recobro de etano.

Cuando el gas natural es enfriado a estos niveles de tan baja temperatura, prácticamente todo el propano y el resto de los hidrocarburos más pesados contenidos en él se licúan (C_3^+). Los líquidos formados pueden ser separados por destilación en una serie de torres fraccionadoras. Una de las características más relevantes en una planta criogénica es que el gas a procesar se recibe a altas presiones (aproximadamente 1.000 psig) y el producto gas residual se entrega a los mismos niveles de presión ^[2].

2.1.4.1 Principales Procesos de una Planta Criogénica:

Una planta criogénica tiene cinco etapas fundamentales de procesamiento:

- a) ***Deshidratación:*** es la etapa que tiene como finalidad remover la humedad (vapor de agua) del gas para evitar la formación de hidratos, cuando éste ha sido sometido a una expansión brusca.
- b) ***Pre-enfriamiento:*** esta etapa tiene por objeto enfriar el gas, para acondicionarlo antes de entrar a la primera etapa de expansión, a de obtener la mayor condensación de líquidos.

- c) **Expansión:** en esta etapa, el gas es sometido a una expansión brusca, la cual produce un descenso en la temperatura del mismo y por ende una condensación de líquidos.
- d) **Desetanización:** consta de una torre de destilación que tiene como objetivo remover el etano y más livianos de los líquidos condensados.
- e) **Compresión:** proceso de incremento de presión del gas residual para su envío a comercialización, a través de los gasoductos^[4].

En la figura 2.2 se puede apreciar las principales etapas llevadas a cabo en una planta criogénica.

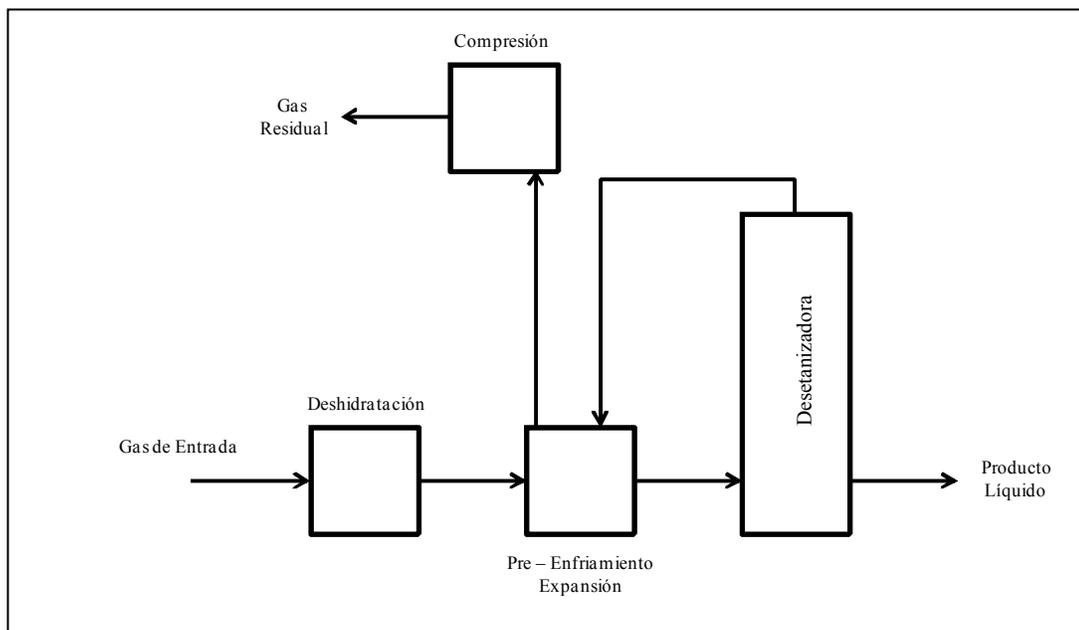


Figura 2.2. Etapas de una planta criogénica

2.2 Transferencia de calor

El calor es energía en tránsito, debido a diferencias de temperatura. Transferencia de calor es el área de ingeniería que trata los mecanismos relacionados

con la transferencia de energía de un lugar a otro, cuando existe una diferencia de temperatura ^[6].

Como cualquier tipo de transporte, el calor transmitido puede definirse como el producto de una fuerza motriz por una conductancia térmica (inverso de la resistencia). Hay tres tipos de mecanismos de transferencia de calor: conducción, convección y radiación, los cuales se pueden producir al mismo tiempo y es aconsejable tomar en consideración la transferencia de calor por cada uno de esos tipos, en cada caso en particular.

2.2.1 Conducción.

Es la transferencia de calor desde una parte de un cuerpo a otra del mismo cuerpo, o bien, desde un cuerpo a otro que esté en contacto físico con él, sin desplazamiento apreciable de las partículas del cuerpo ^[6,7].

2.2.2 Convección.

Es la transferencia de calor desde un punto a otro, dentro de un fluido, un gas o un líquido, mediante la mezcla de una porción del fluido con otra. En la convección natural, el movimiento del fluido se debe totalmente a diferencias de densidad como resultado de diferencias de temperaturas. En la convección forzada, el movimiento se produce por medios mecánicos. Cuando la velocidad forzada es relativamente baja, se debe entender que los factores de convección libre como las diferencias de temperatura y densidad, pueden tener una influencia importante ^[6,7].

2.2.3 Radiación.

La radiación es un fenómeno electromagnético cuya naturaleza exacta no está bien explicada, aunque se cree que la energía radiante se origina dentro de las moléculas del cuerpo radiante, cuyos átomos vibran en movimientos armónicos simples. De esta forma se supone que la emisión de dicha energía ocurre por la disminución de las amplitudes de vibración de las moléculas. A diferencia de la conducción y la convección, este mecanismo de transporte no requiere la presencia de un medio para transferir calor desde la fuente al receptor ^[6,7].

2.3 Intercambiadores de calor

Un intercambiador de calor es un dispositivo que facilita la transferencia de calor desde una corriente a otra. Su función básica es la transferencia de energía térmica entre dos o más fluidos a diferentes temperaturas. El calor fluye como resultado del gradiente de temperatura.

En los procesos de ingeniería frecuentemente se requiere analizar, diseñar o evaluar el funcionamiento de intercambiadores de calor. Además determinar la posibilidad de usar intercambiadores de calor en nuevos servicios.

Los aparatos cambiadores de calor tienen por objeto transmitir el calor de una sustancia a otra, con el fin de calentarla (ebullición, evaporización, condensación, enfriamiento o secado). El intercambio de calor puede realizarse directamente, si se mezclan juntos el medio calefactor y el material a calentar, o indirectamente transmitiendo el calor de una sustancia a otra a través de una pared ^[2].

2.3.1 Cálculos de Intercambiadores de Calor.

➤ **Balance de calor.**

En los cálculos de intercambiadores de calor lo primero que se realiza es comprobar el balance de calor, el cual se realiza de la siguiente manera ^[4]:

$$Q = W * C_p * (T_1 - T_2) = w * c_p * (t_2 - t_1) \quad (\text{Ec. 4})$$

Donde:

Q: flujo de calor (Btu/h)

W: flujo másico del fluido del proceso (lb/h)

C_p: calor específico del fluido del proceso a temperatura promedio (Btu/lb °F)

T₁: temperatura de entrada del fluido de proceso (°F)

T₂: temperatura de salida del fluido de proceso (°F)

w: flujo másico del aire (lb/h)

c_p: calor específico del aire a temperatura promedio (Btu/lb °F)

t₁: temperatura de entrada del aire (°F)

t₂: temperatura de salida del aire (°F)

En caso de condensación del fluido de proceso, el balance queda: ^[3]

$$Q = W * \lambda \quad (\text{Ec. 5})$$

donde:

λ_H: calor latente de condensación (Btu/lb)

2.3.2 Fundamentos de la Convección Forzada.

El mecanismo de transferencia de calor por convección se da a través de un fluido, en presencia de un movimiento masivo de éste y sobre una superficie o

interfase. Sin embargo, cuando este fluido se encuentra en reposo la transferencia de calor es por conducción.

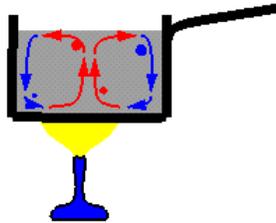


Figura 2.3 Mecanismo de la convección.

Como se puede observar en la figura 2.3, cuando fluye calor de una superficie al fluido que lo rodea, la energía calorífica fluye por convección desde la superficie hacia las moléculas del fluido adyacentes a éstas. Luego, la energía transferida permite que aumente la energía interna y la temperatura de las moléculas adyacentes, produciendo un movimiento de las mismas hacia regiones del fluido de menor temperatura. Al mezclarse estas partículas de diferentes temperaturas buscan alcanzar el equilibrio térmico; por lo tanto, se produce una transferencia tanto de masa como de energía. Por lo cual, el mecanismo de transferencia no se debe solamente a un gradiente de temperatura sino también a los perfiles de velocidad dentro del fluido.

Por consiguiente, la definición de convección no es estrictamente un proceso de transferencia de calor, es decir, la transferencia de calor por convección es un fenómeno más complejo debido a que comprende la conducción de calor junto al movimiento del fluido, lo cual mejora la transferencia de calor. Mientras mayor sea la velocidad del fluido mayor será la transferencia de calor^[3].

La convección se puede clasificar en:

- a) *Convección forzada*: es cuando se obliga a un fluido a fluir sobre una superficie o en un tubo por medios externos, como bombas o ventiladores (figura 2.4b). Esto se puede aclarar mejor con el siguiente ejemplo: considérese un bloque de cobre caliente, el cual se desea enfriar soplando aire frío con un ventilador sobre su superficie superior. Por la definición de intercambio de calor, la energía se transfiere del bloque hacia el aire circundante más frío y llega al punto donde el bloque se enfría. Se sabe también que el bloque se enfría más rápidamente si se pone a funcionar el ventilador a una velocidad más alta. Incluso si se reemplaza el aire por agua a las mismas condiciones, se mejora más la transferencia de calor por convección.^[3]
- b) *Convección natural o libre*: es cuando el movimiento del fluido es causado por medios naturales, como el efecto de flotación, el cual se manifiesta como la subida del fluido caliente y la caída del fluido frío; o simplemente es el resultado del movimiento del fluido debido a los cambios de densidad que resultan del proceso de calentamiento del mismo. Un radiador usado para calentar una habitación en épocas de invierno es un ejemplo práctico de un dispositivo que transfiere calor por convección libre (figura 2.4). La convección libre o natural es un fenómeno de transporte (materia y energía) que tiene su origen en diferencias de densidad. Cuando un fluido se calienta, se expande; en consecuencia su densidad disminuye. Si una capa de material más fría y más densa se encuentra encima del material caliente, entonces el material caliente asciende a través del material frío hasta la superficie. El material ascendente disipará su energía en el entorno, se enfriará y su densidad aumentará, con lo cual se hundirá reiniciando el proceso^[3].

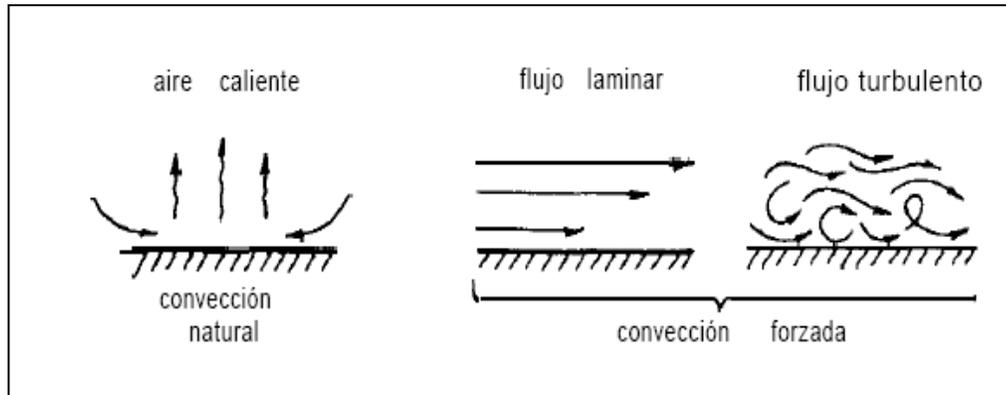


Figura 2.4 Transferencia de calor por convección. (a) Convección natural (b) Convección forzada ^[6]

En vista de lo anterior, la convección se puede considerar el mecanismo de transferencia de calor más complejo, debido a su dependencia de una cantidad de propiedades como lo son la *viscosidad dinámica* μ , *conductividad térmica* k , *densidad* ρ y *calor específico* C_p del fluido, así como la velocidad del fluido u . También depende de la *configuración geométrica* y de la *aspereza* de la superficie sólida, además del *régimen de flujo* del fluido (laminar o turbulento):

2.3.3 Coeficiente de Transferencia de Calor por Convección.

Para expresar el efecto global de la convección, Newton desarrolló una ecuación conocida como *ley de enfriamiento de Newton*, la cual establece que la densidad de flujo de calor (*Flux*) por convección es proporcional al diferencial de temperatura ^[6]:

$$q_{conectivo} = h(T_s - T_\infty) \quad (\text{W/m}^2) \quad \text{(Ec.6)}$$

o bien,

$$Q_{convectivo} = hA(T_s - T_\infty) \quad (\text{W}) \quad (\text{Ec.7})$$

Donde

h = coeficiente de transferencia de calor por convección, $\text{W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

A_s = área superficial de transferencia de calor, m^2

T_s = temperatura de la superficie sólida, $^\circ\text{C}$

T_∞ = temperatura del fluido suficientemente lejos de la superficie, $^\circ\text{C}$

El *coeficiente de transferencia de calor por convección* h puede ser definido como la razón de transferencia de calor entre una superficie sólida y un fluido, por unidad de área superficial por unidad de diferencia de temperatura. Para algunos sistemas puede hacerse un cálculo analítico de h . En situaciones complejas debe determinarse experimentalmente. En ocasiones, al coeficiente de transferencia de calor por convección se le denomina *coeficiente de película o conductancia de película*, a causa de su relación con el proceso de conducción en una capa de fluido delgada y en estado estacionario en la superficie de la pared.

2.4 Intercambiadores de calor de aluminio o cajas frías

2.4.1 Descripción General.

Los intercambiadores de placas con aletas o de láminas aleteadas consisten en una serie de láminas paralelas de aluminio, entre las cuales se encuentran formando “sandwich”, hojas corrugadas de aluminio. Las corrugaciones actúan como aletas, previendo así el área de superficie extendida para la transferencia de calor. De esta manera se le da a la unidad un mayor número de canales de flujo paralelos. El lado de cada “sandwich” está sellado con barras de aluminio, formado así el paso completo de flujo, y la construcción completa se suelda sumergido en un baño de sal derretida.

Los cabezales de aluminio son luego soldados a los extremos del cuerpo del intercambiador. Algunas de las ventajas relacionadas con la construcción de intercambio de láminas aleadas son las siguientes ^[3]:

- Se puede alcanzar un alto grado de compacticidad. El cociente de $1480 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ($450 \text{ pie}^2/\text{pie}^3$) entre superficie de área y volumen es bastante común, y valores hasta de $2530 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ($770 \text{ pie}^2/\text{pie}^3$) han sido reportados. En comparación, las unidades convencionales de tubo y carcasa tienen un cociente de 165 a $245 \text{ m}^2/\text{m}^3$ (50 a $75 \text{ pie}^2/\text{pie}^3$).
- Tres o cuatro (3 o 4) corrientes de proceso pueden ser acomodadas fácilmente en una sola unidad con el espaciado de las láminas y la construcción de las aletas optimizadas para cada una de las corrientes. Estas unidades de corrientes múltiples son ideales para operar como unidades reversibles en el desplazamiento de impurezas.
- Los intercambiadores pueden ser usados individualmente o conectados en serie y/o en paralelo.
- El tamaño pequeño y el peso liviano permiten que las instalaciones sean compactas con un mínimo de fluctuaciones y de estructuras de soporte.

Un ejemplo de un intercambiador de calor de placas y aletas con múltiples corrientes se muestra en la figura 2.5.

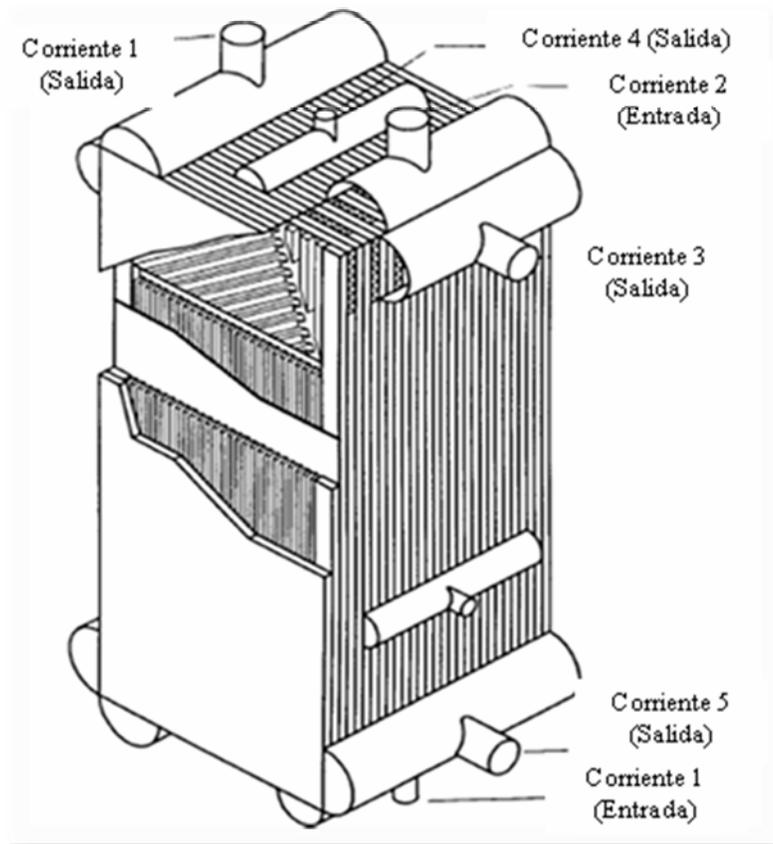


Figura 2.5. Caja Fría con múltiples corrientes (*Streams*) ^[8]

El tamaño de una placa de aluminio deberá estar especificado por el ancho W , altura de amplitud H y la longitud L del bloque rectangular (ver figura 2.6). Las tres dimensiones se darán siempre en el mismo orden $W*H*L$; por ejemplo: 900*1180*6100 mm.

Los procesos petroquímicos típicos que utilizan intercambiadores de láminas aleteadas son: separación de aire, extracción de helio del gas natural, recuperación de etileno, licuefacción de gas natural, purificación y licuefacción de hidrógeno, y los sistemas de refrigeración usados en conjuntos con cualquiera de estos procesos.

Existen varias desventajas y limitaciones que se deben tener presentes en este tipo de intercambiador, entre las cuales se tienen:

- Los intercambiadores de lámina aleteada no pueden ser usados donde una o más de las corrientes de proceso tienen tendencia a obstruir (ensuciar).
- Los escapes internos entre los pases son difíciles de localizar y de corregir en el campo. Se necesitan equipos para soldar aluminio y se requiere de personal calificado.

2.4.2. Límites de uso. Temperatura y Presión Máximas.

La presión máxima de la placa en estos intercambiadores de calor varía de cero a más de 100 bar. Es posible tener más de diez corrientes de proceso a distintas presiones en un mismo intercambiador de calor.

La temperatura máxima suele ser fijada en 65 °C. Un límite máximo de 65°C es adecuado para las mayorías de las aplicaciones y permite a los fabricantes el uso del aluminio 5083, que es más económico; sin embargo los diseños se encuentran disponibles para un máximo de 204 °C a las presiones más bajas. Por otra parte, la mínima temperatura de diseño es de -269 °C ^[9].

2.4.3 Fluidos aceptables.

Los intercambiadores de aluminio con placas y aletas son capaces de manejar una amplia variedad de fluidos en diferentes tipos de aplicaciones. En general los líquidos deben estar limpios, secos y no corrosivos para el aluminio. Libres de agentes contaminantes tales como: H₂S, NH₃, CO₂, SO₂, NO₂, CO, y otros agentes

que causan problemas de corrosión en las corrientes que contienen algún porcentaje de agua.

2.4.4 Componentes.

Con el fin de establecer la terminología estándar, la figura 2.6 ilustra los componentes de un intercambiador de aluminio de placas y aletas.

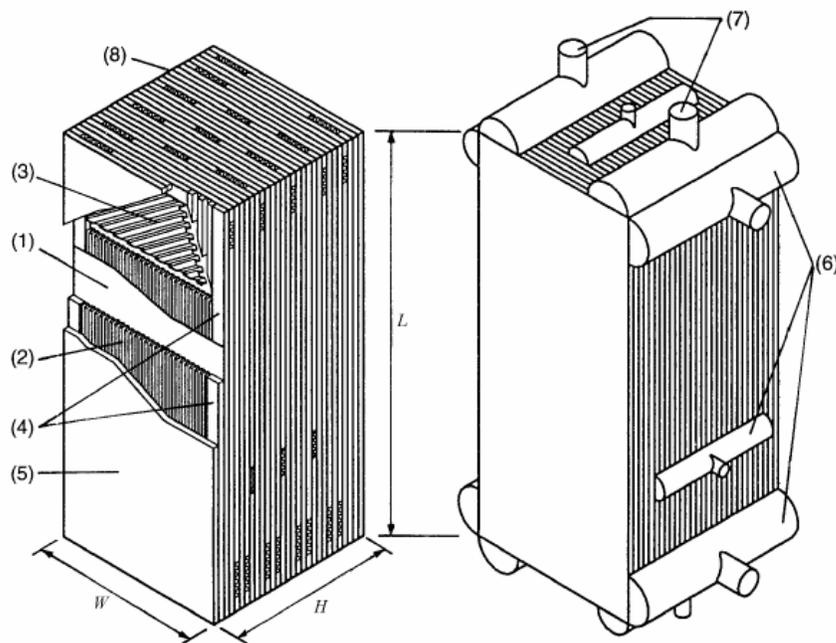


Figura 2.6. Componentes de un intercambiador de calor de placas y aletas ^[8].

Donde:

- | | | |
|---------------------------|-------------------|-------------|
| 1. Hoja de partición | 5. Hoja selladora | 9. Longitud |
| 2. Aletas | 6. Cabeceras | 10. Ancho |
| 3. Distribución de aletas | 7. Bridas | 11. Altura |

4. Barras laterales

8. Bloques

2.5 Sistema de control

2.5.1 Lazo de Control.

Es el conjunto cerrado de elementos interactuantes que conforman el sistema de control de una variable determinada. Un lazo de control comprende básicamente de una señal de entrada o variable medida que viaja a través del PID o controlador, del elemento final de control y del proceso en que interviene la variable controlada. Otros instrumentos se agregan en funciones complementarias (figura 2.7).

- **Variable medida:** es la señal de control recibida de campo, traducida en el sistema de control distribuido (DCS) y mostrada al operador en unidades de ingeniería (°F, psig, psia, rpm, etc.).
- **Controlador (P, PD, PID):** es un equipo capaz de ejecutar un algoritmo matemático (programa) que corre en un computador que permite mantener una variable de procesos en un valor o rango deseado (punto de ajuste o *setpoint*). Este algoritmo tiene como entrada el error del lazo de control, que es la diferencia entre la variable medida y el punto de ajuste.
- **Elementos finales:** el manejo matemático del error permite al PID generar una señal de salida hacia un elemento final de control, que es el que de una manera directa o indirecta, genera el valor deseado de la variable que ejecuta la corrección de la variable controlada (variable manipulada).

2.5.2 Elementos de un Lazo de Control.

Los procesos industriales que deben controlarse pueden dividirse ampliamente en dos categorías: procesos continuos y procesos discontinuos. En ambos tipos deben mantenerse en general las variables (presión, caudal, nivel, temperatura, etc.), bien en un valor fijo deseado (problema regulador), o bien en un valor variable con el tiempo, de acuerdo con una relación predeterminada con otra variable (problema servo). El sistema de control que permite este mantenimiento de las variables puede definirse como aquel que compara el valor de las variantes o condiciones por controlar con un valor deseado y ejecuta una acción de corrección, de acuerdo con la desviación existente, sin que el operario intervenga en absoluto. ^[2]

El sistema de control exige pues, para que esta comparación y subsiguiente corrección sean posibles, que se incluya: 1) una unidad de medida, 2) una unidad de control, 3) un elemento final de control, 4) y el propio proceso que se controla. Este conjunto de unidades forman un bucle o lazo que recibe el nombre de lazo de control. (Ver figuras 2.7 y 2.8).

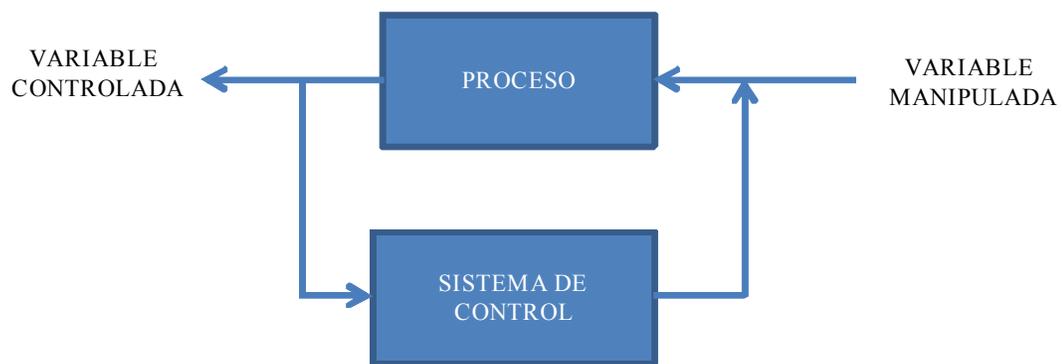


Figura 2.7. Esquema elemental de un lazo de control.

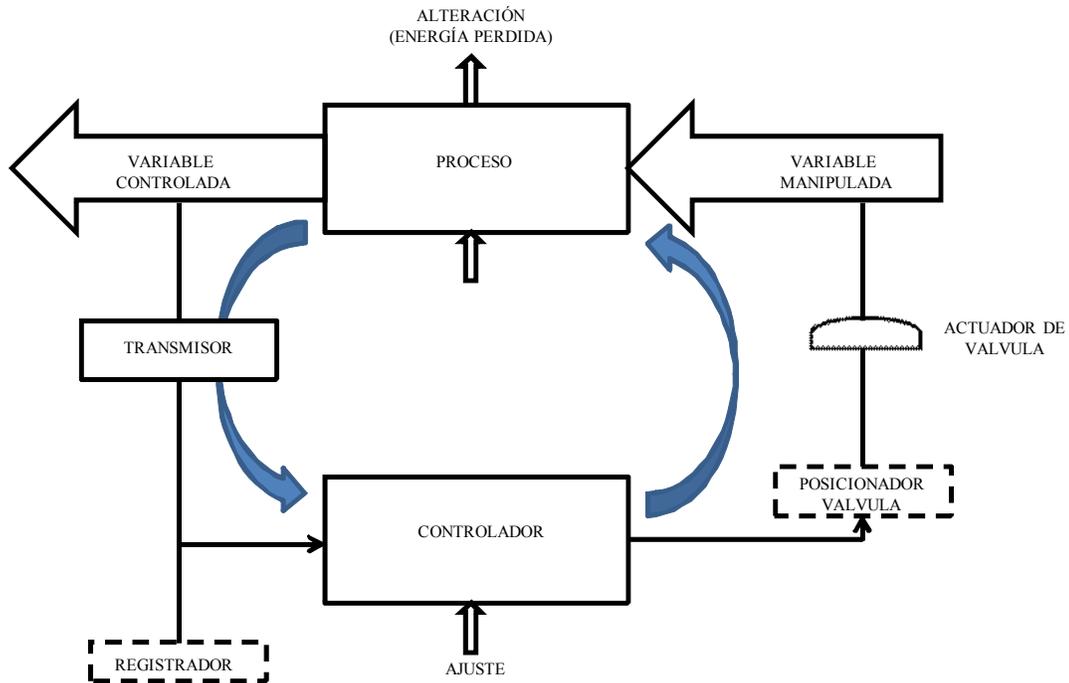


Figura 2.8. Esquema específico de los elementos de un lazo de control

En el dominio de una variable por medio de un lazo de control existen elementos básicos interactuantes, que son^[9]:

2.5.2.1 El Proceso.

El cual constituye el objeto de la variable que se desea controlar.

2.5.2.2 Elemento de Medición.

Es el dispositivo que está en contacto de una u otra forma con el proceso y determina o permite determinar, directa o indirectamente, el valor cuantitativo o cualitativo de una variable de proceso. Por ejemplo, temperatura, presión, diferencia

de presión, flujo, nivel, composición, estado, posición. Este valor es enviado al dispositivo de monitoreo y/o control a través de un transmisor, que es el encargado de captar el valor cuantitativo o cualitativo de la variable de proceso que éste genera, convertirla en una señal de control y enviarla al controlador. Las señales de control pueden ser analógicas o digitales.

2.5.2.3 Elemento de Control.

La manera en que los elementos finales de control son manipulados viene dada por el controlador, el cual compara el valor de la variable de proceso con el valor deseado, y calcula un valor de salida según una ecuación matemática (algoritmo de control para un elemento final de control continuo o analógico); y toma una decisión mediante un elemento final de control discreto o digital. La diferencia entre el valor deseado y el valor real de la variable de proceso se llama “error”. Esta salida es convertida en una señal de control y enviada al elemento final de control.

La ecuación matemática utilizada por el controlador para calcular su salida está conformada por la sumatoria de hasta un máximo de tres términos^[9]:

- ***Término Proporcional:*** es el valor del error o señal de entrada al controlador (la diferencia entre el valor de proceso y el punto de ajuste) multiplicado por una ganancia constante. La contribución de este término al desempeño del controlador es la de escalar la acción del mismo en función de cuán desviado está el valor de proceso respecto al punto de ajuste.

- ***Término Integral:*** es la integral del error en términos del tiempo de existencia del error multiplicada por una constante llamada constante integral. Este término es el encargado de llevar el error del controlador a cero.

- **Término Derivativo:** es la derivada del error en función del tiempo multiplicada por una constante llamada constante derivativa o diferencial. Este término le indica al controlador si el valor de proceso está alejándose o acercándose al punto de ajuste y a qué velocidad lo hace, para acelerar o desacelerar la acción del controlador.

La ganancia proporcional y la constante integral y derivativa son lo que se conoce como constantes de entonación del controlador, y se ajustan en función de la dinámica del proceso y la velocidad de respuesta deseada.

En cuanto a la acción de un controlador, ésta define hacia qué dirección se tiene que mover la salida del controlador frente a cambios en el error del controlador. La acción de un controlador puede ser ^[9]:

- **Directa:** cuando la salida del controlador aumenta si el error del controlador crece y disminuye si el error decrece.
- **Inversa:** donde la salida del controlador disminuye si el error del controlador aumenta, y crece si el error decrece.

2.5.2.4 Elemento Final de Control (EFC).

El elemento final de control es el dispositivo que permite tomar acción sobre variables y/o condiciones de proceso para cumplir con los objetivos de control, y mantener condiciones de proceso en los valores deseados. La variable de proceso, la cual es modificada o afectada por un elemento final de control, es una variable manipulada ^[9].

El elemento final de control es el encargado de modificar el estado de la variable, en función de la señal recibida desde el controlador. Como por ejemplo: válvulas neumáticas de control, válvulas selenoides, motores, compuertas.

2.5.3 Controladores.

Desde el punto de vista de la operación de cualquier lazo de control, los módulos de entrada y salida no son relevantes y nunca son utilizados por el técnico de consola o panelista. Por esto el conjunto conformado por el módulo de entrada, el PID o controlador y el modulo de salida se llamado simplemente el controlador y se trata como un todo ^[9].

2.5.3.1 Punto de Ajuste (SETPOINT-SP).

El valor deseado de una variable de control es llamado el punto de ajuste (*setpoint*). Estos tipos de puntos de ajuste serían: puntos de ajustes fijos, máximos y mínimos. Entonces una variable controlada de límites máximo y mínimo tendría dos puntos de ajuste, uno máximo y uno mínimo. Los demás tipos de variables controladas tienen un solo punto de ajuste. El punto de ajuste está expresado en las mismas unidades de ingeniería que la variable controlada del proceso del controlador.

2.5.3.2 Variable de Proceso (PROCESS VARIABLE – VP).

Como su nombre lo indica es el valor actual de cualquier condición del proceso proveniente de la instrumentación de campo, o cualquier variable calculada a partir de éstas, que está disponible en el sistema para efectos de monitoreos y/o control. La variable de proceso se expresa en unidades de ingeniería en el caso de valores analógicos. Los valores de las variables de proceso discretas son, en general, verdadero o falso.

2.5.3.3 Salida (OUTPUT-OP).

La salida de un controlador puede ser un valor continuo, expresado en porcentaje, en caso en que el destino final de dicha salida sea un dispositivo analógico, como en una válvula de control (porcentaje de apertura) o un controlador esclavo (punto de ajuste), entre otros.

La salida de un controlador también puede ser un estado discreto, en caso de que el destino final de dicha salida sea un dispositivo discreto, como en el motor de un ventilador, de una bomba (arrancar-parar), o una válvula solenoide (abrir-cerrar), entre otros.

2.5.4 Lazo de Control en Circuitos Abierto y Cerrado.

2.5.4.1 Lazo de Control Abierto.

Es aquel en el que la señal que circula por sus elementos nace en un punto y termina en otro, y carece de retroalimentación. En los lazos de control abierto la estabilidad no es afectada por los cambios de carga del proceso. Son sistemas de control más sencillos, menos costosos y se ajustan con facilidad ^[9].

Ejemplo de lazo de control abierto: la figura siguiente muestra un proceso de control de la temperatura. El indicador es un termómetro. La unidad que corrige es la válvula de control del gas. El operador es el que utiliza el regulador a su propio juicio para mantener constante la temperatura del agua.

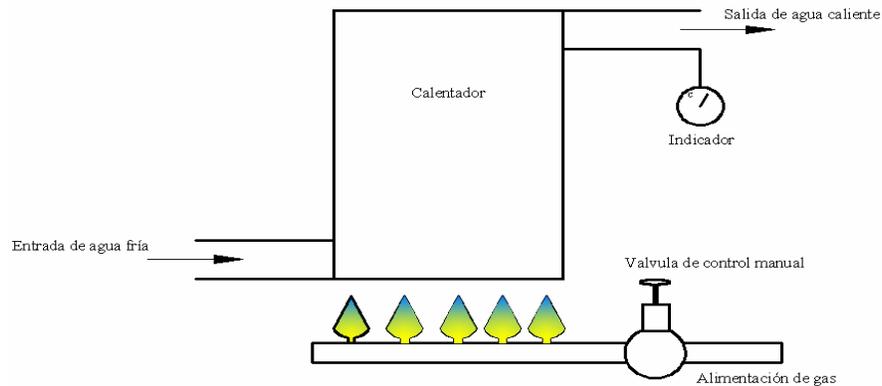


Figura 2.9 Lazo de control manual

2.5.4.2 Lazo de Control Cerrado.

Es aquel en el cual la señal originada parte de cada uno de los elementos del lazo de control y regresa al punto o lugar de origen; es decir, posee retroalimentación. Los lazos de control cerrado permiten realizar un control más exacto de la variable y lograr un producto mejor terminado, lo que permite mayores divisas; y como mantiene un dominio interrumpido de la variable, contribuye a reducir los costos de operación. La estabilidad en los lazos cerrados es afectada por las perturbaciones, se requiere de personal calificado para su ajuste, lo cual suele ser costoso.

Como un ejemplo de lazo de control cerrado, en la figura 2.10 se muestra un regulador automático simple. No se requiere de operador para el control de la temperatura. El transmisor de temperatura (TT) mide los cambios de temperatura del agua caliente y los cambios de una señal estándar. La línea de señales del transmisor al regulador, puede ser neumática o eléctrica. Un regulador mantiene la temperatura del agua caliente en una posición fija por el operador (punto de ajuste). El regulador ajusta la unidad que corrige (válvula de control automático) usando una línea de señales de salida, similar a la línea de entrada del transmisor. El regulador puede

proporcionar las señales de alarma de alertar al operador si el sistema falla. También puede apagar el gas si el agua comienza a hervir.

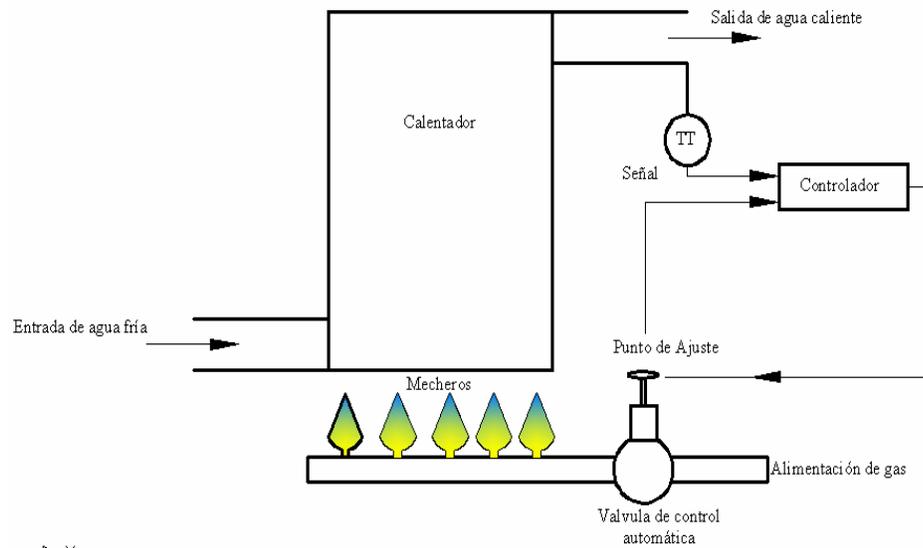


Figura 2.10. Lazo de control automático

CAPÍTULO III

DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1. Introducción

El desarrollo del presente proyecto fue realizado con ayuda del paquete de simulación de proceso Hysys 3.2, en el cual se planteó el sistema de pre-enfriamiento de la planta (figura 3.1) con los datos de corrientes supuestos en la descripción detallada del sistema. Esto con la finalidad de poder estudiar y analizar las condiciones térmicas de cada intercambiador y las variables que los afectan, tomando como valor de referencia la capacidad calorífica suministrada por el fabricante. Las primeras simulaciones fueron realizadas en estado estacionario, con la finalidad de estudiar las principales variables en condiciones normales de operación; para luego, bajo el estado transitorio, estudiar las perturbaciones y la respuesta de un lazo de control cerrado.

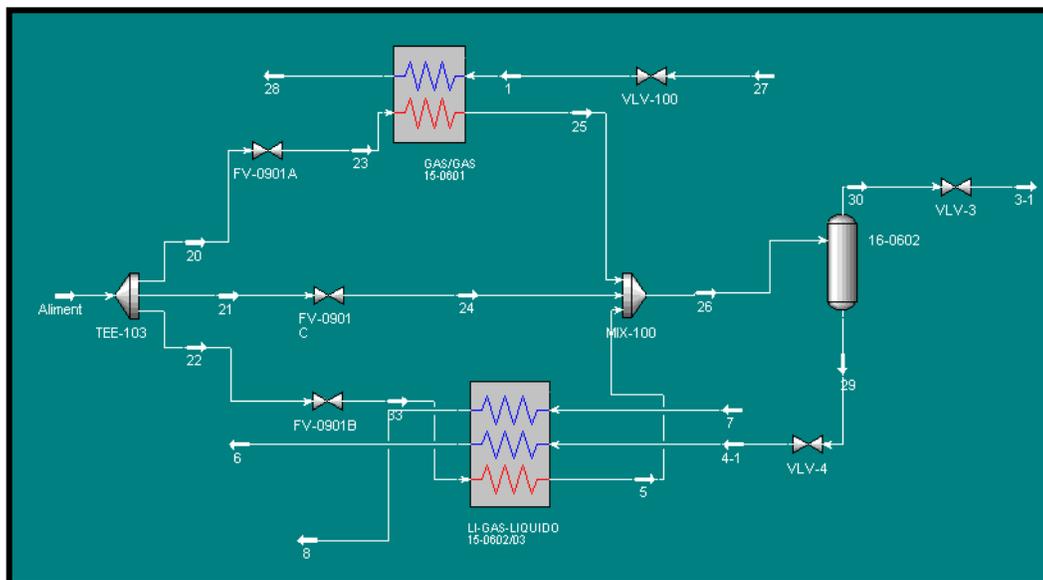


Figura 3.1 Diagrama de Proceso del Sistema de Pre-Enfriamiento

3.2. Desarrollo del diagrama en estado estacionario

Con la idea de obtener resultados ideales a condiciones normales de operación, se construyó el diagrama de proceso, bajo el ambiente del simulador de proceso HYSYS 3.2, tomando en cuenta la siguiente:

3.2.1. Datos de la Corriente de Alimentación.

La corriente de alimentación al sistema de pre – enfriamiento es la corriente de gas que sale de la sección de deshidratación secundaria con un caudal estimado en 400 MMPCND, con una presión de 925 psig. y una temperatura de 99 °F, la cual se divide en tres corrientes por medio de una TEE, como se puede observar en la figura 3.2.

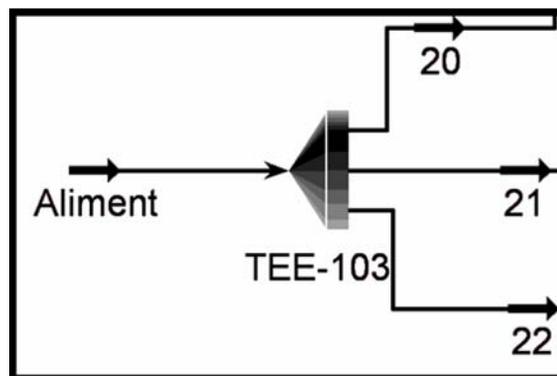


Figura 3.2. Entrada de la línea de Alimentación

La TEE fue configurada con una relación de flujo para cada corriente, esto con la finalidad de poder dividir el caudal según lo especificado en la descripción detallada del sistema (Ver tabla 3.1).

Tabla 3.1. Relación de flujo en la TEE de separación.

Corriente	Relación de flujo
20	0,692
21	0,100
22	0,208

Por otra parte la composición de la línea de alimentación se presenta en la tabla 3.2.

Tabla 3.2. Composición de la línea de alimentación.

Componentes	Fracción Molar
Nitrógeno	0,0006
CO2	0,0713
H2S	0,0000
Metano	0,7493
Etano	0,0670
Propano	0,0378
i-Butano	0,0081
n-Butano	0,0104
i-Pentano	0,0032
n-Pentano	0,0026
n-Hexano	0,0497
Componentes	Fracción Molar
Total	<u>1,0000</u>

3.2.2 Configuración del Intercambiador Gas/Gas 15-0601.

El intercambiador de calor en el cual se preenfía aproximadamente el 70% del gas proveniente de los filtros de polvillo fue simulado a través del **LNG Exchanger** (intercambiador de gas natural), que se encuentra dentro de los equipos y accesorios suministrados por el *software*. En la figura 3.3 se observa el intercambiador gas/gas con las corrientes de alimentación y las corrientes del producto. La corriente de alimentación 23 proveniente de los filtros de polvillo y de la TEE de distribución, entra al intercambiador con un caudal de 276,8 MMPCDN, a una temperatura de 98.57 °F con una presión de 915 psig; mientras que la corriente de alimentación 1, proveniente del tope de la rectificadora mantiene un caudal de 372,7 MMPCDN, con una temperatura de -25,52 °F y una presión de 280,3 psig.

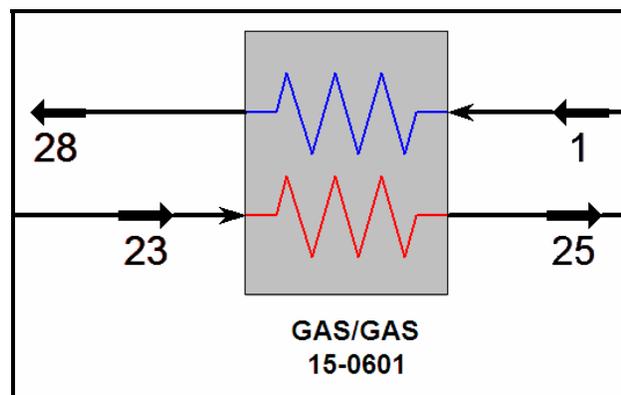


Figura 3.3. Intercambiador LNG con corrientes de entrada y salida. (Gas/Gas).

Se tomó como especificación para el intercambiador gas /gas, una temperatura de salida de 14 °F en la corriente 25, con la idea de poder obtener de forma estacionaria los valores de las otras variables, tales como el flujo de calor y el coeficiente global de transferencia (U). Vale la pena destacar que para simulaciones estacionarias este intercambiador no requiere de su dimensionamiento y

caracterización del material. La figura 3.4 muestra la ventana donde se configuró dicha especificación.

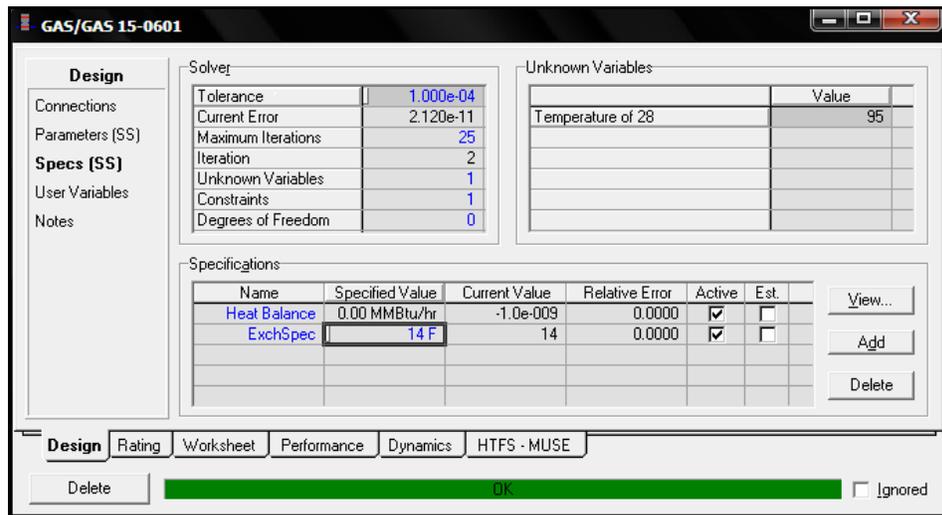


Figura 3.4. Especificación de temperatura del intercambiador gas/gas.

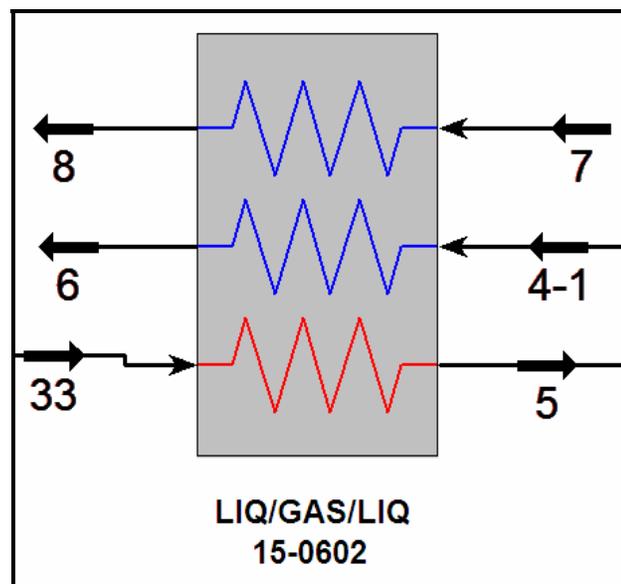
3.2.3 Configuración del intercambiador Líquido/Gas/ Líquido

Este intercambiador es del mismo tipo que el intercambiador gas/gas, con la diferencia de que maneja múltiples líneas. Se definieron para la simulación tres líneas de alimentación que se pueden observar en la figura 3.5 y que se describen a continuación:

- **Línea proveniente de la TEE (33):** esta corriente proviene de la ramificación de la TEE, donde los valores de las variables dependen de la configuración del sistema. La temperatura de entrada al intercambiador es de 98,57 °F, manejando un caudal de 83,20 MMPCDN a una presión de 915 psig.
- **Línea proveniente del fondo de la rectificadora (7):** los valores de esta corriente provienen del fondo de la rectificadora, dicho equipo no se incluye

dentro del estudio por razones de dificultad en la convergencia de la simulación. Sin embargo, los valores fueron suministrados en dicha corriente tomando como referencia estudios realizados en laboratorio, así como también los valores indicados por instrumentos de medición. Esta línea entra al intercambiador con una temperatura de $-77,20\text{ }^{\circ}\text{F}$, manejando una caudal $39,88\text{ MMPCDN}$ a una presión de $365,3\text{ psig}$.

- **Línea proveniente del fondo del separador (4-1):** las condiciones de esta línea dependen de las condiciones del separador. Entra al intercambiador de calor con una temperatura de $10,22\text{ }^{\circ}\text{F}$, con una caudal de $75,40\text{ MMPCDN}$ a una presión de 903 psig .



**Figura 3.5. Intercambiador LNG con corrientes de entrada y salida
(Líquido/Gas/Líquido)**

Para simular este intercambiador se introdujo como especificación los valores de temperatura en las corrientes de salida 5 y 8, los cuales fueron de $-34\text{ }^{\circ}\text{F}$ y $-8\text{ }^{\circ}\text{F}$, para luego obtener mediante la simulación estacionaria los valores de las principales variables del intercambiador, tales como: flujo de calor (*exchanger cold duty*), el coeficiente global de transferencia (U) y la Diferencia de Temperatura Logarítmica Media (LMTD). Los valores de temperatura especificados se tomaron de acuerdo a las condiciones del proceso.

La figura 3.5 muestra la ventana donde fueron especificadas las condiciones del intercambiador:

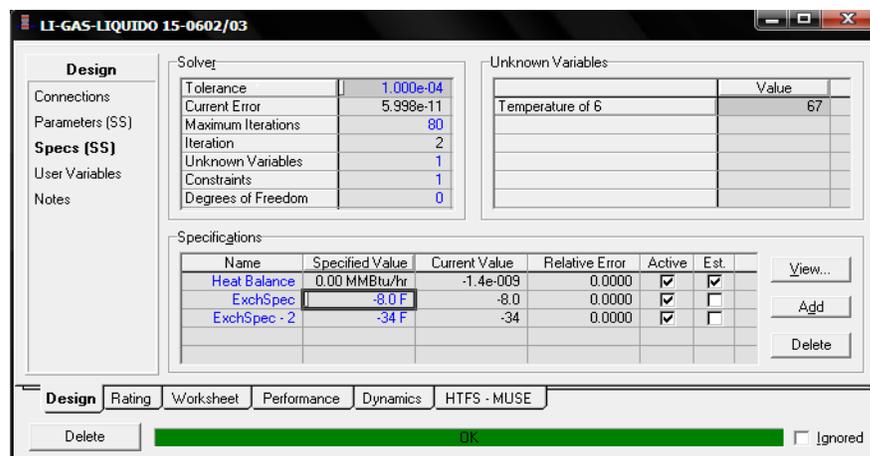


Figura 3.6. Especificación de temperatura del intercambiador Líquido/Gas/Líquido

3.2.4 Condiciones del separador de entrada al expansor.

En condiciones estacionarias el separador no requiere de ningún tipo de especificación y se consideró totalmente adiabático y con una caída de presión igual a cero ($\Delta P = 0$). La corriente tope (30) representa la entrada al expansor, el cual no se

incluye dentro de la simulación, y la corriente de fondo (29) es la corriente líquida que se dirige al intercambiador líquido/gas/líquido.

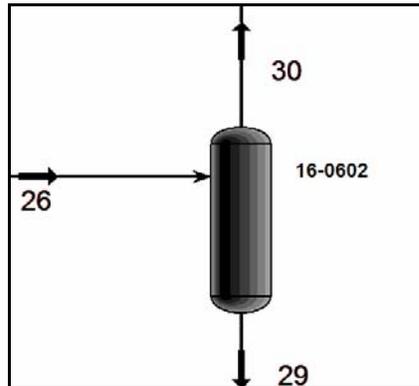


Figura 3.7. Separador bifásico simulado

Por otra parte se seleccionó la corriente 26, como la corriente de entrada al separador, cuya corriente es la salida del mezclador (MIXER) que une las tres corrientes de gas. Esta corriente entra al separador con caudal de 400 MMPCDN, a una temperatura de 10 °F y una presión de 908 psig. En la figura 3.6 se muestra la selección de las corrientes.

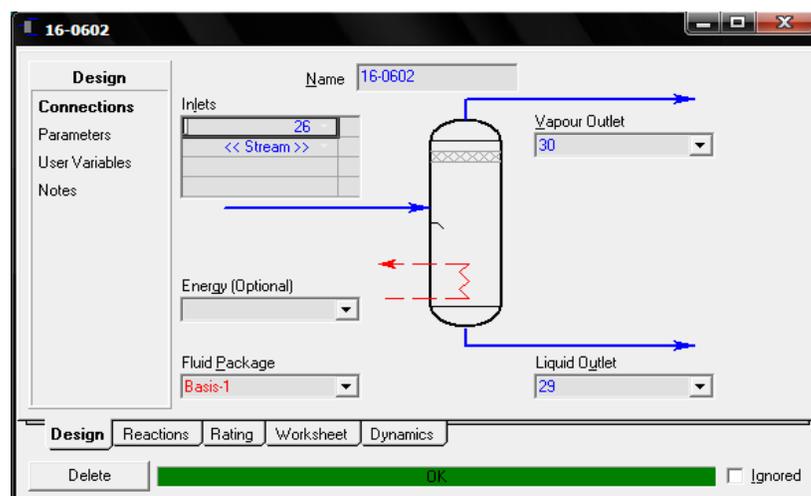


Figura 3.8. Selección de las corrientes del separador bifásico

3.2.5. Selección del Modelo Termodinámico.

Se seleccionó el modelo termodinámico más adecuado en función de las características de los componentes presentes y de los rangos de temperatura y presión manejados en la planta (figura 3.2). En este sentido la ecuación de estado utilizada para el desarrollo de la evaluación fue la de Peng – Robinson (PR), ya que permite calcular tanto las constantes de equilibrio de los componentes, como las entalpías y entropías partiendo de sus valores de gas ideal. Dicha selección se debe a que los métodos termodinámicos recomendados para sistemas de hidrocarburos livianos se encuentran dentro de la categoría de ecuaciones de estado, donde PR arroja excelentes resultados para rangos de presión de 0 a 5.000 psi y de -60°F hasta 1.200 °F de temperatura.

3.3 Desarrollo del diagrama en estado transitorio

En el desarrollo de este proyecto es de suma importancia el estudio del comportamiento de las principales variables que intervienen en el proceso, tanto para el estado estacionario como para el estado transitorio. En el estado transitorio se pudo obtener los valores de las diferentes variables con respecto al tiempo, esta vez considerando las posibles perturbaciones que alteran desde cierto punto de vista las condiciones normales del proceso; ejemplo de ello es la parada y arranque de planta que se produce de forma no planificada. En primer lugar se obtuvieron de la simulación estacionaria los valores y datos necesarios, para dar inicio a la corrida transitoria, pero antes fue necesario configurar y ajustar ciertas condiciones dinámicas en los equipos:

3.3.1. Configuración del Intercambiador GAS/GAS 15-0601 y del Intercambiador Líquido/Gas/Líquido 15-0602

Las especificaciones mínimas requeridas para resolver la unidad de operación LNG en estado transitorio se describen a continuación:

- **EL DIMENSIONAMIENTO DE CADA ZONA**

De acuerdo a la información suministrada por el catálogo del fabricante y a la encontrada en los planos de diseño, se dimensionó cada zona de los intercambiadores indicándole el ancho y el largo; de igual manera se introdujo las propiedades del material, número de capas en configuración y las veces que se repetía cada configuración. Las tablas 3.3 y 3.4 muestra el dimensionamiento y la configuración dada para este intercambiador.

Tabla 3.3. Valores de Dimensionamiento.

Intercambiador	Nº de Zonas	Ancho x Largo (m)	Nº de capas - configuración	Arreglos Superpuestos
GAS/GAS	1	1 x 3,2	2	Superposición Simple ABABABABABA..
GAS/LIQ/ GAS	2	1 x 3,2	3	Superposición Mixta ABACABACAB.....

Donde:

A = corrientes 33 y 5 del diagrama de proceso

B = corrientes 4-1 y 6 del diagrama de proceso

C = corrientes 7 y 8 del diagrama de proceso

Tabla 3.4. Propiedades del Material

Intercambiadores	Cond. Térmica (W/m-K)	Cp. (KJ/Kg-C)	Densidad (Kg/m ³)
Gas/Gas	160	0.88	2700
Líquido/Gas/Líquido	160	0.88	2700

- **Transferencia de calor en cada zona.**

Se introdujo de forma ideal, tomando en cuenta los resultados de la simulación estacionaria, los valores de U (coeficiente global de transferencia) para las corrientes de cada zona, el cual es un valor requerido y estimado para poder resolver la simulación. En la figura 3.8 se puede observar la interfaz grafica donde se introdujeron los valores de U.

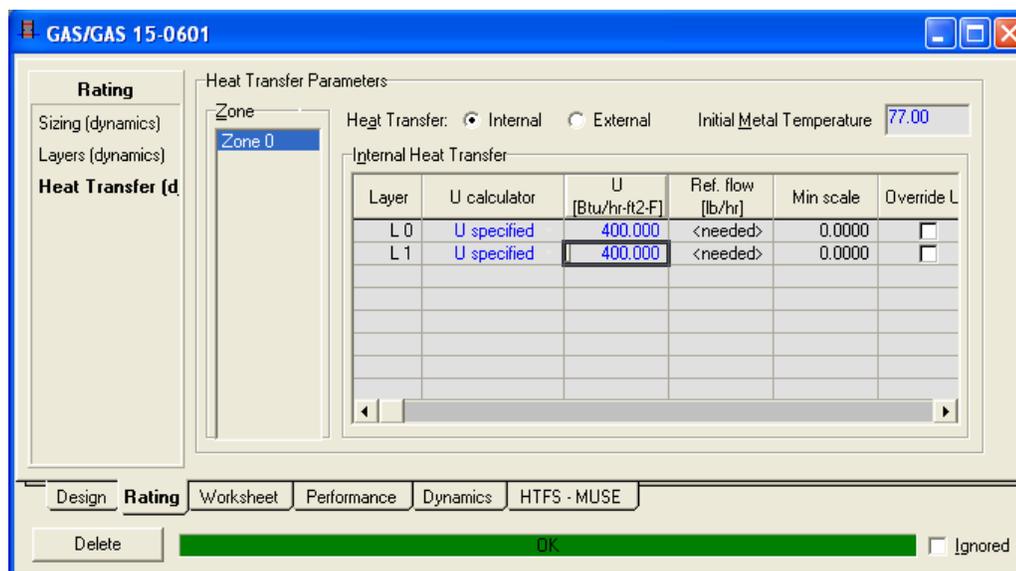


Figura 3.9. Valores de U por zona. Intercambiador Líquido/Gas/Líquido

- **Conexiones de las corrientes en cada capa.**

En cada zona, se indicó la corriente de alimentación y producto correspondiente a cada capa. Esto permitió de cierta forma ordenar e indicar las corrientes relacionadas en cada zona de los intercambiadores, tanto del Gas/Gas como el de Líquido/Gas/Líquido. La figura 3.9. muestra la ventana gráfica donde se configuraron las conexiones.

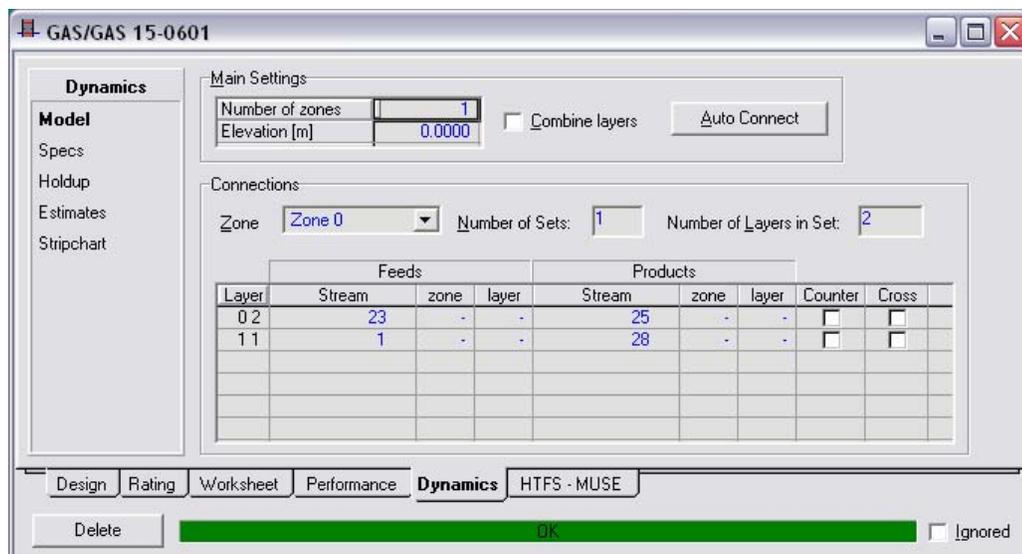


Figura 3.10. Conexión de corrientes a cada capa en el Intercambiador Gas/Gas

3.3.2. Datos del Separador 16-0602.

Para el separador fue necesario introducir el dimensionamiento del mismo tomando en cuenta el diámetro interno y la altura; el simulador por defecto arrojó el volumen correspondiente. Cabe destacar que estos datos fueron necesarios para dar inicio a la simulación transitoria. En la tabla 3.5 se muestra el dimensionamiento:

Tabla 3.5. Dimensionamiento del separador 16-0602

Diámetro Interno (m)	3,35
Altura (m)	11,73
Volumen (m³)	103,6

3.3.3. Configuración del Sistema de Control Lazo Cerrado

Una vez realizada la simulación transitoria se procedió a establecer los lazos de control cerrado en cada uno de los intercambiadores, con la finalidad de controlar las temperaturas de las corrientes de producto de la línea de alimentación, al momento cuando ocurre la parada y el arranque de la planta. Las temperaturas de las corrientes definidas son controladas por medio de válvulas de control de acción rápida, que varían el flujo de entrada de las corrientes seleccionadas de acuerdo a la señal emitida por el controlador PI. Para el intercambiador Gas/Gas se tomó como variable del proceso (PV) la corriente 25 procedente de la línea de alimentación, y como elemento final de control la válvula VLV-100 , estableciendo un valor para el punto de ajuste de 12 °F, como se muestra en la figura 3.11.

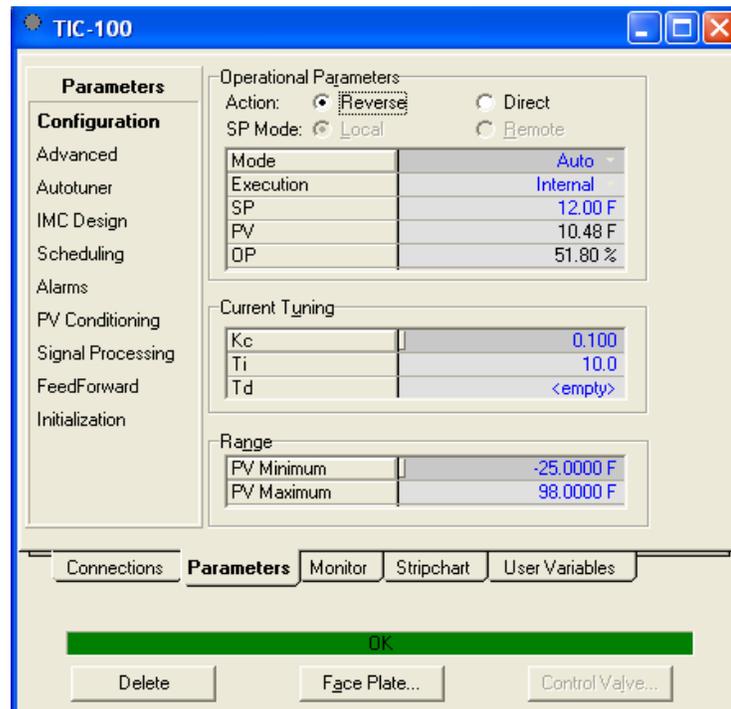


Figura 3.11. Datos para el controlador TIC-100 (Intercambiador Gas/Gas)

De manera similar se configuró el sistema de control para el intercambiador Líquido/Gas/Líquido, indicando como punto de ajuste $-34\text{ }^{\circ}\text{F}$ para la corriente producto de la línea de alimentación, el cual representa el valor requerido por el proceso. El diagrama en estado transitorio con los lazos de control definidos se muestra en la figura 3.12.

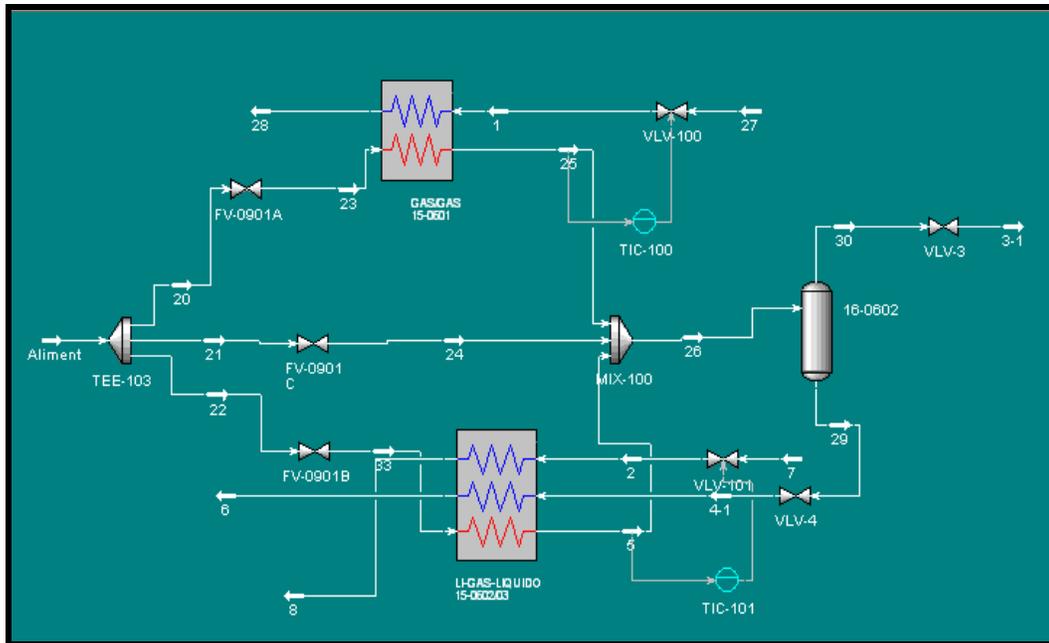


Figura 3.12. Lazos de Control del Diagrama de Procesos del Sistema de Pre-Enfriamiento

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS

En este capítulo se muestran y se analizan los resultados obtenidos a través de las simulaciones estacionarias y transitorias realizadas con el Hysys 3.2. Se indican los resultados de las principales variables asociadas a las líneas de los intercambiadores Gas/Gas y Líquido/Gas/Líquido, obteniéndose resultados satisfactorios que permiten la validación del sistema de pre-enfriamiento estudiado. En el análisis de las principales variables se detalla la influencia de la cantidad de flujo másico que maneja cada intercambiador en función de la cantidad de calor que puedan transferir por condiciones de diseño, la cual es superada para el intercambiador Gas/Gas y colocada en un punto máximo para el intercambiador Líquido/Gas/Líquido. Como propuesta de mejora se analiza el comportamiento de las variables de proceso de acuerdo a los ajustes realizados por los sistemas de control lazo cerrado, durante la parada y el arranque de la planta, los cuales proporcionan resultados satisfactorios dentro un rango permisible de temperatura.

4.1 Validación del sistema simulado a través de los resultados obtenidos.

En las tablas 4.1 y 4.2 se muestran los resultados obtenidos mediante las simulaciones estacionarias, de las líneas asociadas a cada uno de los intercambiadores de calor. Las corrientes de alimentación 23 y 33 correspondientes a los intercambiadores gas/gas y líquido/gas/líquido muestran una entrada de flujo másico igual a las condiciones reales de operación, lo cual indica que la configuración y los datos supuestos en la TEE de separación fueron correctos. Por otra parte, los valores de temperatura obtenidos en las corrientes de producto tuvieron un porcentaje de

error aproximadamente del 2% con respecto a los valores de operación. El porcentaje de error se obtuvo de la siguiente manera:

$$\% \text{ Error} = \frac{T_p - T_{\text{obt}}}{T_p} * 100 \quad (\text{Ec. 8})$$

$$\% \text{ Error} = \frac{14 \text{ }^\circ\text{F} - 13,75 \text{ }^\circ\text{F}}{14 \text{ }^\circ\text{F}} * 100$$

$$\% \text{ Error} = 1,79 \approx 2$$

Donde:

T_p = Temperatura de proceso

T_{obt} = Temperatura obtenida

Estos valores junto con los de fracción de vapor obtenidos en cada una de las líneas, dan una plena validación del sistema propuesto en el simulador Hysys 3.2.

Tabla 4.1. Resultados de las líneas asociadas al intercambiador Gas/Gas.

LINEA	ALIMENTACION		PRODUCTO	
	1	23	28	25
FLUJO GAS (MMPCDN)	372,7	277,2	372,7	277,2
PRE SION (PSIA)	295	929,7	285	922,7
TEMPERATURA (F)	-25,52	98,57	92,07	13,75
FRACCION DE VAPOR	1	0,9172	1	0,8177

**Tabla 4.2. Resultados de las líneas asociadas al intercambiador
Líquido/Gas/Líquido.**

LINEA	ALIMENTACIÓN			PRODUCTO		
	33	4-1	7	5	6	8
FLUJO GAS (MMPCDN)	83	-----	-----	83	-----	-----
FLUJO LÍQUIDO (m ³ /Hr)	-----	283,5	108,7	-----	283,5	108,7
PRESION (PSIA)	929,7	917,7	380	922,7	912,7	375
TEMPERATURA (F)	98,57	20,38	-77,2	-34,2	74,49	3,289
FRACCION DE VAPOR	0,9176	0,0029	0	0,6763	0,1623	0,3226

4.2 Análisis de las variables que afectan la operación de los intercambiadores de calor.

Las figuras 4.1 a 4.2 fueron construidas a través de los resultados de las simulaciones estacionarias:

4.2.1 Variación de la Temperatura y Flujo de Calor en Función del Flujo de Gas.

En la figura 4.1 se observa el comportamiento de la curva, Flujo de Calor en función del flujo de gas, suministrado a la línea de alimentación del intercambiador Gas/Gas. En esta se observa cómo el flujo de calor transferido en el intercambiador aumenta a medida que se incrementa el flujo de gas suministrado a dicha línea, como consecuencia del aumento de la transferencia de calor por convección forzada que ocurre dentro de las capas internas del intercambiador. De igual manera se observa el crecimiento de temperatura de la línea de producto 25, lo cual es de esperarse ya que

a medida que aumenta el flujo de gas de la línea de alimentación (teniendo la línea 1 flujo constante) menor será la diferencia de temperatura obtenida.

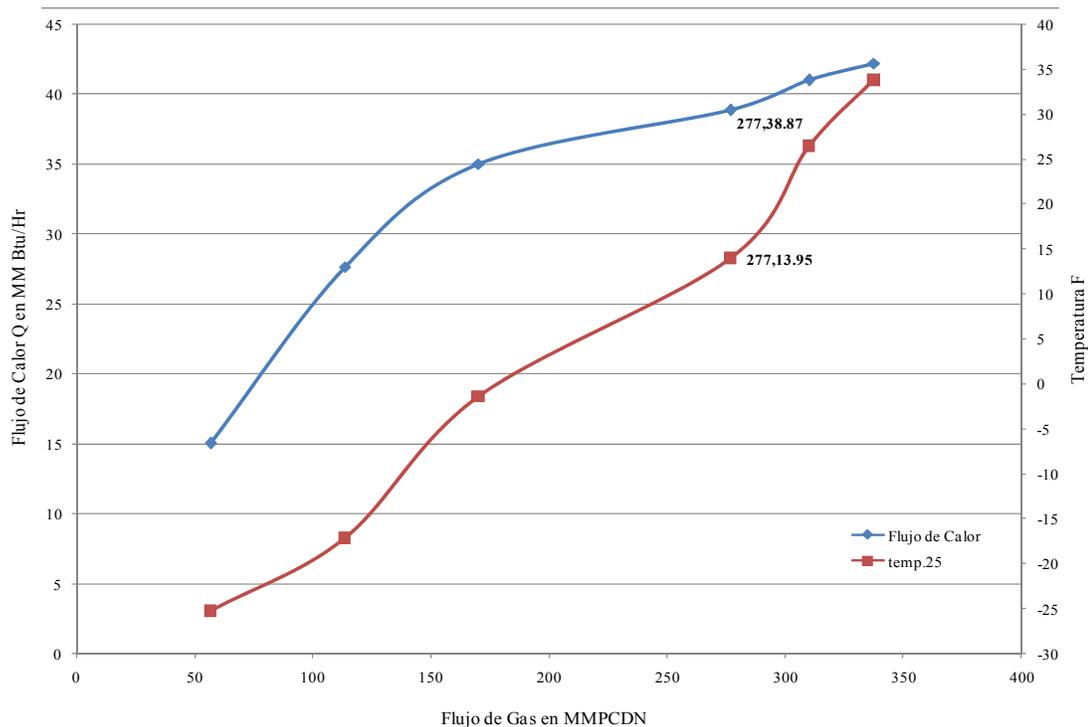


Figura 4.1. Variación del Flujo de Calor y Temperatura producto del intercambiador Gas/Gas en función del flujo de gas suministrado en la línea 23.

En la figura 4.1 se muestra el comportamiento térmico del intercambiador Gas/Gas a medida que se incrementa la cantidad de flujo suministrado en la corriente de alimentación 23; pero todo esto manteniendo las condiciones de operación constantes de la línea 1 (línea proveniente del tope de la rectificadora). Ahora bien, en la figura 4.2 se visualiza el comportamiento térmico del mismo intercambiador pero esta vez variando el flujo de la línea 1 y manteniendo constantes las condiciones de la línea 23. En esta figura se observa que de forma parecida a la figura 4.1, el flujo de calor aumenta a medida que se incrementa el flujo de gas (línea 1), lo cual podría deberse a los mismos motivos referentes a la convección forzada, pero en este caso el

valor de temperatura de la corriente de producto 25 disminuye, dado que existe mayor transferencia de calor desde la corriente fría (1-28) hacia la corriente caliente (23-25).

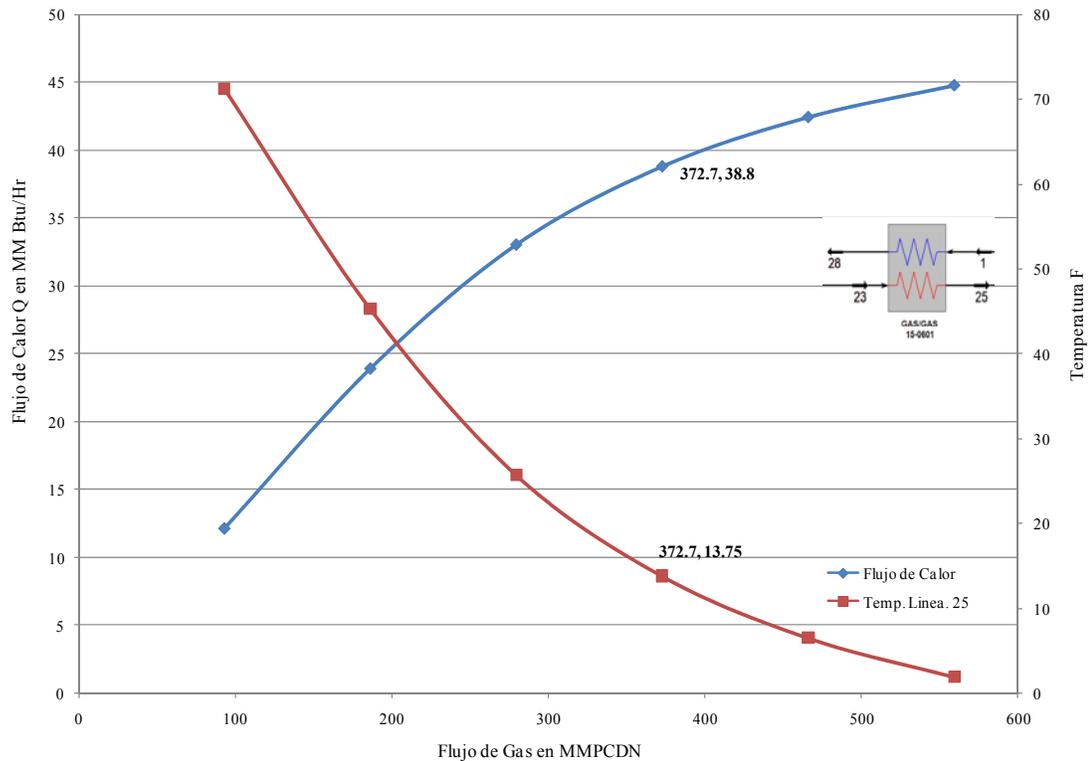


Figura 4.2. Variación del Flujo de Calor y Temperatura Producto del intercambiador Gas/Gas en función del flujo de gas suministrado de la línea 1.

Las figuras 4.3 y 4.4 muestran el comportamiento térmico del intercambiador Líquido/Gas/Líquido. Se puede observar que en gran parte, a medida que aumenta el flujo de gas de la línea 33 aumenta el valor temperatura de la corriente de producto, y por defecto aumenta el flujo de calor transferido. De igual manera se observa una zona de gran aumento de temperatura, lo cual es originado por el aumento de flujo líquido de la línea 4-1 que proviene del fondo del separador. En la figura 4.4 se visualiza a gran escala la dependencia de la temperatura de la línea 5 con respecto al flujo de gas proveniente del fondo de la rectificadora (línea 7).

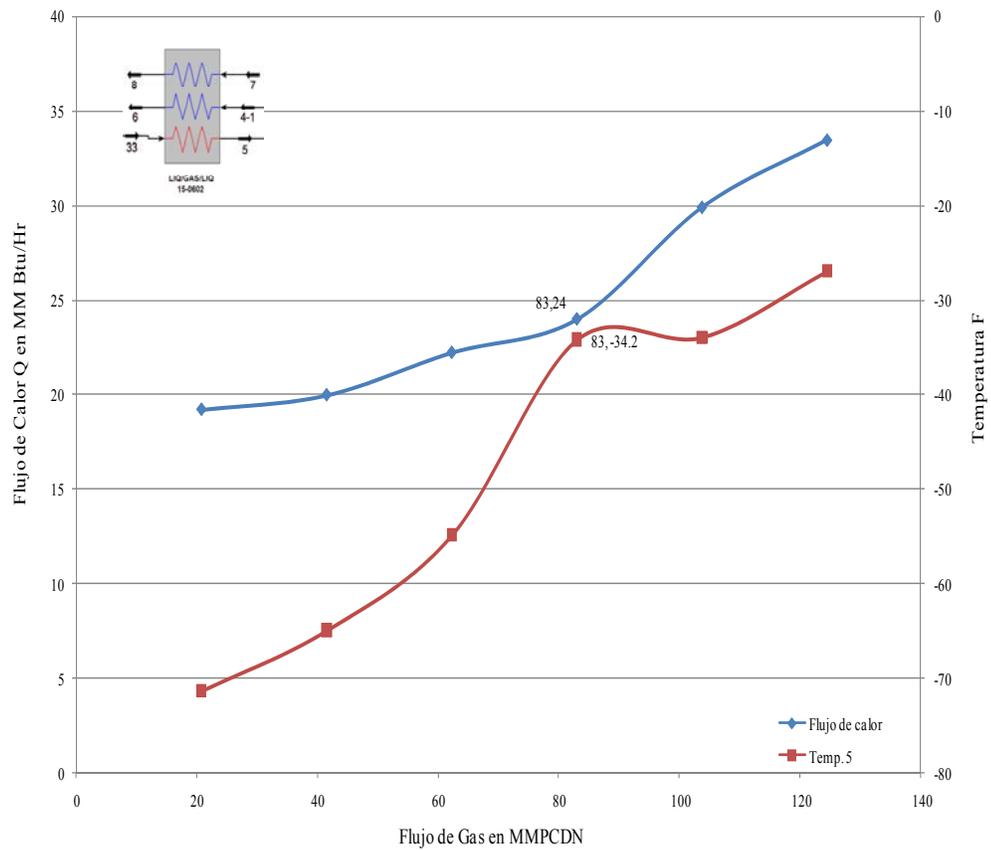


Figura 4.3. Variación del Flujo de Calor de la Temperatura 5 del Intercambiador Líquido/Gas/Líquido en función del Gas Suministrado de la Línea 33.

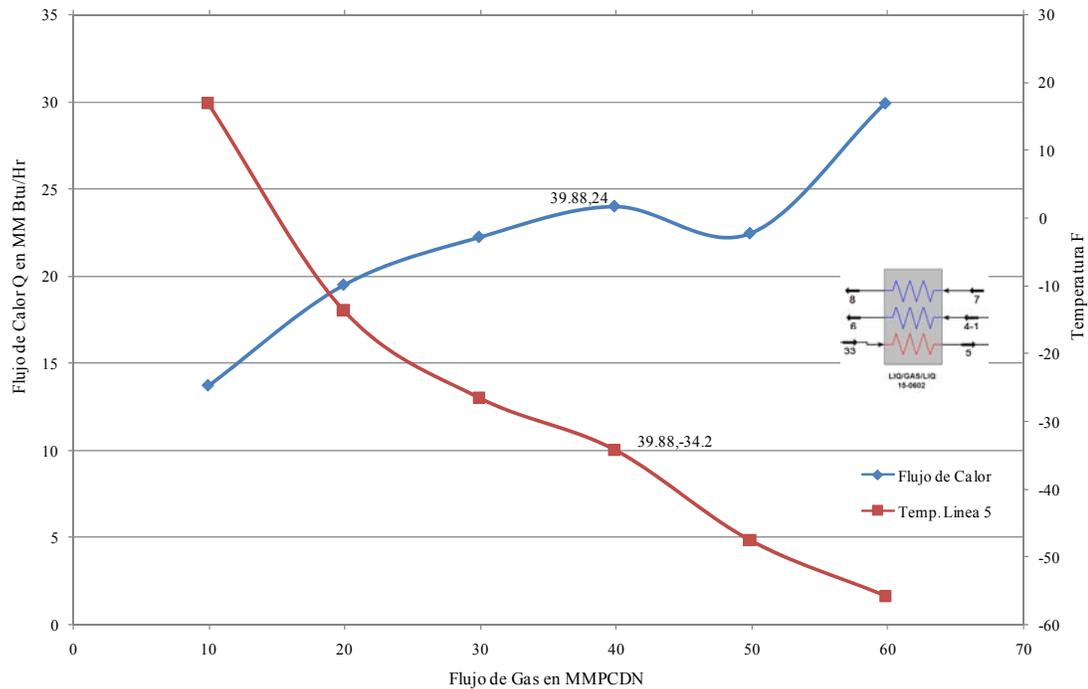


Figura 4.4. Variación del Flujo de Calor y Temperatura Producto del intercambiador Líquido/Gas/Líquido en función del flujo de gas suministrado de la línea 7

4.2.2 Análisis de la Presión de Operación y la Presión Máxima de Trabajo. Límites de Temperatura.

En los estudios realizados mediante las simulaciones estacionarias no se analiza la variación de presión en las líneas que conforman el sistema de pre-enfriamiento, ya que este es un parámetro que queda definido de forma fija como criterio de la simulación. El hecho radica en que el *software* no toma en cuenta las pérdidas de presión originadas por los medios de transporte; sin embargo, hay que considerar que en la realidad estos valores sufren ciertas variaciones, sobre todo cuando se detiene y se inicia nuevamente el sistema de pre-enfriamiento. Muchas veces estos valores sobrepasan los valores máximos de operación que recomienda el fabricante, siendo

un factor adicional que contribuye, junto con los valores fuera de rango de temperatura, al proceso de deterioro de estos equipos. En las tablas 4.1 y 4.2 se pueden observar los valores de la presión de operación en cada línea de alimentación de los intercambiador Gas/Gas y Líquido/Gas/Líquido; en ambos la presión de entrada es de 929 psia, lo cual representa el 64% de la presión máxima de operación (1450 psia). Es decir, para condiciones normales, la presión de operación no excede a la presión máxima de diseño, pero para condiciones inestables esta podría llegar a sobrepasar dicho valor permisible.

Por otra parte, también se muestran los valores de temperatura de las líneas asociadas a cada intercambiador; los valores de operación más altos fueron de 98,57 °F mientras que los más bajos estuvieron alrededor de los -77 °F, en comparación con el rango de operación que recomienda el fabricante (149 °F a -328 °F), y representan el 66% y el 23,5 % respectivamente, de lo permitido lo que indica que en condiciones estacionarias estos equipos se encuentran dentro los rangos permisibles.

4.3 Análisis de las principales variables en estado transitorio.

En la figura 4.5 se puede observar el comportamiento en operación de las principales variables asociadas al intercambiador Gas/Gas durante una parada y reinicio de planta. En esta figura se observa la caída del flujo de gas al momento cuando ocurre dicha parada, que tiende a cero en menos de 60 segundos. La caída de flujo produce un descenso rápido de temperatura en la corriente 25, lo cual coincide de forma similar con los resultados obtenidos en las simulaciones estacionarias. El descenso de la temperatura se debe a la ausencia de flujo másico en dicha corriente, que en su paso por el intercambiador genera coeficientes convectivos por debajo de lo normal, provocando la caída de temperatura. De igual manera se visualiza un diferencial aproximado de temperatura de 31°F ($\Delta T = 17,22$ °C) en menos de un minuto, tanto en la parada como en el reinicio de la planta, lo cual no corresponde

con las recomendaciones proporcionadas por el fabricante, donde el cambio de temperatura no debe sobrepasar 1 °C por minuto. Por otra parte, se muestra el comportamiento de temperatura casi constante de la corriente 23, debido a que dicha corriente se ve perturbada solo a la caída de flujo, producto de la parada de la planta, y no a los efectos de transferencia de calor que se producen en el intercambiador.

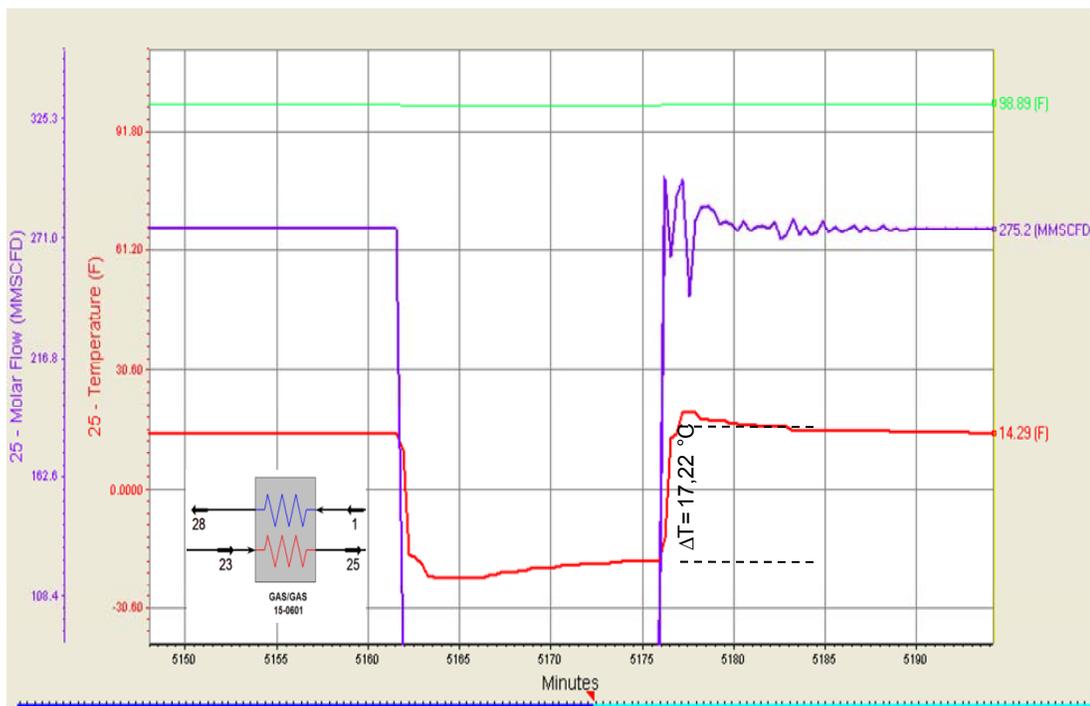


Figura 4.5. Variación del Flujo de Gas y Temperatura Producto del intercambiador Gas/Gas durante una parada y reinicio de planta.

De forma similar, la figura 4.6 muestra los valores de temperaturas y flujo másico de la corriente 5, en el intercambiador líquido/gas/líquido; en este caso se puede observar el comportamiento de la temperatura en la salida de la corriente de alimentación. Se observa un decrecimiento de temperatura al momento de producirse la parada. Por otra parte, se obtiene de los valores graficados un diferencial de

temperatura aproximado de 41 °F ($\Delta T = 17,7$ °C) por minuto, cuyo diferencial se encuentra muy alejado a los recomendados por el fabricante (1 °C por minuto).

Es de importancia destacar que la variabilidad de carga, producto de los efectos de expansión y contracción originados por los cambios bruscos de temperatura sobre los elementos dúctiles de los intercambiadores calor, producirá un efecto de fatiga sobre los materiales, el cual afecta el valor de la resistencia del material. Esto conllevará al origen de grietas y a la fractura de los elementos estructurales de dichos intercambiadores.

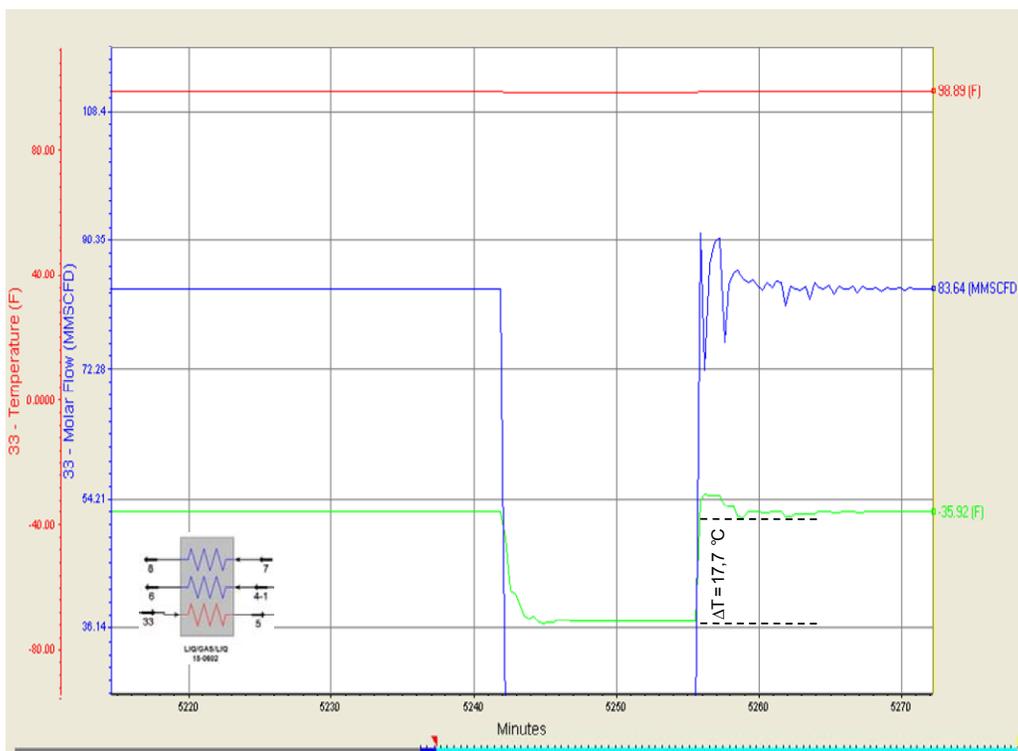


Figura 4.6. Variación del Flujo de Gas y Temperatura Producto del intercambiador Líquido/Gas/Líquido durante una parada y reinicio de planta.

4.4 Análisis del sistema de control lazo cerrado en los intercambiadores de calor

A través de las simulaciones transitorias se pudo observar el comportamiento del sistema de control lazo cerrado aplicado a cada uno de los intercambiadores. La figura 4.7 muestra la tendencia de la temperatura de salida de la línea de alimentación del intercambiador Gas/Gas (línea 23), en el momento cuando ocurre la parada de la planta. Como es de esperarse, la temperatura disminuye ya que el flujo de gas de dicha línea cae al mínimo. Para disminuir el sobre salto de temperatura el sistema de control mantiene el valor de temperatura por encima de los -20°F , obteniendo así un diferencial de $15,67^{\circ}\text{C}$ para el primer minuto de la parada. Es importante resaltar que para los minutos siguientes este diferencial se va haciendo cada vez más pequeño, lo que asegura una menor separación de la curva con respecto al valor requerido, al momento de reiniciar la planta. Como se observa en la figura 4.7, cuando se arranque la planta existe un sobre salto de la curva de temperatura que alcanza un valor de 38°F , lo cual produce un diferencial de temperatura de 33°F ($\Delta T = 18,33^{\circ}\text{C}$). Es de resaltar que el control de temperatura toma importancia al inicio del arranque la planta, ya que es cuando las corrientes toman valores más significativos en las variables y es donde se lleva un mejor control del cambio de temperatura (2°C por minuto, aproximadamente), valor que se encuentra mucho más cercano a lo que exige el fabricante del equipo (1°C por minuto).

Por otra parte, en la figura 4.8 se observa el control de temperatura de salida de la corriente de alimentación (línea 5), correspondiente al intercambiador Líquido /Gas /Líquido. En la misma se observa el decrecimiento de temperatura al momento de la parada de planta, cuyo valor es mantenido por el controlador en 3°F desde los dos minutos de la parada hasta los quince minutos estimados donde se reinicia la planta. El control de temperatura realiza un ajuste en el valor de la variable de temperatura una vez que la planta es iniciada. Es importante resaltar que en la realidad, la planta alcanza su estabilidad en un tiempo más prolongado y no como lo supone el

simulador. Esto trae como consecuencia que el diferencial de temperatura en el arranque sea menor al mostrado en la grafica. El diferencial de temperatura encontrado en dicho intervalo corresponde a 37 °F ($\Delta T = 20$ °C). De forma similar al sistema de control establecido en el intercambiador Gas/Gas, éste cumple con su función en el arranque de la planta, ya que ajusta la variable de tal forma que ayuda a disminuir los choques térmicos que conlleven al deterioro y daño de los equipos.

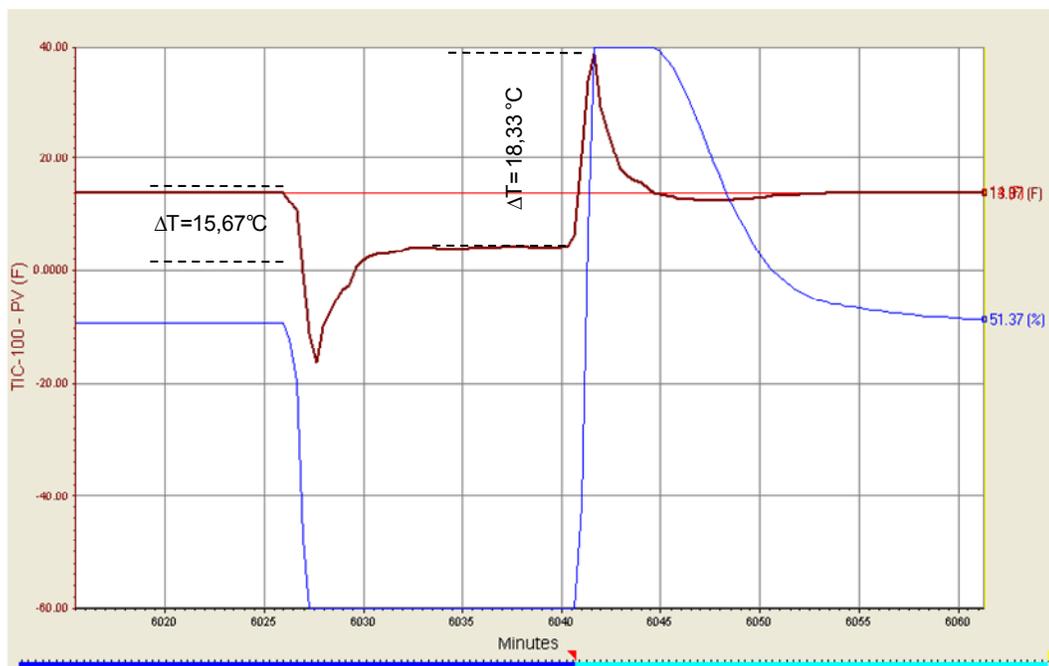


Figura 4.7. Control de temperatura de la línea 5, asociada al intercambiador Líquido/Gas/Líquido durante una parada y reinicio de planta.

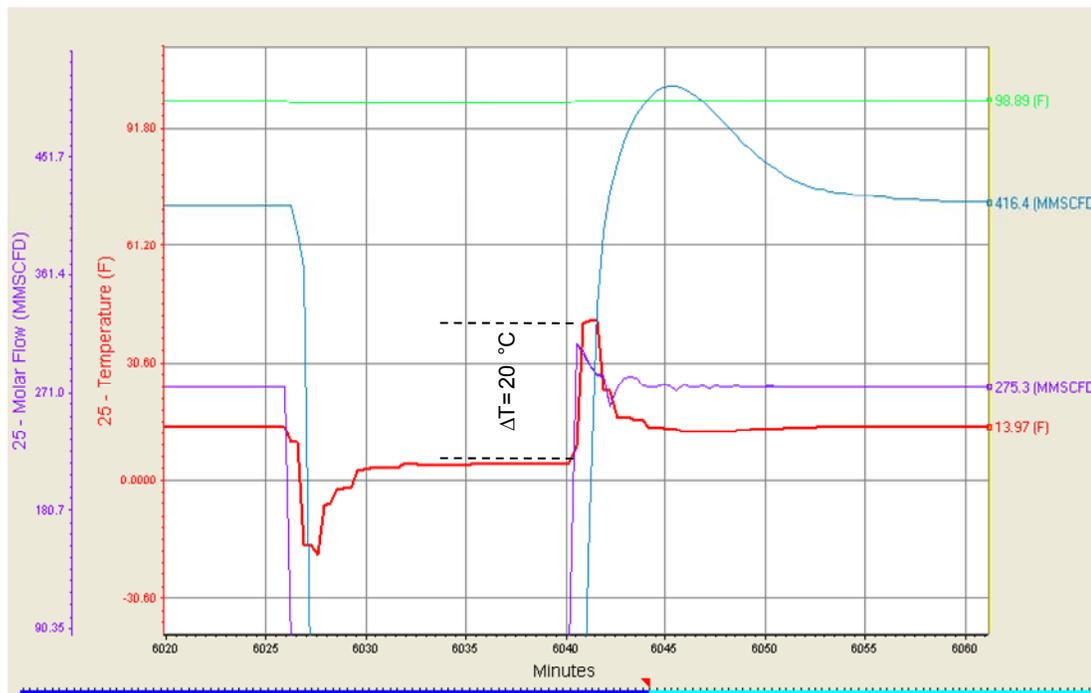


Figura 4.8. Control de temperatura de la línea 25, asociada al intercambiador Gas/Gas durante una parada y reinicio de planta.

CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

5.1. Conclusiones

1. Las condiciones reales fueron simuladas adecuadamente, ya que los resultados arrojados por las simulaciones estacionarias muestran concordancia con los valores reales de operación, con un porcentaje de error aproximado de 2%.
2. Los cambios de temperatura en los intercambiadores Gas/Gas (15-0601A) y Líquido/Gas/Líquido (15-0602/3) durante el paro de la planta, son generados por las inercias de las corrientes de proceso, las cuales debido a cambios en el flujo generan desbalances térmicos que pueden ocasionar gradientes de temperatura inferiores a -30 °F.
3. En condiciones estacionarias normales de operación los intercambiadores de calor se encuentran dentro de los rangos de temperatura y presión de diseño.
4. A través de las simulaciones estacionarias se pudo obtener el flujo de calor generado en el intercambiador Gas/Gas, el cual es de 38,83 MMBTU/Hr; este valor no sobrepasa la capacidad de diseño que es 40 MMBTU/Hr.
5. El intercambiador Líquido/Gas/Líquido se encuentra trabajando por debajo de su capacidad de diseño, es decir, el flujo de calor que arroja las simulaciones es de 24 MMBTU/Hr , donde la capacidad de diseño es de 35,2 MM BTU/Hr.

6. De los resultados de las simulaciones estacionarias se pudo concluir que en condiciones normales de operación, los intercambiadores Gas/Gas y Líquido/Gas/Líquido operan bajo su capacidad de diseño; sin embargo, la capacidad de diseño es sobrepasado cuando se generan desbalances térmicos, que provocan un incremento de las cargas y los esfuerzos dentro de la estructura de los mismos. Estas variaciones originan la falla de los equipos.
7. Mediante los resultados obtenidos en las simulaciones transitorias se pudo observar un diferencial de temperatura de 17 °C/min para el intercambiador Gas/Gas y de 40 °C/min para el intercambiador Líquido/Gas/Líquido, cuando ocurre la parada de planta, los cuales son superiores a los que recomienda el fabricante (1°C por minuto).
8. La implementación de los sistema de control de temperatura en los intercambiadores Gas/Gas (15-0602) y Líquido/Gas/Líquido (15-0603), resolvería el problema de fractura por esfuerzos térmicos, ya que se obtendría un menor salto de temperatura en las líneas de producto cuando ocurra la parada y un buen control del salto de temperatura durante los momentos iniciales del arranque o reinicio de la planta; esto reduciría considerablemente el choque por impacto térmico que daña y deteriora los equipos.

5.2. Recomendaciones

1. Disminuir el flujo de gas suministrado al intercambiador Gas/Gas (15-0602) de 277 a 227 MMPCDN, para disminuir el flujo de calor generado, este valor se encontrará por debajo de la capacidad de diseño (40 MMPCDN).
2. En caso de no contar con los sistema de control de temperatura, ajustar y graduar manualmente la apertura de las válvulas correspondientes a la línea 7

(fondo de la rectificadora) y la línea 1 (tope de la rectificadora), para disminuir el impacto térmico al momento de reiniciar la planta.

3. Disminuir gradualmente el flujo líquido proveniente del fondo del separador una vez ocurrida la parada.
4. Al momento de instalar el sistema de control de temperatura, se debe sintonizar nuevamente los parámetros de cada controlador para lograr el mejor ajuste de la variable en el tiempo más indicado.
5. Simular a través de técnicas de resolución numérica las condiciones de esfuerzo y deformación en los elementos más críticos de cada intercambiador.
6. Realizar el estudio térmico del sistema de pre-enfriamiento con la implementación de un nuevo intercambiador de calor, que aligere las cargas en los intercambiadores Gas/Gas (15-0602) y Líquido/Gas/Líquido (15-0603).

BIBLIOGRAFÍA

1. **“Manual de Operaciones”**, Planta de Extracción de LGN San Joaquín (2000).
2. Bird R, Stewart W, y Lightfoot E. **“Fenómenos de Transporte”**, 1^{ra} Edición. Editorial Reverté. España (1996).
3. Cengel, Y. **“Transferencia de Calor y Tránsito de Masa”**, Tercera Edición. Mc Graw Hill. México (2007).
4. Kern D. **“Procesos de Transferencia de Calor”**, 1^a Edición, Editorial Continental. México (1999).
5. Averous, D., et al., **“Dynamic Simulation of Brazed Plate-Fin Heat Exchangers”**. Institute National Polytechnic de Toulouse. Francia (2006).
6. Levenspiel, O. **“Flujo de Fluidos en Intercambio de Calor”**. Universidad de Oregon. Editorial Reverté. España (1993).
7. Diez, P. **“Ingeniería Térmica y de Fluidos”**. Universidad de Cantabria. España (2000).
8. ALPEMA, **“Normas de Soldadura para Intercambiadores de Calor de Placas de Aluminio”**, 1^{ra} Edición. EE.UU (1994).
9. Alfonso, O. **“Evaluación de los Intercambiadores de Calor pertenecientes al tren de proceso A, de la planta de Extracción San Joaquín”**, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Barcelona (2006).
10. Rottmann, E. **“Método para aumentar la resistencia a la corrosión en los intercambiadores de calor de aluminio”**. Solicitud de patente provisional N° 60/912034. EE.UU. (2007).
11. Campbell, E. **“Gas Conditioning and Processing”**, seventh Edition, Volumen II, USA (1994).

12. Perry, R. **“Manual del Ingeniero Químico”**, 6^{ta} Edición, Editorial McGraw-Hill, Volumen III (1999).
13. Padua, J. **“Elementos de Ingeniería de Gas”**. CEPET, Caracas (1986).
14. HYSYS. Process. **“User’s Guide”**, Hyprotech Ltd (1998).

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO**

TÍTULO	DESARROLLO DE ESTRATEGIAS DE CONTROL Y OPERACIÓN QUE EVITEN POTENCIALES DAÑOS A LOS INTERCAMBIADORES CRIOGÉNICOS POR CHOQUE TÉRMICO EN LA PLANTA DE EXTRACCIÓN SAN JOAQUÍN.
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Vanessa H. Sayeh R.	CVLAC: 16.236.042 EMAIL: vanessasayeth@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Desarrollo

Estrategias de control y operación

Daños

Intercambiadores criogénicos

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÀREA	SUBÀREA
Ingeniería y ciencias aplicadas	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

La Planta de extracción San Joaquín procesa 400 MMCND de gas de alimentación, la cual se ve afectada cuando ocurren paradas de pantas no planificadas que generan cambios bruscos de temperatura en la sección de Pre-Enfriamiento, ocasionando daños por esfuerzo térmico en los intercambiadores involucrados en este proceso, donde los intercambiadores Gas-Gas y Líquido-Gas-Líquido de esta Planta de Extracción presentan diferenciales de temperaturas de 17 °C y 40 °C respectivamente en menos en un minuto, lo cual excede las recomendaciones del fabricante donde el cambio de temperatura no debe exceder 1 °C por minuto. Para resolver este problema se planteó un sistema de control lazo cerrado en cada uno de los intercambiadores, con la finalidad de controlar las temperaturas de las corrientes de producto de la línea de alimentación a cada intercambiador al momento cuando ocurren la parada y el arranque de la planta, utilizando el programa de simulación dinámica de procesos HYSYS en estados estacionario y transitorio, donde el intercambiador Gas-Gas alcanza un diferencial de 2 °C; y para el intercambiador líquido-Gas-Líquido el diferencial es de 20 °C, los cuales proporcionan resultados satisfactorios dentro de un rango permisible de temperatura, ayudando a disminuir los choques térmicos que conllevan al deterioro y daño de los equipos.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Prof. Henry Espinoza, Dr.	ROL	CA	AS X	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL	hespinozab@hotmail.com			
	E_MAIL				
Prof. Lucas Álvarez, Ph.D.	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:				
	E_MAIL	Lalvarezm57@gmail.com			
	E_MAIL				
Prof. Luis Moreno	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	8.987.972			
	E_MAIL	luismorenog@cantv.net			
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2010	06	11
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Estrategias de control.doc	Application/msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H
I J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y
z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pre – Grado

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente – Núcleo de Anzoátegui

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo con el artículo 41 del reglamento de Trabajos de Grado: “Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizadas para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien deberá participarlo previamente al Consejo Universitario para su autorización”.

Vanessa H. Sayeh R.

AUTOR

Prof. Henry Espinoza, Dr.

TUTOR

Prof. Lucas Álvarez, Ph.D.

JURADO 1

Prof. Luis Moreno

JURADO 2

POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS