



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MÉXICO

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA**

**CENTRO DE INVESTIGACIÓN EN ENERGÍA**

Análisis Exergético de procesos que utilizan  
gas LP en una Industria de saborizantes:  
Calderas y Secadores

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE

**MAESTRA EN INGENIERÍA**

**ÁREA ENERGÍA**

**P R E S E N T A:**

Ing. Paulina Burgos Madrigal

**TUTOR:**

**DR. ROBERTO BEST Y BROWN**



Temixco, Morelos, México

2010



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

*A Dios, porque siempre me agrada el plan que tiene para mi,  
a mi madre, María Concepción, que siempre me insistió a seguir este camino,*

*a mi padre, Dr. Burgos, que siempre tiene fe en mi*

*a mi hermano José Gabino, por cuidarme en todo momento*

*a mi hermana, Andrea, mi mejor amiga y mi gran consejera*

*a Osvaldo, porque sin ti, no hubiera aprendido tanto*

# Agradecimientos

---

Al Dr. Víctor Hugo Gómez Espinoza, por compartir todo este tiempo, dedicación, conocimiento, experiencia y orientación al presente trabajo, convirtiéndose en apoyo fundamental para lograr mis objetivos. Agradezco de manera especial, de su maravillosa amistad y espero que sigamos compartiendo proyectos juntos.

Al Dr. Jorge Arredondo Andaverde, por compartir su percepción del mundo, cuidando que no solo crezca profesionalmente, sino también espiritualmente.

Al Dr. Roberto Best y Brown, por apoyar la idea y permitirme desarrollarla bajo su tutoría.

A *Givaudan de México S.A. de C.V.*, que facilitó mi acceso a sus instalaciones, e información y por lo tanto hizo posible la realización de este trabajo. Al Ing. Luis Collado, Eric Siqueiros, Gerardo de Marcos, Chuy, Ing. Herrera y Esperanza, por resolver mis miles de preguntas y acompañarme 6 meses de intensas mediciones.

Mi estimada Georgina, porque a pesar del tiempo y la distancia conservamos nuestra bonita amistad, que empezó cuando solo compartíamos un lugar de trabajo.

Hernán, que aunque perdimos el contacto, nos volvimos a encontrar después de varios años. Gracias a ti fue posible lograr la parte gráfica de esta tesis, eres un excelente diseñador gráfico, todas tus ideas siempre serán muy importantes para mi.

A mis amigos, Javier, Ernesto, Oscarito, Gerardito y Ulises, todo hubiera sido muy aburrido sin ustedes, me enseñaron lo maravilloso que es tener amigos con quien compartir los buenos y malos momentos. Afortunadamente la mayor parte de las veces son buenos.

Al Dr. Raúl Antigás, porque en esto dos años hemos compartido algo mas que una relación estricta de Doctor y paciente. Me ha acompañado desde que inicie este proyecto, alentado a que continúe y guiándome para lograr el éxito. Por cierto sus pastillas permitieron que mis horas de sueño se convirtieran en horas de estudios y cumplir los tiempos estrictos del posgrado.

# RESUMEN

---

En este trabajo se realiza un análisis exérgico a una industria mexicana de saborizantes que utiliza gas licuado de petróleo (gas LP) como energía primaria en sus equipos para cumplir con su producción en el mercado.

El análisis utiliza un método propuesto que cuantifica la eficiencia por medio de indicadores exérgicos. Al aplicarlo se asume el caso de estudio (equipo, sistema o proceso) como un bloque que tiene interacciones con los alrededores de tres maneras distintas: calor, trabajo y transferencia de masa. Los bloques analizados fueron las calderas, el oxidador, los secadores, los destiladores y los extractores de la planta.

Los indicadores exérgicos cuantifican la degradación de la energía al determinar el alejamiento entre la operación real del bloque y la operación máxima que podría obtenerse desde el punto de vista de segunda ley. Estos indicadores son: pérdidas de exergía, eficiencia, efectividad, rendimiento y potencial de mejoramiento.

Se obtuvo que el indicador de la efectividad y rendimiento en todos los bloques analizados es muy cercana a cero, esto significa que los equipos están utilizando una fuente de exergía alta para realizar su función y además en gran cantidad.

# NOMENCLATURA

---

## Símbolos latinos

<i>s</i>	
<i>Efl</i>	pérdidas efluentes de exergía
<i>Ex</i>	exergía
<i>H</i>	entalpía
<i>S</i>	entropía
<i>T</i>	temperatura
<i>F</i>	Flujo másico
<i>Q</i>	Calor
<i>P</i>	presión
<i>PC</i>	Poder calorífico
<i>Irr</i>	Irreversibilidades
<i>n</i>	Número de moles
<i>Pot</i>	Potencial de mejoramiento
<i>R</i>	Constante del gas ideal
<i>W</i>	Trabajo
<i>X</i>	Fracción molar
<i>g</i>	gramos

## Símbolos Griegos

$\eta$	Eficiencia
$\varepsilon$	Efectividad
$\zeta$	Rendimiento
$\varphi$	factor de corrección
$\Delta$	Diferencial

## Subíndices

<i>ntp</i>	neta total producida
<i>nts</i>	neta total suministrada
<i>tte</i>	total de entrada
<i>tts</i>	total de salida
0	referencia, estado muerto
<i>fla</i>	flama
<i>s</i>	sustancial
<i>u</i>	útil generado en el equipo
<i>f</i>	física
<i>q</i>	química
<i>i</i>	componente
<i>ex</i>	exergico
<i>ter</i>	térmica
<i>comb</i>	combustible

# ÍNDICE

---

Pags

## Capítulo I. Antecedentes generales

1.1 Introducción	1
1.2 Justificación	2
1.3 Objetivo general	5
1.3.1 Objetivos particulares	5
1.4 Estructura del trabajo	6
1.5 Estudios energéticos	7
1.6 Industria Alimentaria	9

## Capítulo II. Descripción de la empresa y sus procesos

2.1 Historia de la empresa	13
2.2 Estructura de la empresa	13
2.3 Características de la producción	14
2.4 Descripción detallada del proceso	14
2.4.1 Básicos: Destilación	15
2.4.2 Básicos: Extracción	18
2.4.3 Líquidos: Mezclas líquidas	21
2.4.4 Líquidos: Emulsiones	23
2.4.5 Sabores polvos	24
2.5 Análisis de los consumos de energéticos de la planta	28
2.5.1 Comportamiento de la producción de la planta	28
2.5.2 Consumo de gas LP	31
2.5.3 Consumo de electricidad	39

## Capítulo III. Metodología de Análisis Exérgico

3.1 Introducción	41
3.2 Exergia	42
3.3 Método de análisis exérgico	43
3.3.1 Indicadores exérgicos	43
3.3.1.1 Pérdidas de exergia	43
3.3.1.2 Eficiencia	44
3.3.1.3 Efectividad	44
3.3.1.4. Rendimiento	45
3.3.1.5 Potencial de mejoramiento	45

3.3.2 Aplicación del Método de Exergía	46
3.4 Método Integral	46
3.4.1 Calderas	47
3.4.2 Oxidador Térmico	51
3.4.3 Destiladores	53
3.4.4 Secadores	57
3.4.5 Extractores	60

## **Capítulo IV. Análisis de Resultados**

4.1 Calderas	65
4.2 Oxidador	66
4.3 Secadores	68
4.4 Destiladores	69
4.5 Extractores	71
4.6 Análisis del comportamiento de todos los bloques	72

## **Capítulo V. Conclusiones y Recomendaciones**

5.1 Conclusiones	81
5.2 Recomendaciones	83

### **Anexo I**

85

### **Anexo II**

95

### **Anexo III**

105

### **Bibliografía**

112

# CAPÍTULO I

---

## 1. Antecedentes generales

### 1.1 Introducción

La energía es crucial para el desarrollo económico del país, a mayor desarrollo, es mayor el consumo per cápita de energía. Ahorrar energía es un paso importante que deben dar todas las industrias para enfrentar la competitividad.

El sector industrial es el segundo de los sectores con mayor consumo de energía, por lo tanto, es donde existen grandes posibilidades para implementar programas integrales de ahorro basados en un uso racional de energía.

La situación energética global de nuestro país no ha evolucionado en los últimos años, debido entre muchas causas a una ausencia de estrategias operativas para modificar nuestro patrón de consumo energético [1,2].

Actualmente se han iniciado diversas acciones tanto en el sector público como en el privado para utilizar de la manera más adecuada la energía, evitando su desperdicio, sin embargo, a pesar de los esfuerzos realizados en la materia el país continúa usando ineficientemente la energía, herencia de un pasado en el que esta tenía poco valor económico y estratégico.

El medio industrial es muy sensible a las variaciones de los precios de la energía, por consiguiente adaptan rápidamente sus medidas de producción al consumo energético, priorizando el ahorro y uso eficiente de energía, tanto por razones operativas como por la ventaja directa en los costos. Estos esfuerzos fueron vistos en la mayoría de los países industrializados y en algunos países en desarrollo como consecuencia de la alza en los precios de los hidrocarburos en 1973, tratando de disminuir el consumo de los combustibles fósiles.

El factor económico no es la única razón para lograr el uso eficiente de la energía en los distintos sectores del país, también el impacto ambiental negativo, resultado de un mal uso y desperdicio de esta. El hecho de estar quemando un combustible fósil se emiten gases de combustión que contaminan el ambiente, causan enfermedades respiratorias, producen el efecto de invernadero y contribuyen al calentamiento global.

### 1.2 Justificación

La situación económica actual de México enfrenta grandes retos vinculados principalmente a la desaceleración de la economía de los Estados Unidos de América. Esta situación tuvo un impacto importante en la oferta y demanda de energía.

En el *Balance de Energía 2009* [2] se presenta que la producción de energía en el país tuvo un ligero retroceso de 0.2 % en el 2008, debido a que la producción de carbón, petróleo, condensados, bagazo de caña y leña registró una caída. La baja en la producción de crudo implicó que México perdiera una posición dentro de los principales países productores de petróleo, ubicándose ahora en el séptimo lugar.

El consumo nacional de energía en el 2008 presento un aumento de 3.5 % de lo registrado en el 2007. El consumo eléctrico abarco más de la mitad de dicho consumo. De la Tabla 1.1 se obtuvo que el consumo aumenta en promedio 2.35 % cada año.

**Tabla 1.1 Promedio anual del aumento del consumo de energía**

Año	Consumo (PJ)	Relación (%)
1998	6,509.72	-
1999	6,596.04	1.30
2000	6,925.32	3.90
2001	6,868.37	-0.83
2002	6,803.50	-0.95
2003	7,055.49	3.57
2004	7,392.23	4.55
2005	7,753.25	3.50
2006	8,034.58	2.47
2007	8,238.62	3.70
2008	8,555.24	-

Los requerimientos de energía de un sector a otro varían, dependiendo de las actividades que realizan. El consumo por sector registró los porcentajes mostrados en la Tabla 1.2.

**Tabla 1.2. Consumo energético por sector en el 2009**

Sector	Porcentaje (%)
Transporte	50.4
Industria	27.9
Habitación	15.6
Comercios y servicios	3.1
Agricultura	3

El consumo en el transporte, hogar y comercial registró un crecimiento de 12.4%, 15.6% y 3.1% respectivamente. Solo el consumo del sector industrial presentó un retroceso de 2.0%, debido a la disminución de la producción resultado de la desaceleración importante que sufrió la economía mundial.

El Balance Energético analiza las ramas más intensivas en el 2009 que aportaron el 68% del consumo total del sector industrial, constituido por: petroquímica Pemex, siderurgia, química, azúcar, cemento, minería, celulosa y papel, vidrio, cerveza y malta, fertilizantes, automotriz, aguas envasadas, construcción, hule, aluminio, tabaco y otras ramas. En la Tabla 1.3 se observa que las que mayor demandan energía son la petroquímica, siderurgia y cementera.

La industria química abarca la industria de alimentos que se ocupa de la extracción y procesamiento de las materias primas, naturales y sintéticas, transformándolas en otras sustancias con características diferentes de las que tenían originalmente. En la Tabla 1.4 se presenta el consumo de la industria química de cada uno de los combustibles, donde el gas seco y la electricidad son los más utilizados.

En el caso del gas LP, México presenta una fuerte y creciente demanda interna para consumo no solo industrial, también domésticos y comercial, por tal motivo es importador de forma significativa de Estados Unidos, en promedio 35 millones de barriles diarios, al no existe la tecnología para el mejoramiento de la producción de gas LP.

Por lo descrito anteriormente, es necesario realizar estudios detallados que ofrezcan alternativas para detectar equipos y procesos ineficientes que al solucionarlos, disminuyan el consumo de la fuente energética utilizada.

Tabla 1.3 Consumo de energía por tipo de industria

Tipo de Industria	Porcentaje de consumo
Petroquímica de Pemex	2.1
Siderurgia	20.4
Química	7.6
Azúcar	7.7
Cemento	11.2
Minería	5.7
Celulosa y papel	3.9
Vidrio	4.1
Cerveza y Malta	1.5
Fertilizantes	0.3
Automotriz	0.8
Aguas envasadas	1.0
Construcción	0.9
Hule	0.6
Aluminio	0.3
Tabaco	0.0
Otras ramas	32.0

Tabla 1.4 Consumo de combustibles utilizados en la industria química

Combustible	Petajoules (PJ)
Coque de petróleo	13.97
Gas LP	0.82
Diesel	5.37
Combustóleo	9.39
Gas seco	54.08
Electricidad	18.78

### 1.3 Objetivo general

Realizar un análisis por segunda ley de la termodinámica que permita conocer la eficiencia en la que se utiliza el gas licuado de petróleo (gas LP) en una industria de saborizantes.

#### 1.3.1 Objetivos particulares

Para lograr el objetivo general tendrán que alcanzarse los siguientes tres objetivos particulares.

Analizar los consumos de gas LP y energéticos en el sector Industrial mexicano.

Realizar un análisis histórico del consumo del gas LP en la industria de saborizantes seleccionada.

Registrar condiciones de operación en los equipos analizados para determinar si son los adecuados para lograr óptimas eficiencias.

Conocer el grado de eficiencia de operación de los procesos que utilizan gas LP como combustible.

### 1.4 Estructura del trabajo

En esta tesis se presenta el análisis exérgico de una planta de saborizantes en México que utiliza como fuente primaria de combustible el gas LP. La tesis cual esta estructurada en cinco capítulos.

En este Capítulo se explican los diferentes tipos de estudios energéticos y las características de los procesos de la industria alimentaria.

En el Capítulo II describe la organización de la planta industrial y sus diagramas de operación, además de mostrar un análisis de sus consumos de gas LP y electricidad, energía requerida para la obtención de sus productos.

El Capítulo III expone detalladamente en que consiste un análisis exérgico, como se implementa el método en el caso de estudio, y por último las consideraciones y valores para realizar los cálculos necesarios.

En el Capítulo IV se discuten los resultados obtenidos de la aplicación del método de análisis exérgico a los cinco diferentes tipos de equipos de la planta industrial.

Finalmente en el Capítulo V se presentan las conclusiones del comportamiento de los equipos analizados, y se aportan las recomendaciones más importantes para el caso de estudio.

### 1.5 Estudios energéticos

El uso eficiente de energía en el sector industrial puede ser logrado por diversos caminos, como son los estudios energéticos, también conocidos como auditorías energéticas o diagnósticos energéticos y posteriormente la implementación de programas integrales de ahorro de energía, tratando de resolver dos problemas importantes: la falta de información sobre el uso de la energía en los procesos industriales y el uso de tecnologías energéticamente ineficientes.

Los métodos de análisis energéticos permiten evaluar el uso de la energía involucrada en un proceso productivo para determinar ineficiencias energéticas en el equipo, sistema, proceso o planta y establecer comparaciones energéticas entre los diferentes equipos, sistemas, procesos y productos.

Para conocer los puntos críticos particulares de cada industria puede profundizarse en el estudio energético tanto como sea necesario, recabando la información requerida en los tres distintos niveles de estudios.

#### Estudio energético de primer nivel

Consiste en analizar el consumo de energía global de la planta que incluye los energéticos como gas, diesel, electricidad, entre otros, así como de los registros de operación y mantenimiento que rutinariamente se llevan a cabo y la inspección visual para identificar oportunidades obvias de ahorro. Las medidas correctivas originadas en estos estudios son sobre el mantenimiento y la actitud del personal de la planta, por lo tanto involucran una inversión mínima y pueden implementarse de manera inmediata [3,4].

#### Estudio energético de segundo nivel

Provee información de los consumos de energía por áreas funcionales y requiere un análisis más detallado de los registros históricos de las condiciones de operación de los equipos, lo que incluye la información sobre volúmenes manejados o procesados y consumos específicos de energía, esta información obtenida se compara con las especificaciones de diseño para obtener las variaciones de eficiencia. Estos estudios también involucran la realización de actividades como la verificación de la instrumentación y la toma de datos en campo, para la determinación de parámetros energéticos básicos como la eficiencia de equipos, sistemas o procesos. La inversión requerida para la implementación de las propuestas es más importante y su realización es a mediano plazo [3,4].

### Estudio energético de tercer nivel

Realiza balances de energía detallado de equipos, sistemas y procesos. Permite obtener información precisa y comprensible de los consumos y de las pérdidas de energía en los equipos, sistemas y procesos, se caracteriza por requerir instrumentación especializada para el registro de los datos necesarios para realizar un análisis exhaustivo de las condiciones de operación y las de diseño.

Este nivel de estudio, tiene como finalidad encontrar respuesta a siguientes dos preguntas:

- a) ¿Dónde y cómo se degrada la energía en el equipo, sistema, proceso o industria?
- b) ¿De qué manera puede reducirse la degradación de la energía?

Las recomendaciones derivadas de estos estudios van dirigidas a la ingeniería y al principio de funcionamiento del equipo, sistema o proceso, incluso en el cambio de tecnologías utilizadas de aplicación a mediano y largo plazo [3,4].

Un objetivo fundamental del estudio de tercer nivel es la adecuación de la fuente energética al uso particular de la operación. La exergía está relacionada a la calidad y utilidad de una fuente energética, por lo tanto el análisis de exergía es particularmente útil cuando se intenta detectar equipos, sistemas o procesos en los cuales se están empleando fuentes de energía de calidad innecesariamente alta para el fin deseado, en estos casos se originan grandes pérdidas de exergía.

La exergía se define como la medida de la calidad de la energía contenida y de su alejamiento con respecto al medio que lo rodea, obtenida de la diferencia de entalpías menos la temperatura ambiente que multiplica la diferencia de entropías. En términos técnicos la exergía es una propiedad termodinámica de un equipo, sistema o proceso cuyo valor es igual al trabajo máximo que puede obtenerse de dicho equipo, sistema o proceso como resultado de sus condiciones de temperatura, presión composición, velocidad, etc., con respecto a un sistema de referencia especificado [5].

### 1.6 Industria Alimentaria

Se encarga de la elaboración, transformación, preparación, conservación y envasado de los alimentos para consumo humano y animal. Su importancia se debe al impacto en la alimentación cotidiana al aumentar el número de alimentos disponibles en la dieta.

Las variantes de productos pueden clasificarse de diversas maneras, la más utilizada es la que involucra solo las características de los alimentos:

- Gases: Dispersantes de materia sólida o líquida.
- Líquidos: Sodas, leche, cerveza, vino, etc.
- Pastosos: Requesón, embutido, queso fundido, etc.
- Granel: Azúcar, harina, etc.
- Unidades: Pan, galletas, etc.
- Con forma determinada: Rollos de masa, hojas de tabaco, cordón de caramelo, etc. [6].

Existe una gran diversidad de industrias en el sector alimentario y los procesos de fabricación involucrados en estas industrias pueden clasificarse en: elaboración, extracción de propiedades, envasado y la conservación de los alimentos. En estos procesos, pueden participar varias operaciones unitarias como son: separación, mezclado, moldeado, dosificación, transporte y ordenamiento [6].

A continuación se presenta una breve explicación de los procesos y las distintas operaciones unitarias mencionadas en el párrafo anterior.

**Elaboración:** Se refiere a la transformación inicial del alimento crudo para la obtención de un producto distinto, generalmente más adecuado para su ingesta. Algunos ejemplos de estas transformaciones son la cocción, destilación, secado, fermentación, etc.

**Extracción:** Es un procedimiento de separación de una sustancia que puede disolverse en dos sustancias no miscibles entre sí. Algunos alimentos necesitan de este proceso como las pulpas de las frutas. Para realizar la extracción puede ser mediante diversas actividades como la trituración, machacado o molienda, así como mediante el secado, filtrado y el empleo de disolventes.

**Envasado:** Es el proceso de contener los alimentos en recipientes mejor conocidos como envases. Este puede ser de diversos materiales dependiendo de la naturaleza, grado de procesamiento y tipo de alimento. El transporte y distribución de alimentos requiere de embalajes que unifiquen y protejan los

productos para minimizar las pérdidas y que lleguen a su destino sin detrimento de la calidad. Se divide en cinco sectores importantes que corresponden a los materiales utilizados para su fabricación: madera, metal, papel y cartón, plásticos y vidrio.

**Conservación:** Tiene el objeto de interrumpir la actividad microbiana y prologar la vida útil de los alimentos por largos períodos de tiempo, manteniendo sus propiedades organolépticas, morfológicas y nutritivas. Para ello las operaciones unitarias más utilizados son: esterilización, ionización, concentración, filtración, encurtido, adición de conservadores, enlatado y empaquetado y/o envasado aséptico [6].

El enfoque de este tipo de industria es la intensificación de la producción lo que significa incrementar la velocidad de procesado, para asegurar la calidad de los productos terminados, por el limitado tiempo de conservación de las materias primas que pierden sus características con rapidez.

La demanda de energía se cubre en su mayor parte, utilizando combustibles fósiles, que son materiales capaces de liberar energía por medio de la combustión, esta característica es llamada poder calorífico. Existen tres tipos de combustibles: los sólidos, líquidos y gaseosos. Los sólidos como el carbón y la madera, los líquidos como la gasolina, diesel, combustóleo, queroseno y gasóleo, y los gaseosos que incluyen el gas natural, el gas Licuado de Petróleo (gas LP), metano, entre otros. Los combustibles utilizados en la industria son los líquidos y gaseosos, por ser más fáciles de quemar, almacenar y transportar, en cambio los combustibles sólidos son más utilizados en actividades como la agricultura y los hogares.

En particular la industria de alimentos, las operaciones de separación son las más comunes, donde se aprovechan las propiedades físicas de las sustancias, como son: el punto de fusión, punto de ebullición, solubilidad, etc., para lo cual se necesitan condiciones especiales de temperatura, por ejemplo la destilación; donde es necesario aplicar calor para alcanzar la temperatura óptima de ebullición de la sustancia que se desea separar, el lavado de los equipos con agua caliente y vapor, el envasado; el cual debe realizarse en condiciones de altas temperatura y presión.

En la planta se abastece la necesidad de vapor del proceso generando calor de la caldera, la cual utiliza combustibles fósiles líquidos o gaseosos.

El secado, en cambio debe quemar un combustible líquido o gaseoso para calentar lo suficiente la corriente de aire que evaporará el agua de la mezcla en proceso. La refrigeración, el mezclado y el filtrado necesitan energía eléctrica para llevarse a cabo, ya que se utilizan motores y bombas de recirculación, por mencionar algunos equipos necesarios para su funcionamiento.



# CAPÍTULO II

---

## 2. Descripción de la empresa y sus procesos

En este capítulo se describirá la organización de la planta industrial para cumplir con la demanda del mercado y las expectativas de los clientes. También se mostrará un análisis de sus consumos de gas LP y electricidad.

### 2.1 Historia de la empresa

El caso de estudio para la realización de este trabajo de tesis es una industria ubicada en el estado de Morelos, México enfocada al desarrollo, elaboración y venta de nuevas fragancias y sabores.

La compañía fue creada en 1796 comenzando como una perfumería en Vernier, Suiza, lugar que se convirtió años después en la sede del corporativo. Cuenta con presencia mundial en 38 países, entre ellos Estados Unidos, Canadá, México y Brasil. Además de 23 centros de creación de fragancias y 37 centros de creación de sabores. En nuestro país se iniciaron operaciones en agosto de 1982 y ahora existen instalaciones importantes enfocadas a vender, crear y producir fragancias en Querétaro y el Distrito Federal, mientras que la creación, aplicación, producción y ventas de sabores se realiza en el estado de Morelos.

Las actividades de la planta industrial del estado de Morelos son la elaboración de saborizantes, aditivos para alimentos y bebidas de consumo humano, obtenidos a partir de materias primas naturales. Cuentan con una gama amplia de productos que incluyen jarabe para refrescos, zumo de fruta, lácteos como helados y yogures, salado como condimentos para carne y pollo, entre otros.

### 2.2 Estructura de la empresa

La empresa cuenta con diversos departamentos para lograr la creación, aplicación, producción y venta de sabores, siendo los siguientes: Almacén de materias primas y producto terminado, dos cámaras frigoríficas, el departamento de mantenimiento, los laboratorios de calidad, los laboratorios de investigación y desarrollo de nuevos sabores, el departamento de compras, y los servicios de comedor, vestidores, lavandería y sanitarios. En estas instalaciones trabajan 260 empleados, de los

cuales 85 son operativos en planta divididos en tres turnos laborales de ocho horas, para abarcar las 24 horas del día.

### 2.3 Características de la producción

El departamento de producción está organizado para trabajar por lotes calendarizados por el departamento administrativo de planeación. El departamento de producción para facilitar su operación esta dividido en tres áreas:

- ✓ *Básicos*: Esta sección realiza dos operaciones unitarias distintas, la primera es la destilación de aceites esenciales donde se obtienen concentrado de terpenos de naranja. La segunda es extracción con solventes donde el producto final es el concentrado de la sustancia de interés.
- ✓ *Sabores líquidos*: Aquí se realizan mezclas de diversas materias primas en estado líquido para crear la formulación deseada. Dependiendo de la sustancia de la que se trate, dicha formulación puede ser el producto final que se envasa y se entrega al cliente, o ser un subproducto necesario que será mezclado con otras sustancias para obtener otro producto.
- ✓ *Sabores polvos*: Para la obtención de polvos se transforma un líquido en material sólido utilizando el principio de secado de aspersion.

### 2.4 Descripción detallada del proceso

El inicio del proceso se lleva a cabo en el departamento de servicio al cliente, donde se reciben los pedidos de los clientes y son enviados a planeación, que es el departamento que verifica la factibilidad del pedido, en cuenta a la disposición de la materia prima, de los tiempos y del equipo necesario para realizarlo, posteriormente se estima una fecha de entrega que es aprobada o rechazada por el cliente, cuando es aceptada, el departamento de producción recibe una orden de trabajo para la realización del pedido.

El material necesario para satisfacer la orden generada es tomado del almacén de materias primas y dependiendo del tipo de materia (polvos, líquidos, sustancias en refrigeración o congelación y empaques) es la ubicación.

El departamento de calidad, antes de iniciar cualquier proceso, muestrea la materia prima para verificar que se cumplan los estándares necesarios de los parámetros fisicoquímicos. De la misma forma cuando el producto está terminado se muestrea antes de ser entregado al cliente.

#### 2.4.1 Básicos: Destilación

La destilación consiste en separar mediante calor, diferentes componentes de una mezcla, aprovechando los diferentes puntos de ebullición de cada sustancia a separar. En básicos se utiliza para distintos fines, en algunos productos es para recuperar el extracto y usarlo nuevamente, para concentrar un extracto no miscible en el agua o solo para separar fracciones o sustancias de una mezcla original.

Para realizar las operaciones de destilación el área de básicos cuenta con ocho destiladores de diferentes capacidades, los cuales se presentan en la Tabla 2.1.

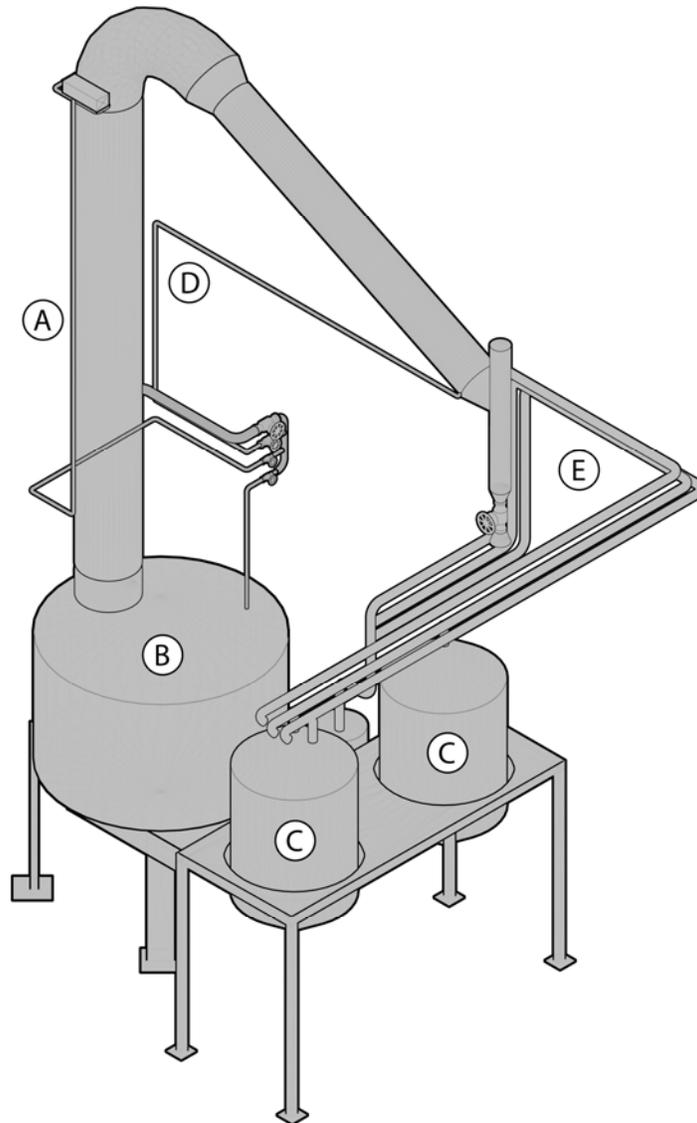
**Tabla 2.1. Capacidad de los destiladores**

Identificación	Capacidad (*l)
A-001	700
A-004	70
A-005	120
A-006	7570
A-008	2839
A-009	1900
A-011	600
A-012	568

\*l: litros

**Características de operación de básicos: destilación**

Los destiladores están constituidos por un tanque enchaquetado que permite enfriar o calentar la mezcla según lo requiera el producto a obtener, una columna de destilación, un condensador y un tanque receptor del destilado, como se muestra en la siguiente Figura:



**Figura 2.1** Esquema de una torre de destilación. A) Columna de destilación, B) Tanque enchaquetado, C) Tanque receptor, D) Tubería de agua fría y E) Condensador.

### BÁSICOS: Destilación

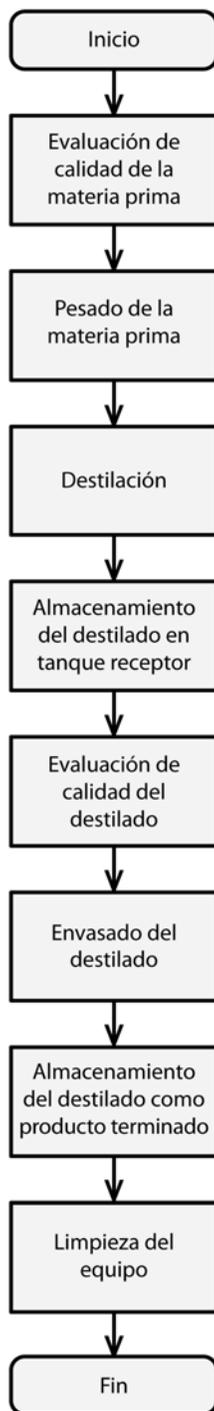


Figura 2.2. Diagrama de bloques de la materia prima en la operación de destilación

En la Figura 2.2, se muestra el diagrama de flujo del proceso de destilación. Cuando la calidad de la materia es aprobada por el laboratorio, se pesa la cantidad de mezcla que será procesada y se agrega en el tanque de la columna de destilación. El vapor proveniente de la caldera pasa por la chaqueta del tanque y aumenta la temperatura de la mezcla que contiene dentro, los componentes más volátiles se evaporan recorriendo la torre de destilación para finalmente pasar por el condensador y ser separados en el tanque de recepción. En algunas torres de destilación se utiliza presión de vacío lo cual permite destilar a temperaturas entre 60 y 80 °C. Los parámetros que son controlados son: la temperatura del reactor, la temperatura de la columna de destilación, la presión de vacío cuando el proceso la utiliza y la presión del tanque enchaquetado del destilador. Cuando el producto está terminado es muestreado por el departamento de calidad, envasado y entregado al cliente, se procura que el producto final se entregue rápidamente y no se almacene por períodos prolongados de tiempo, permitiendo que el cliente pueda manipularlo sin vencer la fecha de caducidad. Finalmente antes de utilizar nuevamente los equipos, estos deben lavarse.

#### 2.4.2 Básicos: Extracción

La extracción separa una sustancia que puede disolverse en dos solventes no miscibles entre sí que están en contacto. Para realizar esta operación la planta cuenta con cuatro extractores de diferentes capacidades, que se presentan en la Tabla 2.2.

**Tabla 2.2. Capacidad de los extractores**

Identificación	Capacidad (*l)
A-103	2734
A-104	2734
A-106	7570
A-107	7570

\*l: litros

### *Características de operación de básicos: extracción*

Los extractores A-103 y A-104, trabajan en la mayoría de los procesos conjuntamente para obtener el mismo producto, al igual que los extractores A-106 y A-107. Estos equipos, son de acero inoxidable, cuentan con un tanque enchaquetado, un sistema de inyección y un sistema de recirculación del líquido, son sistemas cerrados. Para estos equipos no fue posible obtener un esquema que nos permita visualizarlo, pero son similares a las torres de destilación sin columna.

En el diagrama de flujo de la de extracción de la Figura 2.3, el proceso se inicia con la evaluación de calidad de la materia prima y el pesado de la misma para ser agregada al tanque enchaquetado, esta puede ser jamaica, café, cocoa, cacao, entre otros. Una tela con una apertura de fina malla hace la función de filtro, se agrega el solvente a la temperatura que requiere el producto y posteriormente se deja recircular el tiempo estipulado. Cuando se ha concentrado el líquido lo suficiente es retirado por un sistema de inyección a tanques portátiles, se toman las muestras correspondientes para el laboratorio de calidad, si es necesario se ingresa en la cámara de enfriamiento y finalmente es envasado. El bagazo que se genera es recolectado y se destina para realizar composta, además si las características de calidad lo permiten, el solvente es recuperado por destilación y utilizado nuevamente.

Al término de los procesos realizados los equipos de básicos son lavados con agua caliente y vapor, para evitar la contaminación del proceso siguiente.

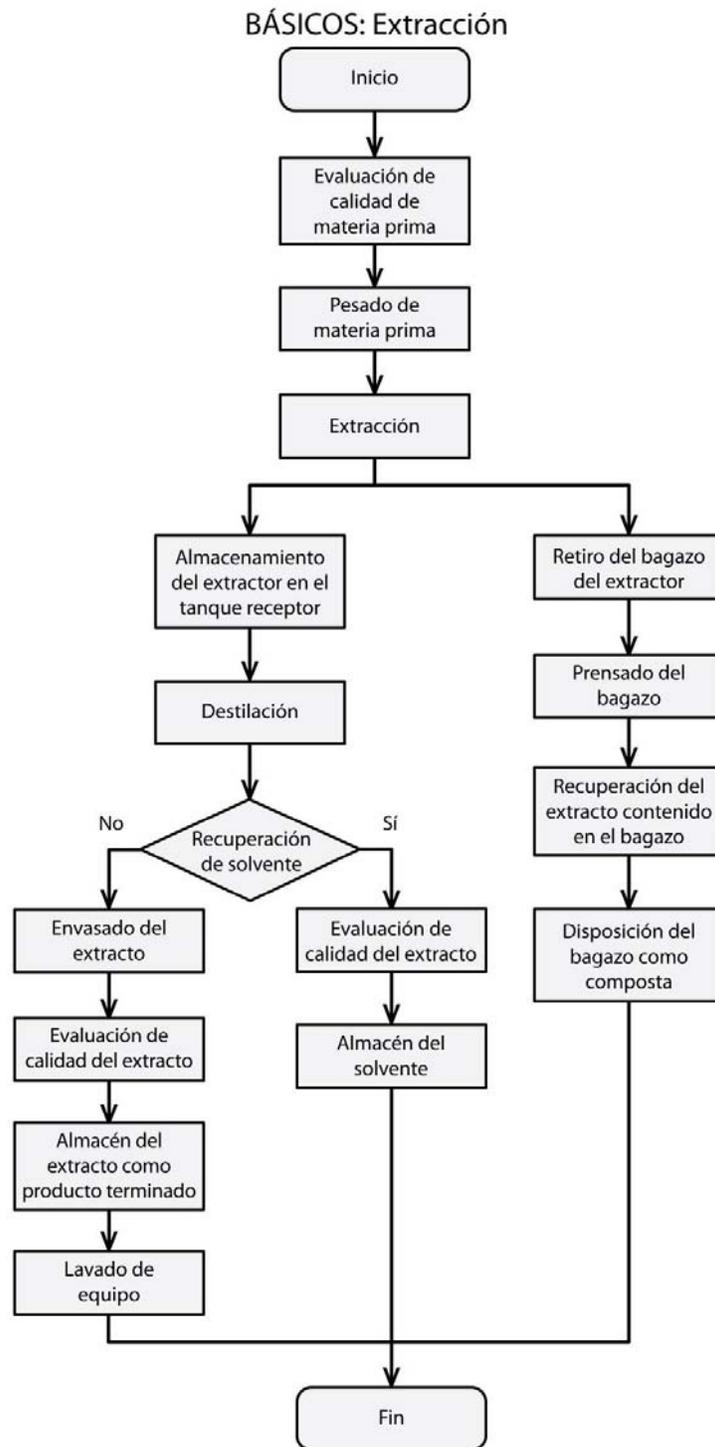


Figura 2.2. Diagrama de bloques de la materia prima para obtener el extracto, recuperar el solvente y disponer el bagazo, en la operación de extracción

### 2.4.3 Líquidos: mezclas líquidas

Este proceso es el más sencillo de la planta, las mezclas son materia formada al combinar dos o más sustancias sin que suceda una reacción. Esta operación se realiza en 244 tanques mezcladores con capacidad de uno hasta 20 000 litros, agitadores eléctricos, neumáticos o manuales.

#### *Características de operación de líquidos: mezclas líquidas*

Las sustancias de trabajo se encuentran dentro del área de líquidos en estantes ordenadas por código. Las órdenes de trabajo indican la cantidad que se debe agregar de cada uno de los ingredientes, los cuales se pesan y se diluyen por medio de agitación en un tanque de acero inoxidable de la capacidad adecuada para la orden de trabajo, hasta que visualmente no se distingan los componentes. Finalmente el recipiente debe taparse para evitar contaminación, se toman las muestras necesarias para el departamento de control de calidad y se lleva a la zona de envasado.

Lo descrito en el párrafo anterior se representa mediante un diagrama de flujo, que se muestra en la Figura 2.3.

### LÍQUIDOS: Mezclas líquidas

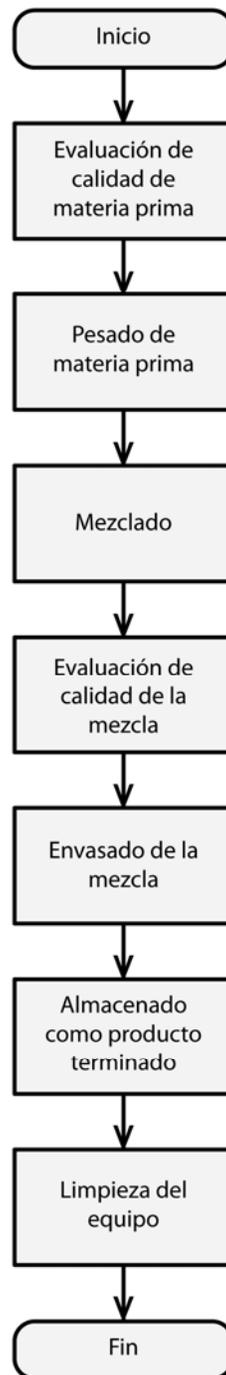


Figura 2.2 Diagrama de bloques de mezclas líquidas

#### 2.4.4 Líquidos: Emulsiones

Una emulsión es una mezcla homogénea de dos líquidos inmiscibles. Un líquido que se conoce como la parte dispersa se pone en contacto con otro, el cual es la fase continua. En la Tabla 2.3 se muestran las capacidades de las mezcladoras (M) y los molinos (MO), dependiendo del equipo son las unidades que se utilizan para conocer su capacidad, las mezcladoras “kg/lote” se refiere a los kilogramos de capacidad por lote de capacidad y en los molinos la capacidad esta dada por los kilogramos de producción por hora.

**Tabla 2.3 Capacidad de las mezcladoras y molinos**

Identificación	Capacidad (kg/lote)	Capacidad (*kg/h)
M-1	550	
M-2	275	
M-3	70	
M-4	500	
M-5	550	
MO-1		200
MO-2		400

\*kg/h: kilogramo de producción por hora

#### *Características de operación de líquidos: emulsiones*

Para realizar las emulsiones, se utiliza un equipo mezclador donde se dispersa la base líquida del sabor en los materiales polvo que contienen la formulación. Si los polvos necesitan un tamaño de partícula especial se utilizan los molinos, se pesan todas las materias primas, estas se agregan a la mezcladora designada, la mezcla líquida se agrega lentamente para garantizar que todo el material se incorpore, se programa el tiempo de mezclado, al terminar se realiza el muestreo necesario para el departamento de calidad y por último se descarga la mezcladora para envasar el producto final.

### 2.4.5 Sabores polvos

El objetivo del secado es la eliminación de agua de los materiales de proceso y de otras sustancias. La producción de polvo se logra por medio de la atomización de una emulsión en una corriente de aire caliente dentro de una cámara de secado en donde se evapora instantáneamente, permitiendo que el material activo presente en la emulsión quede dentro de una película encapsulante.

En la Tabla 2.4 se presentan los cinco secadores de distintas capacidades utilizados en sabores polvos.

**Tabla 2.4. Capacidad de los secadores**

Identificación	Capacidad (*kg/h)
S-01	30
S-02	40
S-03	150
S-04	60
S-05	100

\*kg/h: kilogramo de producción por hora

### *Características del proceso de secado*

Los secadores, aunque son de distintas capacidades y diseños, operan de la misma manera, por lo tanto están conformados por componentes similares, como se muestra en la Figura 2.5, los cuales son: el quemador, la cámara de secado, la bomba de recirculación, el tanque de alimentación de la emulsión, el ciclón, ducto al medio ambiente, ventilador principal y el tamiz.

En la Figura 2.7, se muestra el proceso de secado que inicia con la verificación y aprobación de la calidad de la materia prima, se prepara la emulsión que será utilizada para la elaboración del producto final. Esta emulsión está constituida por 50 % de agua y 50 % de polvo en peso. El polvo varía en características dependiendo del producto que se desea obtener.

Cuando la emulsión es homogénea se carga al tanque de alimentación y hasta que la cámara de secado alcanza la temperatura adecuada de aproximadamente 170°C a 180°C es inyectado a presión mediante una bomba de recirculación que atomiza el líquido para que las gotas de agua se evaporen al instante y al mismo tiempo evitar que se adhiera producto a las paredes de la cámara de secado.

Los parámetros que son controlados por los operarios son la temperatura del aire proveniente del secador, la temperatura de la cámara de secado, y la presión con la que es alimentada la emulsión al equipo. Los secadores más modernos registran información adicional, como la temperatura de emulsión en los tanques de alimentación y el funcionamiento de las partes del secador como el quemador, los ciclones, la cámara de secado, la bomba Gauli, entre otros.

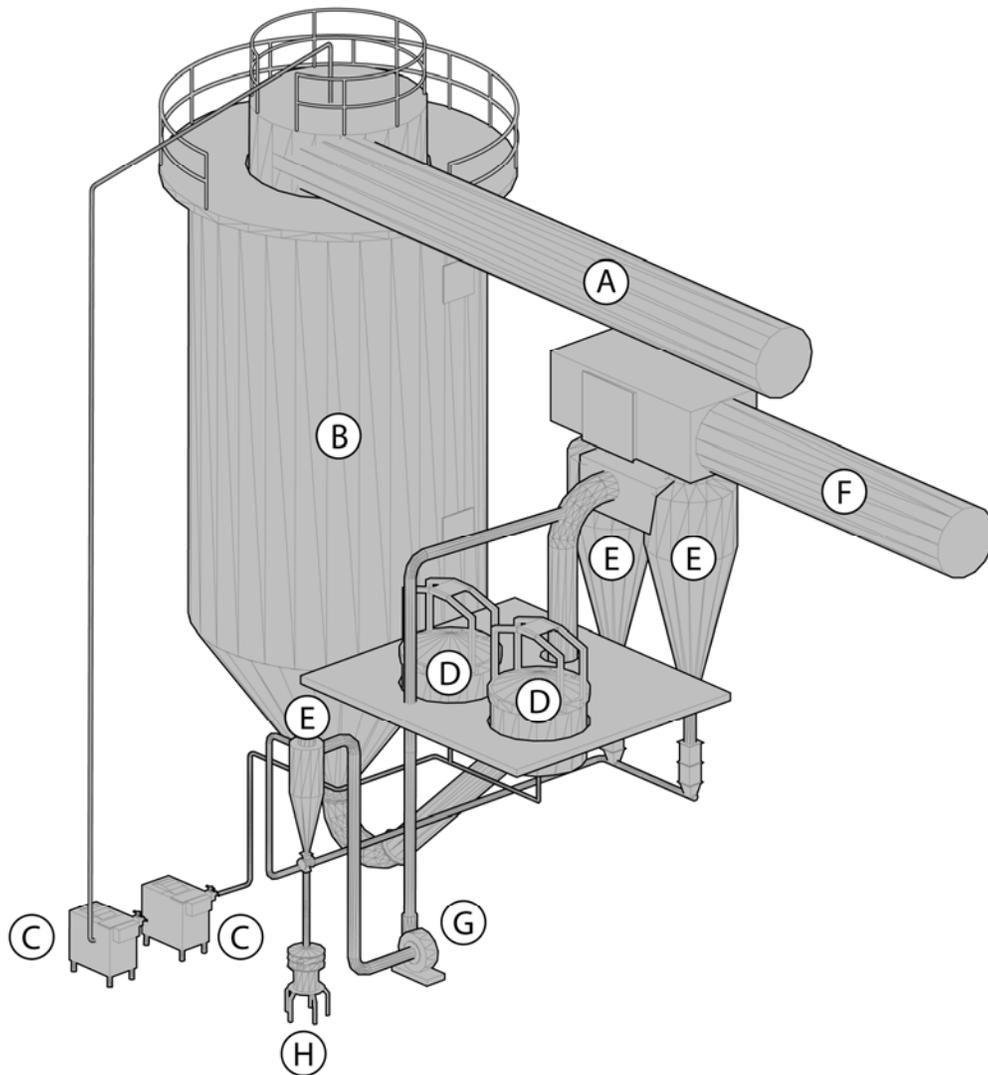
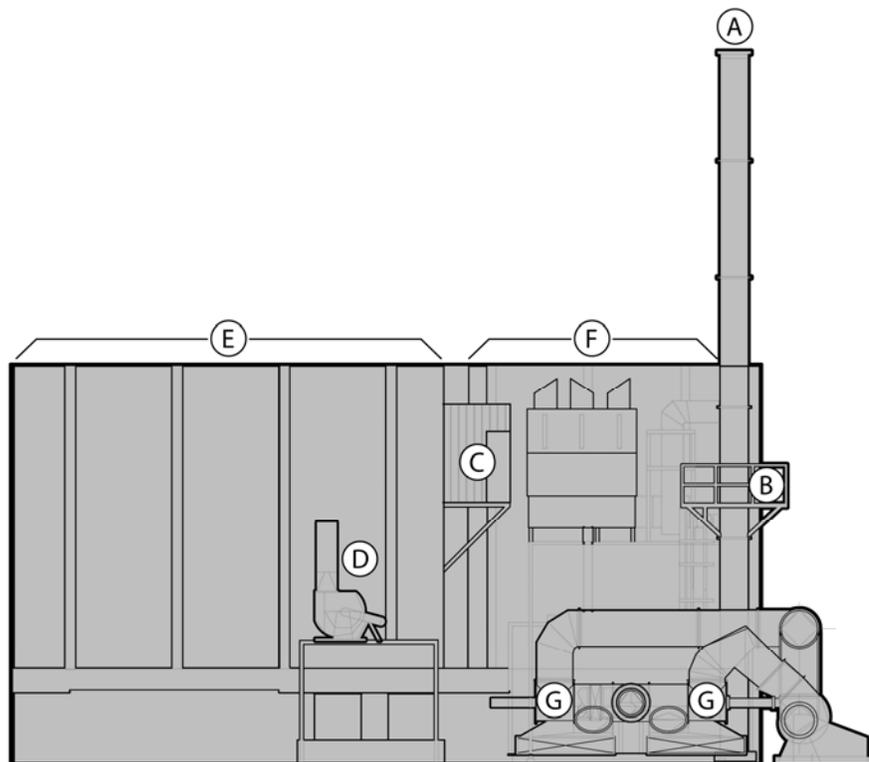


Figura 2.5. Esquema del secador "S-03". A) Ducto proveniente del quemador, B) Cámara de secado, C) Bomba de recirculación, D) Tanque de inyección, E) Ciclón, F) Ducto hacia el ambiente, G) Ventilador principal y H) Tamiz.

El producto terminado es un polvo muy fino de colores claros que es recolectado y envasado. El equipo se lava con agua caliente y vapor, para asegurar que no queden residuos del producto y contamine el siguiente producto.

En el secado se pierden cantidades importantes de polvo en la corriente de aire de salida, para evitarlo esta corriente pasa por un equipo llamado ciclón que recupera el producto al funcionar como un gran sedimentador. Aun así existen algunas partículas de polvos que no pueden recuperarse con los ciclones y para evitar que sean emitidas al ambiente y causen contaminación por olor son quemadas a 800°C por un oxidador térmico que se muestra en la Figura 2.6.

El oxidador térmico esta constituido por una chimenea, un cuarto de control automatizado, las cámaras de combustión y los ductos proveniente de los secadores. Su principio de funcionamiento se describe en el Capítulo III. El esquema del oxidador térmico es el siguiente:



**Figura 2.6. Esquema del Oxidador. A) Chimenea, B) Plataforma de muestreo, C) Cuarto de control, D) Ventilador principal, E) Cámara de combustión 1, F) Cámara de combustión 2 y, G) Ducto de aire proveniente de los secadores.**

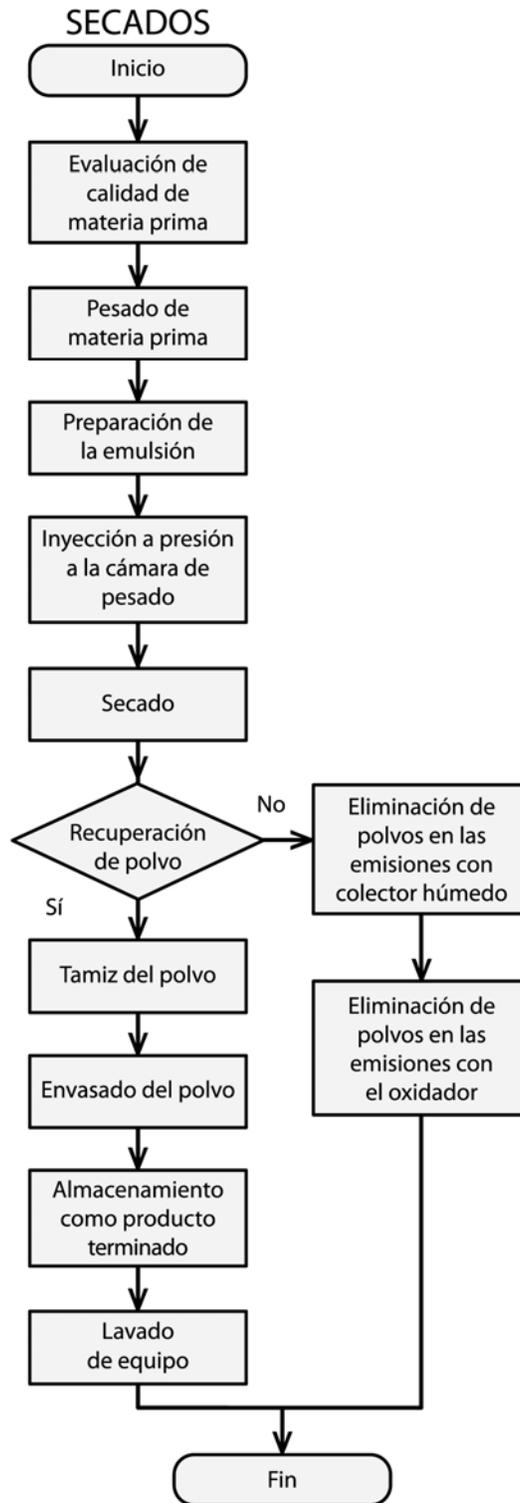


Figura 2.7. Diagrama de bloques de la materia prima hasta obtener el producto terminado en la operación de secado

## 2.5 Análisis de los consumos de energéticos de la planta

Para realizar los procesos de producción, la empresa utiliza energía eléctrica y gas LP que se usa para generar energía térmica. Los datos de los consumos energéticos que se presentan en este análisis corresponden a los años del 2005 al 2008. El consumo de energía está íntimamente ligado a las variaciones de la producción, por lo que es importante entender su tendencia en los años analizados.

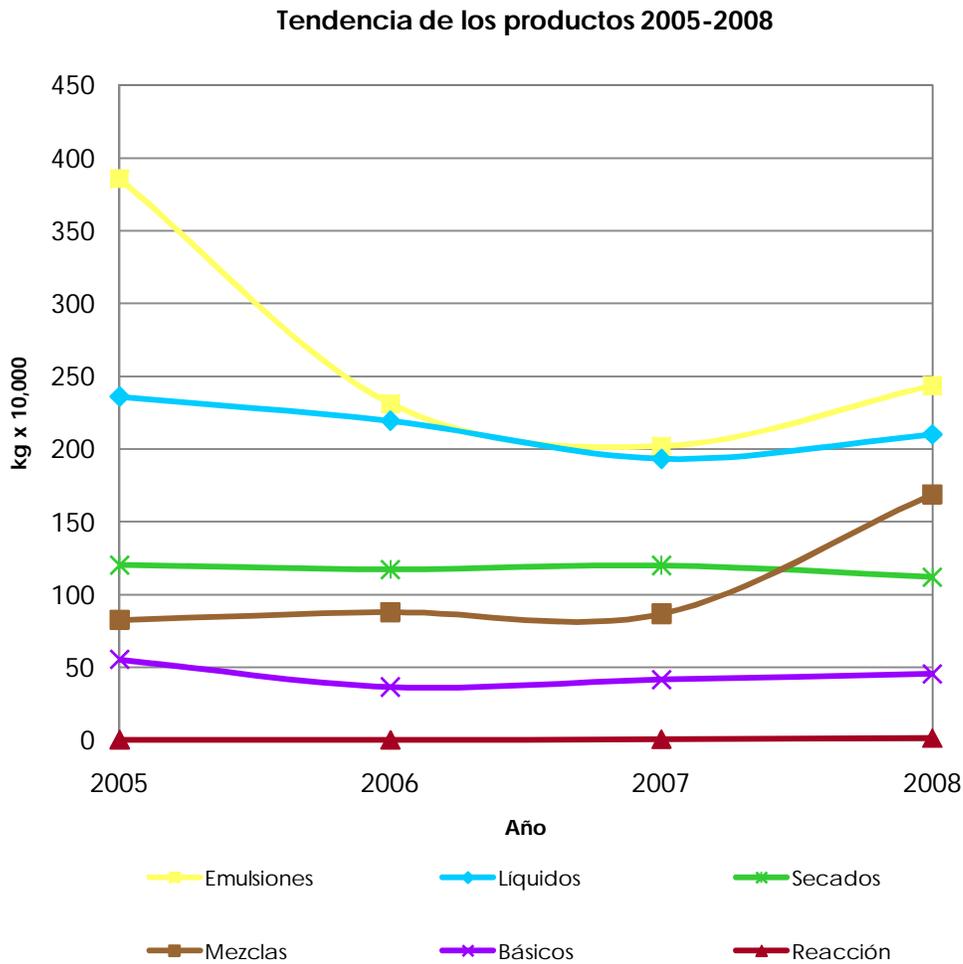
### 2.5.1 Comportamiento de la producción de la planta

Para el análisis del comportamiento de la producción, es necesario mencionar dos puntos. El primero es que la planta industrial cuenta con una gama muy variable y extensa de productos, por lo tanto para facilitar el manejo de la información, se han dividido en seis grupos:

- Líquidos: producto resultado de la combinación de dos o más líquidos sin reacción
- Emulsiones: producto que consta de dos líquidos inmiscibles mezclados homogéneamente
- Secados: polvos muy finos provenientes de una mezcla preparada previamente
- Mezclas: combinación homogénea de dos o más sustancias tanto líquidas como sólidas
- Básicos: Productos resultados de las operaciones como destilación y extracción
- Reacción: producto que es necesario una reacción como enzimática, de oxidación, para ser obtenido.

El segundo punto es el período analizado que abarca los años 2005 al 2008. Se observó que la producción de la planta industrial presentó variaciones importantes, para el 2006 disminuyó drásticamente un 21.32%, en el 2007 continuo disminuyendo un 6.97%, mientras que en el 2008 la producción aumento considerablemente un 21.24%. Es importante mencionar que el crecimiento de producción presentado se debe a la incorporación de una nueva sección de mezclas a la planta industrial.

Los datos fueron proporcionados por el departamento de planeación que registra la cantidad mensual de producto terminado que se entregó al cliente. Esta información es analizada por el personal de la planta de producción, cada trimestre, para observar los cambios presentados y predecir la carga de trabajo para los siguientes meses.

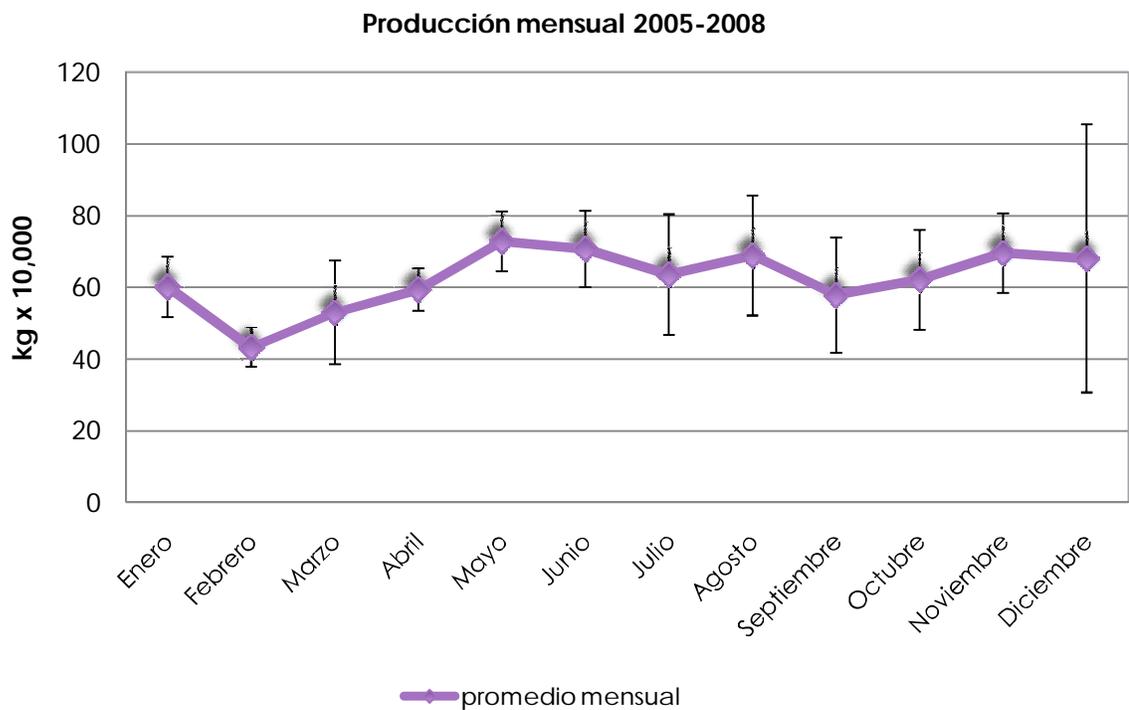


**Figura 2.8. Tendencia de los productos en el período del 2005 al 2008**

La operación que principalmente se realiza en la sección incorporada a la planta industrial en diciembre del 2008, son mezclas. Por esa razón en la Figura 2.8, se observa que en dicho año, los productos que son resultado de la operación de mezclado (emulsiones, líquidos y mezclas) se incrementaron con respecto a los años anteriores. El resto de los productos, secados, básicos y reacción mantuvieron el mismo comportamiento que había llevado la planta. La producción de reacciones, en promedio 7, 800 kg/año, es muy pequeña en comparación a los demás productos.

En la Figura 2.9, se presenta el promedio de la producción mensual en los cinco años analizados, en la cual se observa que la barra de incertidumbre del mes de diciembre es la más amplia, esto también se debe a la adquisición de la empresa de alimentos, ya que en diciembre de todos los años mostraba una escasa producción, mientras que para el 2008, fue el mes en que la planta estaba trabajando tiempo extra para cubrir el aumento.

En esta misma figura es fácil notar que la planta trabaja a toda su capacidad en mayo, junio, julio y agosto.



**Figura 2.9. Promedio de la producción mensual en el período del 2005-2008**

### 2.5.2 Consumo de gas LP

Para el análisis del consumo del gas LP, los datos fueron tomados de los registros de la planta industrial, que se llevan desde el 2005. Los equipos que ocupan este combustible para realizar su función, son: las dos calderas identificadas como CA-01 y CA-02, el oxidador y los cuatro secadores S-01, S-02, S-03 y S-05. Se dividió cada año analizado en trece períodos de 28 días, evitando así los meses con un menor número de días (por ejemplo febrero), y poder así comparar los cuatro años registrados, como se muestra en los siguientes apartados.

#### Calderas:

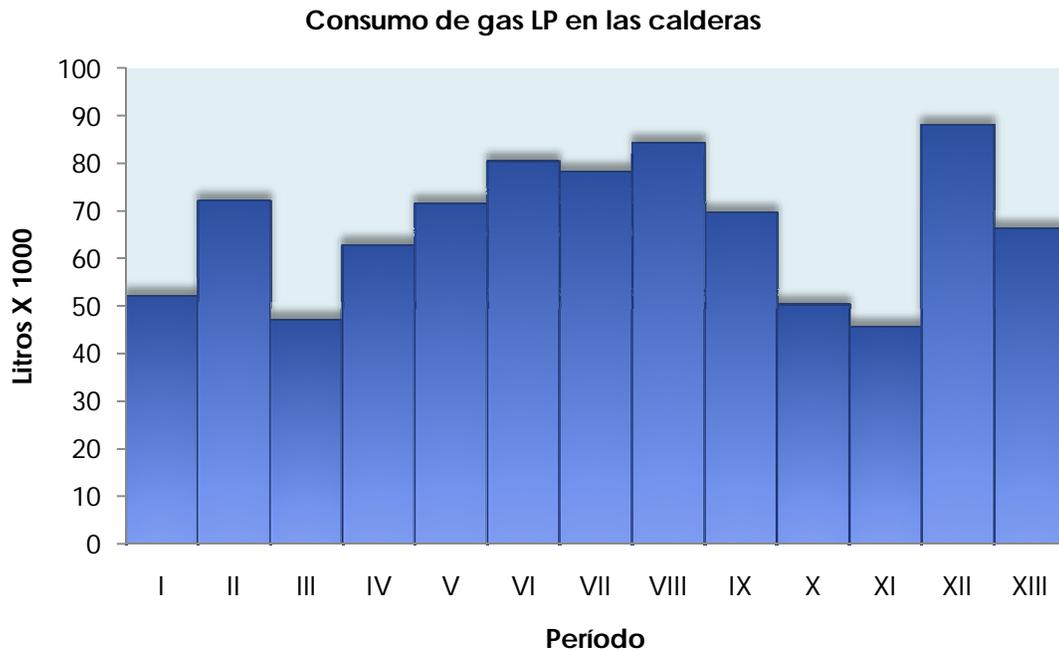
Son dispositivos diseñados para generar vapor, que se obtiene por medio de la combustión, en la que el agua en estado líquido se calienta lo suficiente para cambiar de estado.

La planta cuenta con dos calderas de diferentes capacidades para cubrir las necesidades de vapor, identificadas como se mencionó anteriormente "CA-01" y "CA-02". La caldera "CA-01" funciona de lunes a viernes y la caldera "CA-02" de menor capacidad, opera sólo los fines de semana, las características de estos equipos se muestran en la Tabla 2.5.

**Tabla 2.5 Datos de placa de las calderas de la planta**

Características	Caldera CA-01	Caldera CA-02
Capacidad (C.C*)	250	100
Presión normal de operación (kg/cm <sup>2</sup> )	7 a 8	8.8
Eficiencia térmica mínima con gas (%)	83	82.2
Temperatura de los gases de salida (° C)	202	233

\*C.C. Caballos caldera

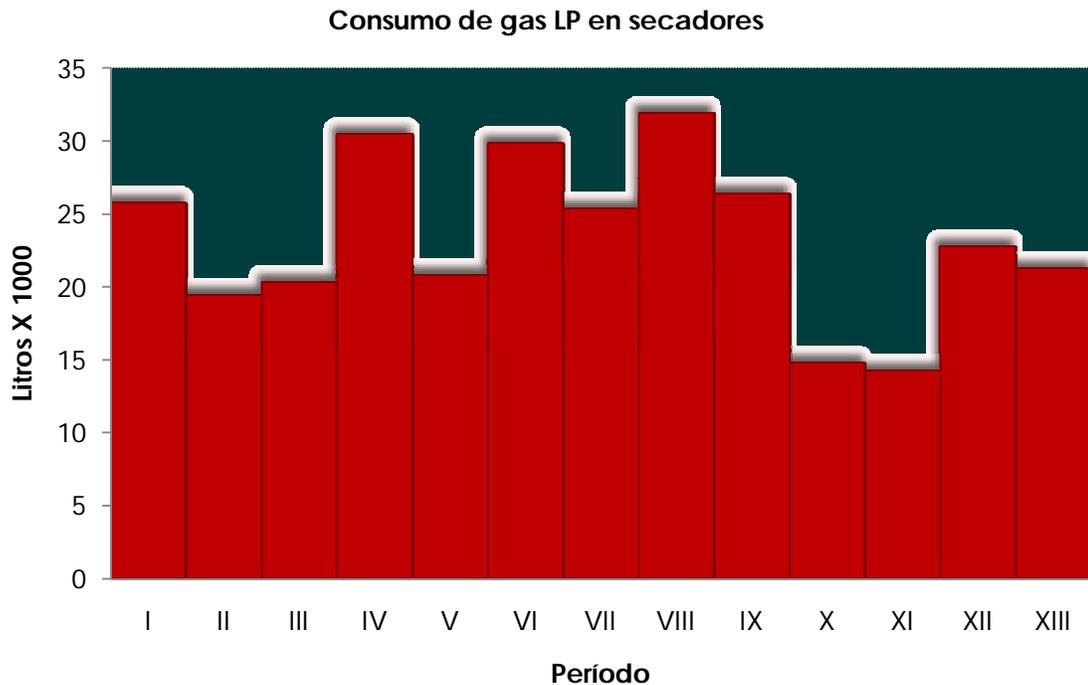


**Figura 2.10. Consumo de gas LP en las calderas correspondiente al 2008**

En la Figura 2.10, se graficó el consumo de gas LP de las calderas en el 2008. La mayor demanda del combustible se encontró en los meses de junio, julio, agosto, y para este año de manera muy particular noviembre, fecha en la que se incorporó sección nueva a la planta industrial. Los consumos de gas LP que presentan las calderas varían de un año a otro, ya que están íntimamente ligados con las necesidades de producción.

#### **Secadores:**

Un secador como se mencionó anteriormente, debe evaporar el líquido de la emulsión para poder obtener el material sólido (polvo), está conformado por el tanque de alimentación de la emulsión, la bomba de recirculación que atomiza el fluido, el quemador que calienta el aire a temperatura suficiente para evaporar las gotas de agua al instante, la cámara de secado donde sucede la evaporación del líquido, el ciclón y el tamiz que recuperan los sólidos en forma de polvo (vea Figura 2.5).

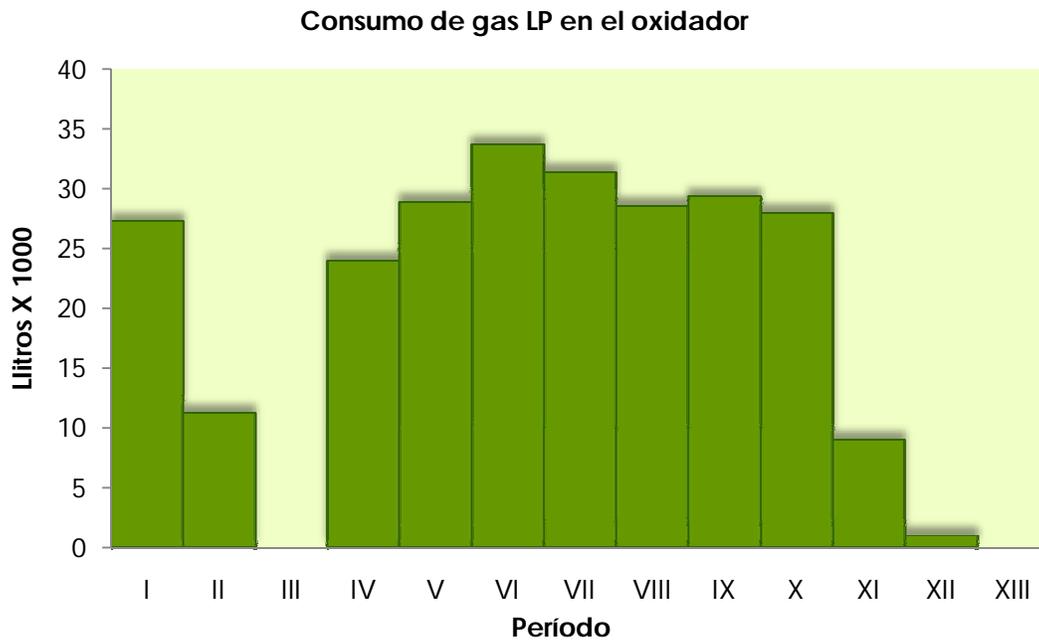


**Figura 2.11. Consumo de gas LP en secadores correspondiente al 2008**

Para el caso de los secadores, las necesidades de gas LP de cada mes son del mismo orden (Figura 2.11), ya que estos equipos operan durante largos periodos de horas todo el año y las características de producción no varía, siendo solo apagados para realizar actividades de lavado y mantenimiento.

#### **Oxidador:**

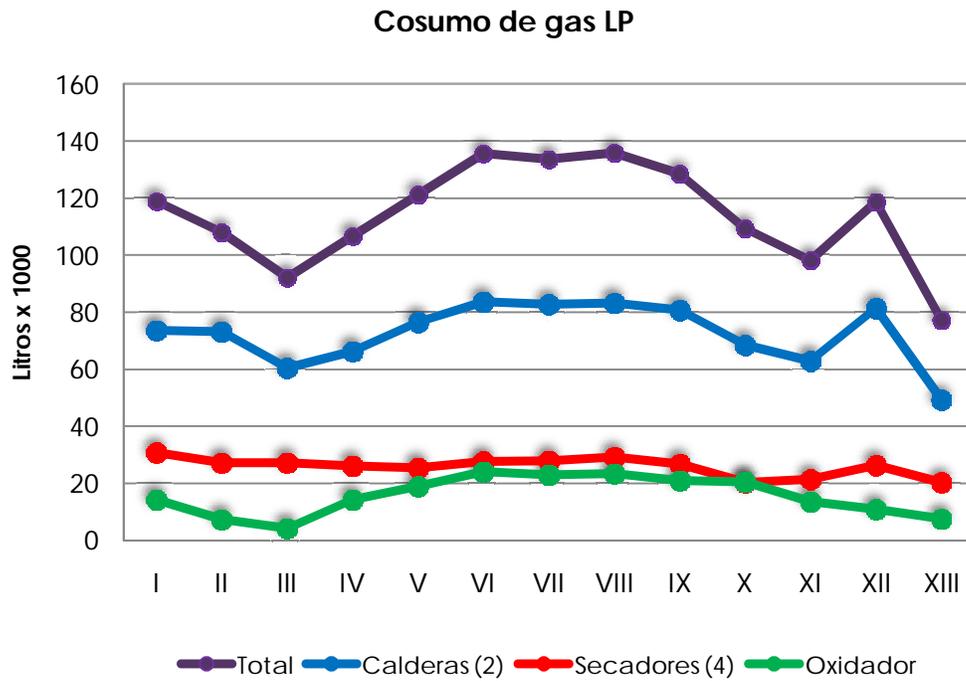
Es un equipo que tiene como objetivo evitar la emisión de partículas y olores desagradables al ambiente. Fue adquirido en abril del 2005, operándolo de forma continua el resto del año hasta que se percibió que ocasiona un gasto importante de gas LP. Como estrategia se decidió utilizarlo solo cuando los procesos de secado estuvieran realizando un producto con olor desagradable, como los saborizantes de cárnicos.



**Figura 2.12. Consumo de gas LP en el oxidador correspondiente al 2008**

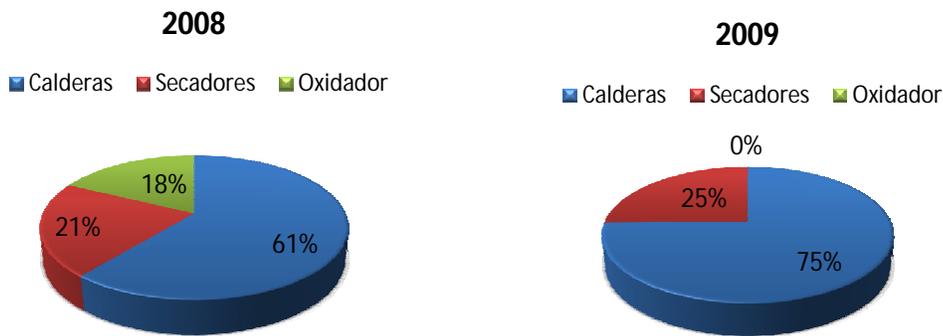
En la Figura 2.12, se pueden apreciar los periodos en los que el oxidador permanece sin operar. El gráfico muestra que comienza a disminuir los últimos tres periodos del año y continúa sin operar al menos los siguientes dos periodos del siguiente año. En los periodos importantes de producción, que es la mitad del año, el oxidador se mantiene en operación junto con los secadores.

Este comportamiento se presenta en el 2006, 2007 y 2008, en el caso del 2009 se mantuvo fuera de operación, para llevar a cabo proyectos importantes de rediseño de la conexión de los equipos de secado al oxidador.



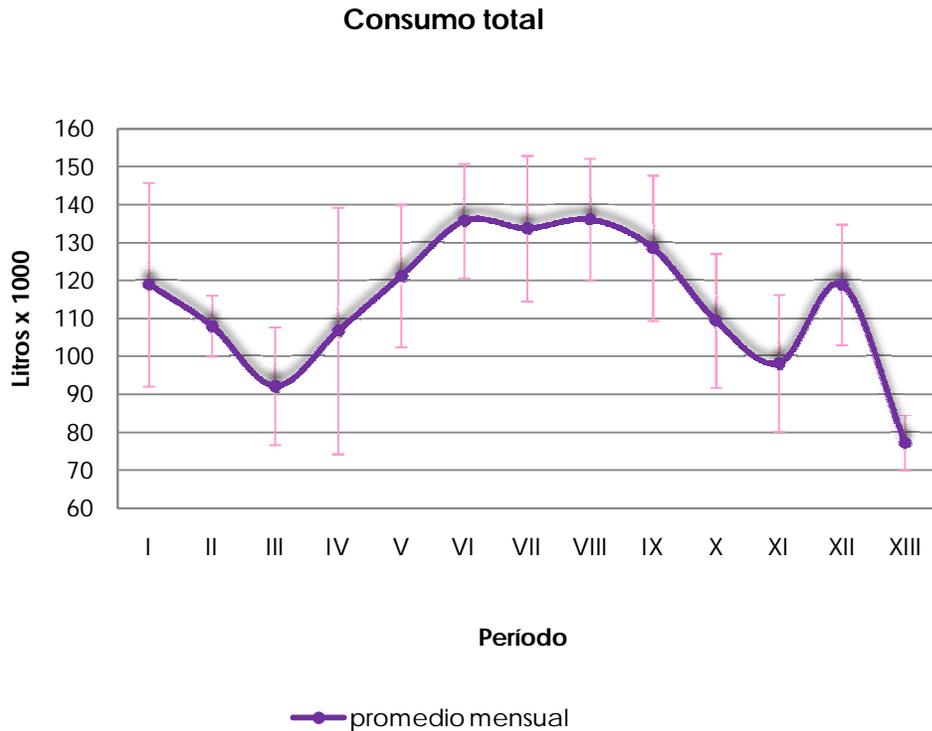
**Figura 2.13. Comportamiento del consumo del gas LP en las calderas, secadores y oxidador correspondiente al 2004-2009**

Después de analizar las características de cada equipo y el consumo que se presenta, en la Figura 2.13 se muestra la tendencia total de los consumos de cada equipo, observando que las calderas influyen en mayor porcentaje en la tendencia del consumo total de gas LP, mientras que el consumo del oxidador es similar al de los secadores.



**Figura 2.14. Porcentaje de consumo de los equipos correspondiente al 2008 y 2009**

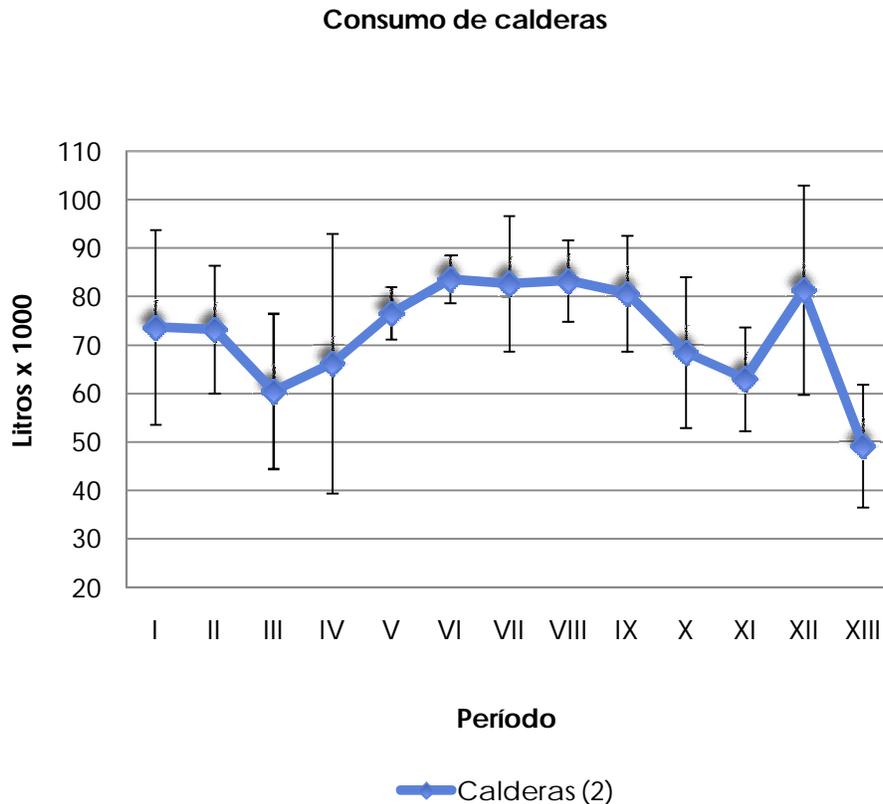
En el gráfico de pastel de la Figura 2.14, se observa que la participación de las calderas representa más de la mitad del consumo total del gas LP de la planta con un  $61\pm 2\%$ , mientras que el consumo de los secadores participa con la quinta parte de dicho consumo al presentar el  $21\pm 2\%$ , el funcionamiento intermitente del oxidador hace que su consumo sea el menor, con un  $18\pm 2\%$ , cercano al porcentaje de los secadores. En el 2009 debido al proyecto de conexión de todos los secadores al oxidador permaneció inactivo y el consumo del combustible solo fue de calderas y secadores.



**Figura 2.15. Consumo global de gas LP en las calderas, secadores y oxidador del 2005-2008**

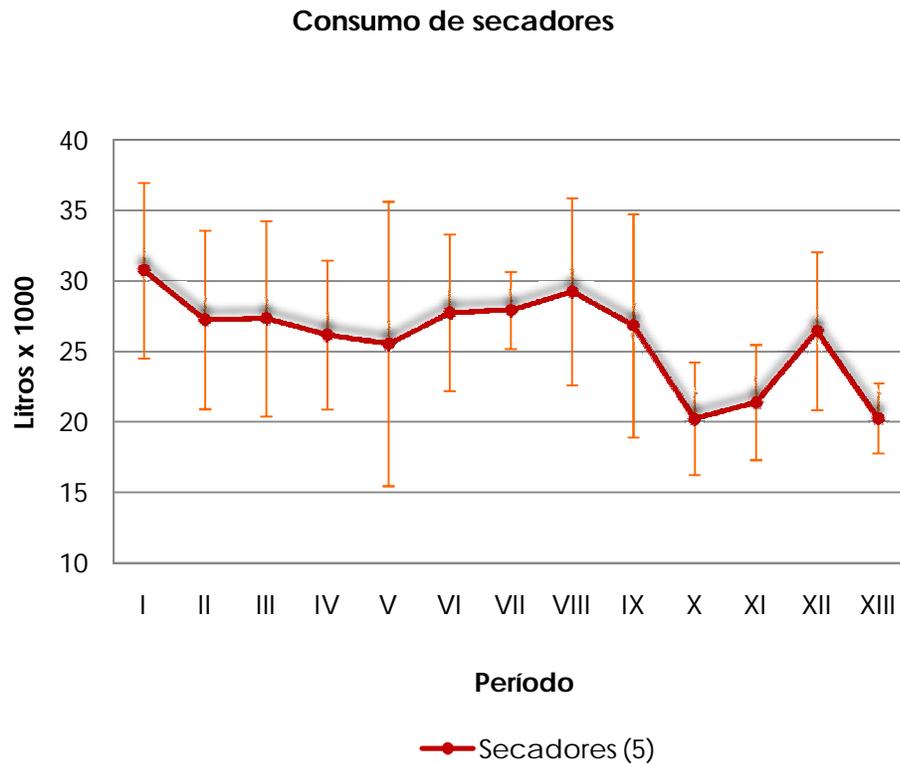
El consumo global del gas LP en los 4 años analizados mostrado en la Figura 2.15, varía de manera importante de un año a otro, por esta razón las barras de incertidumbre son amplias en cada uno de los periodos. Además puede observarse que los periodos en los que se consume una mayor cantidad de combustible que son el VI, VII y VIII, correspondientes a los meses de mayo, junio, julio y agosto, coinciden con los periodos de mayor producción.

Las calderas, participan con más de la mitad del consumo global del combustible en la planta, presenta una tendencia muy similar al gráfico de la Figura 2.16, aumentando las necesidades de vapor en los meses de mayor producción para realizar las operaciones de básicos así como para el lavado de equipos entre un lote y otro, por lo tanto también existe una mayor demanda del combustible en los periodos VI, VII y VIII, lo cual se muestra en la siguiente Figura:



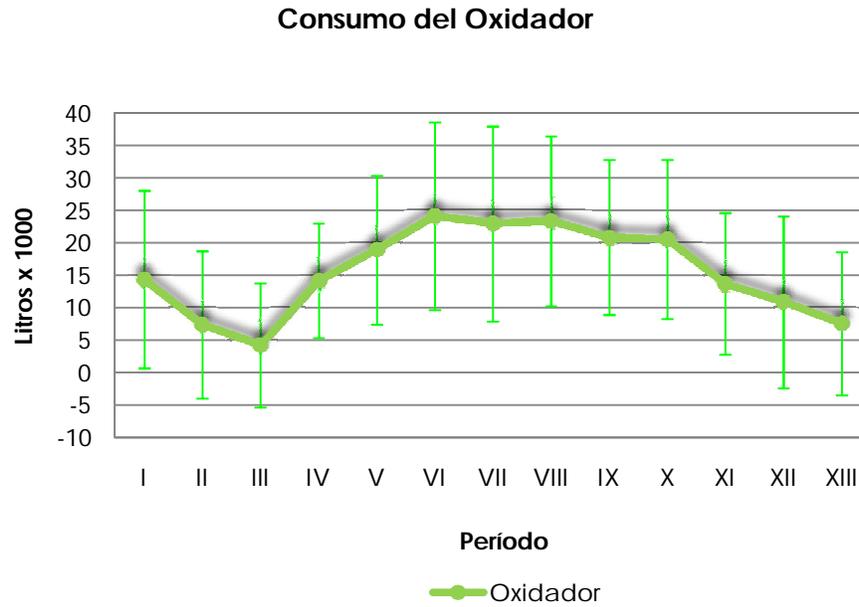
**Figura 2.16. Consumo global de gas LP en calderas correspondiente al 2005-2008**

El consumo de los secadores es presentado en la siguiente Figura es el más homogéneo de la planta ya que ha sido similar en los años analizados, e inclusive de un mes a otro al ser equipos que funcionan durante todo el año.



**Figura 2.17 Consumo global de gas LP en secadores correspondiente al 2005-2008**

Para el caso del oxidador, las barras de incertidumbre aumentan en los periodos que el equipo permanece inactivo y además puede apreciarse en la Figura 2.17 que el consumo comienza a disminuir a partir del décimo periodo, continua esta baja hasta el tercer periodo y posteriormente el consumo aumenta, por lo que este equipo permanece en operación en los meses importantes de producción.



**Figura 2.18. Consumo global del oxidador correspondiente al 2005-2008**

### 2.5.3 Consumo de electricidad

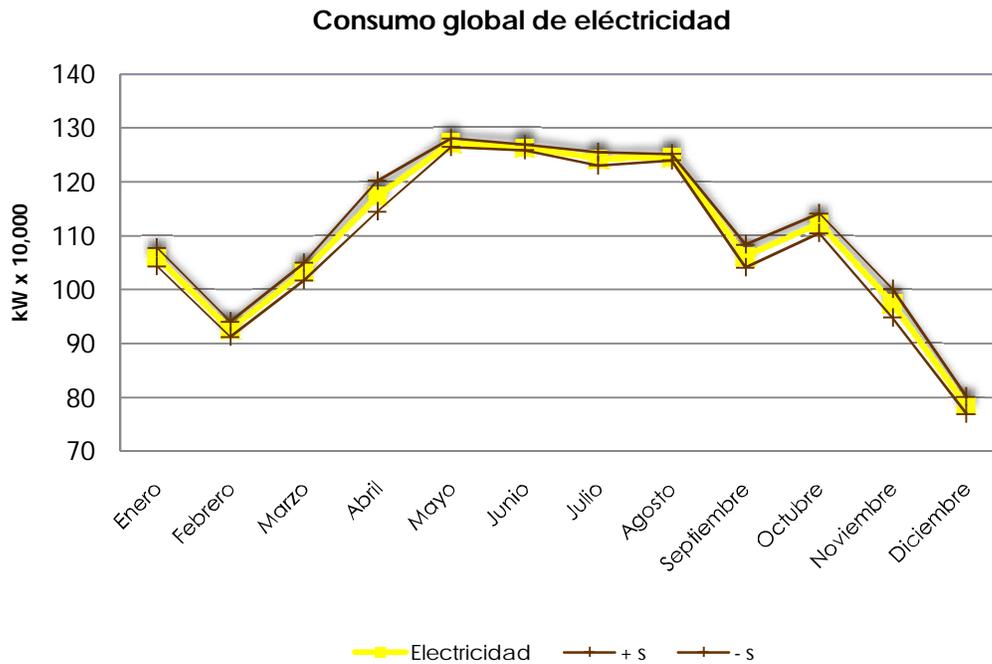
En el análisis del consumo de energía eléctrica, no se realizó la división del año en trece períodos, ya que los datos con los que cuenta la planta solamente son los proporcionados por la facturación mensual.

La energía eléctrica es importante mencionarla, a pesar que este trabajo este enfocado al análisis de los equipos que consumen gas LP, ya que es indispensable para el funcionamiento de la planta contar con este tipo de energía, ya sea a nivel de producción, como administrativo y de servicios. Los equipos que en la planta consumen energía eléctrica son diversos, encontrándose desde motores, bombas, lámparas, unidades de aire acondicionado, así como los correspondientes a la iluminación y los aparatos del laboratorio y de oficina.

La energía eléctrica se presenta con un consumo similar cada año, debido que no existe variaciones significativas en el número de equipos que la requieren y por lo tanto solo los eventos que llegan a modificar el comportamiento son los cambios de producción y las variaciones en la temperatura ambiente.

Los meses en los que el departamento de producción presenta una mayor carga de trabajo van aunados a un consumo mayor de gas LP, al tener

grandes necesidades de vapor tanto para el proceso como para las operaciones de lavado de los equipos entre cada lote, esto da como resultado que la temperatura dentro de las áreas de proceso aumente y sea necesario el uso de las unidades de aire acondicionado para obtener una temperatura confort en el área de trabajo. Al mismo tiempo el uso de las unidades de aire acondicionado se incrementa en el área de oficinas y laboratorios en los meses que la temperatura en la zona es cálida y se observa en la F los cuatro meses de mayor consumo.



**Figura 2.19. Consumo global de energía eléctrica correspondiente al 2005-2008**



# CAPÍTULO III

---

## 3. Metodología de Análisis Exérgico

### 3.1 Introducción

Para conocer la razón por la que un dispositivo es más eficiente que otro y cómo lograr que funcione mejor, un análisis de primera ley de la termodinámica no puede proporcionar la respuesta, debido a que esta se relaciona con la cantidad de energía y las transformaciones de la misma sin considerar su calidad y degradación. La segunda ley de la termodinámica provee los medios necesarios para determinar la calidad, así como la cantidad de la energía que se ha perdido, por irreversibilidades o efluentes durante un proceso.

Un análisis convencional termodinámico se basa en la primera ley usando en el principio de la conservación de la energía. Realizando un análisis de esta manera, se evalúan las eficiencias por medio de relaciones de cantidad de energía que entra y sale de un equipo, sistema o proceso (conocida como eficiencia de primera ley), con este análisis no es posible identificar de qué parte del sistema provienen las ineficiencias. En cambio con un análisis por segunda ley es posible determinar los límites teóricos en el desempeño de un equipo, sistema o proceso de ingeniería. Aquí surge la importancia del análisis exérgico. La primera ley establece que la energía no puede ser destruida y que en todo proceso real su cantidad permanece constante, en cambio la segunda ley sin negar el enunciado de la primera establece la degradación de la energía, es decir; la calidad de la energía disminuye en todo proceso real. Por lo tanto un análisis por segunda ley es útil para identificar las causas, localización y magnitudes de las ineficiencias de un equipo, sistema o proceso, así como su influencia en la operación global.

Los análisis exérgicos a diferencia de los análisis energéticos proveen las claves para direccionar los esfuerzos de la investigación y desarrollo, necesarios para minimizar las ineficiencias que presentan los equipos, sistemas o procesos de cualquier rama de la ingeniería.

Además de las ventajas que representa mejorar la eficiencia, la disminución de los impactos ambientales negativos proporciona al análisis exérgico una característica única, al poder incrementar el uso de tecnología limpia.

### 3.2 Exergía

Para realizar análisis por segunda ley de la termodinámica, es importante definir el término *exergía*, como la medida de utilidad de la energía o también como una medida de la calidad de energía que hay en un sistema, definida por la siguiente expresión.

$$Ex = (H - H_0) - [T_0(S - S_0)] \quad (3.1)$$

El primer término de la ecuación 3.1 representa el total de entalpía del sistema incluyendo la energía térmica, mecánica, química, cinética y potencial. El segundo término de lado derecho representa el total de la entropía en donde la energía mecánica, cinética y potencial no produce ningún cambio. El término  $T_0$  es la temperatura ambiente, la entalpía  $H_0$  y la entropía  $S_0$  se encuentran al estado de referencia, definido por la presión, composición, velocidad, posición y temperatura.

La exergía en forma de recurso en la naturaleza como: la energía solar, combustibles, etc., es valiosa para los seres humanos, mientras que en forma de emisiones al ambiente como: gases de combustión, agua de desecho con composición y temperatura de gran diferencia al sistema de referencia, tiene un gran potencial para causar daños [8].

La exergía tiene dos formas de manifestarse: la primera asociada a una transferencia de energía que no está acompañada de flujo de materia y la segunda asociada al contenido de exergía de la materia que es transportado por la masa (por ejemplo el poder calorífico de un combustible).

Así mismo la exergía de la materia tiene dos contribuciones:

- *Exergía inercial*: Asociada con la cantidad de materia, compuesta por la exergía cinética y la exergía potencial.
- *Exergía sustancial*: La cual depende del tipo de materia, de su composición, condiciones de temperatura y presión.

La exergía sustancial, a su vez, se divide en dos componentes más, el primero es la exergía física que se debe al alejamiento de la temperatura y presión con respecto a las de referencia, y la segunda es la exergía química que se debe al alejamiento en composición con respecto a la sustancia original, [9].

### 3.3 Método de análisis exérgico

El método exérgico es una manera sistemática de aplicar los principios de la primera y la segunda ley de la termodinámica a la evaluación de equipos, sistemas y procesos, el cual permite eliminar las incertidumbres de las evaluaciones o auditorías basadas únicamente en el balance de energía convencional por primera ley.

El método exérgico cuantifica la eficiencia por medio de indicadores exérgicos, y al aplicarlo, se asume al caso de estudio (equipo, sistema o proceso) como un bloque que interacciona con los alrededores a través de: calor, trabajo y transferencia de masa [9]. El trabajo y la transferencia de calor son representados por los requerimientos de energía como electricidad, radiación solar, trabajo mecánico, etc. La Transferencia de masa esta dada por el flujo de entrada y salida de materias primas y sustancias químicas como el vapor y combustibles. En el caso de los equipos analizados en la industria de saborizantes estudiada, el trabajo y el calor son las necesidades de energía cubiertas mediante gas LP.

Con la aplicación de este método es posible tomar decisiones que permitan mejorar la eficiencia, así como el aprovechamiento de la energía del proceso industrial que se este analizando [10].

#### 3.3.1 Indicadores exérgicos

Existen indicadores para cuantificar la degradación de la energía del caso de estudio, para determinar el alejamiento entre la operación real del caso y la operación máxima que podría obtenerse desde el punto de vista de la segunda ley. Estos indicadores son pérdidas de exergía ( $Irr$ ), eficiencia ( $\eta$ ), efectividad ( $\varepsilon$ ), rendimiento ( $\zeta$ ) y potencial de mejoramiento ( $Pot$ ), los cuales son relaciones de la realidad con la idealidad expresada en porcentaje o fracción.

##### 3.3.1.1 Pérdidas de exergía

La diferencia que existe en la exergía total que entra al bloque proveniente de una fuente de energía, como un combustible y la exergía total que sale de dicho equipo, sistema o proceso como desperdicios o productos son las pérdidas de exergía, conocidas también como irreversibilidades, y pueden ser calculadas utilizando

$$Irr = \sum (Ex_{entrada} - Ex_{salida}) \quad (3.2)$$

Donde  $Irr$  son las irreversibilidades del sistema,  $Ex_{entrada}$  la exergía de entrada y la  $Ex_{salida}$  la exergía de salida. Se puede obtener las irreversibilidades de dos maneras donde el resultado debe ser el mismo para cualquiera de las ecuaciones siguientes que se utilicen, inclusive pueden usarse para corroborar los cálculos obtenidos del balance de exergía

$$Irr = Ex_{tte} - Ex_{tts} \quad (3.3)$$

$$Irr = Ex_{nts} - Ex_{ntp} \quad (3.4)$$

En la ecuación 3.3 es la diferencia de  $Ex_{tte}$  la exergía total de entrada y la  $Ex_{tts}$  exergía total suministrada. La ecuación 3.4 es la diferencia de  $Ex_{nts}$  la exergía total suministrada y  $Ex_{ntp}$  la exergía neta total producida.

### 3.3.1.2 Eficiencia

Se define como la exergía total que sale ( $Ex_{salida}$ ) del bloque dividida entre la exergía total que entra ( $Ex_{entrada}$ ). Es la expresión porcentual o en fracción de las pérdidas irreversibles de exergía, y se expresa como

$$\eta = \frac{\sum Ex_{salida}}{\sum Ex_{entrada}} \quad (3.5)$$

### 3.3.1.3 Efectividad

Como la eficiencia es independiente de la función del equipo, sistema o proceso, debido a que no todas las entradas de exergía de un bloque son provenientes de un combustible, ni todas las salidas son productos útiles, la efectividad es un indicador que tiene como objetivo evaluar si el equipo, sistema o proceso cumple adecuadamente su función. Es la medida de la capacidad del proceso para producir el efecto deseado, su ecuación es la siguiente

$$\varepsilon = \frac{Ex_{ntp}}{Ex_{nts}} \quad (3.6)$$

La ecuación 3.6 muestra que se obtiene de la relación de la exergía neta producida  $Ex_{ntp}$  a la exergía neta suministrada  $Ex_{nts}$ .

### 3.3.1.4 Rendimiento

Se define como la relación de una exergía deseada y la exergía consumida, la ecuación más conocida del rendimiento considera la exergía útil de salida  $Ex_{uts}$  como la exergía deseada y la exergía total de entrada  $Ex_{tte}$  como la exergía consumida.

$$\zeta = \frac{Ex_{uts}}{Ex_{tte}} \quad (3.7)$$

Donde la exergía útil de salida se obtiene de la diferencia de la exergía total suministrada menos la exergía de los efluentes  $Efl$  del caso de estudio.

$$Ex_{uts} = Ex_{tts} - Efl \quad (3.8)$$

Los efluentes se calculan de la siguiente manera

$$Efl = \sum Ex \text{ arrojada al ambiente} \quad (3.9)$$

### 3.3.1.5 Potencial de mejoramiento

El potencial de mejoramiento es una medida de que tanto y como podría mejorarse el bloque. Su ecuación se obtiene de la combinación de las pérdidas de exergía y la efectividad del sistema

$$Pot = Irr(1 - \varepsilon) - Efl \quad (3.10)$$

La importancia de este indicador radica en que está formado por tres contribuciones: la primera es el potencial absoluto, la segunda el potencial relativo y por último el potencial ambiental. El potencial absoluto ( $Irr$ ) muestra que tanto podrá mejorarse el sistema desde el interior atacando su irreversibilidad. El potencial relativo ( $1 - \varepsilon$ ) es una medida de la facilidad de mejorar el equipo, sistema o proceso, por ejemplo si la efectividad es muy baja el potencial relativo se aproxima a su valor máximo de manera que el bloque podría mejorarse fácilmente. Por último el potencial ambiental ( $Efl$ ) es una medida que permite mejorar el sistema desde el exterior tratando de aprovechar la exergía de los efluentes para arrojar la menor cantidad de estos al ambiente, acercándose lo más posible al estado de referencia [9].

### 3.3.2 Aplicación del Método de Exergía

Para poder utilizar el método de exergía, es necesario seguir los siguientes pasos:

- a) Identificar el número de bloques del caso que será analizado, tomando en cuenta no sólo las corrientes de energía y de materia, sino también todas las entradas y salidas que representan un flujo de exergía como por ejemplo; efluentes, entradas de reactivos, uso de un combustible, etc.
- b) Realizar balances de materia, cálculo de entalpía y entropía de las corrientes en cada bloque, a partir de los cuales se obtiene el balance de exergía. Para lograr lo anterior es necesario evaluar la exergía de todas las corrientes involucradas.
- c) Teniendo la información de los incisos anteriores, se pueden obtener los indicadores exérgicos de cada bloque.

Una vez obtenidos los indicadores exérgicos, se sugiere realizar un análisis exergoeconómico de las propuestas de mejora mediante parámetros como recuperación de exergía, inversión, costos de operación, costos financieros, tasa interna de retorno, periodo de recuperación, etc., así como la evaluación técnica de las propuestas; impacto ambiental, ahorros globales de energía primaria, factibilidad de aplicación, ventajas y desventajas operativas, etc. [9].

### 3.4 Método Integral

La aplicación del método en cada equipo presentado puede ser similar, pero es necesario distinguir su funcionamiento, así como el objetivo para el cual fueron diseñados, con la finalidad de interpretar correctamente los resultados de los indicadores exérgicos obtenidos [10]. A continuación se aplica el método de análisis exérgico propuesto a los equipos de la planta industrial estudiada considerando las variaciones que existen de un equipo a otro. Los equipos analizados son los que obtienen energía del gas LP calderas, secadores y oxidador, así como los que obtienen beneficio del vapor que proporcionan las calderas; destiladores y extractores.

### Condiciones de referencia o estándar utilizadas en el análisis exérgicos

Para el análisis exérgico es necesario especificar el estado de referencia bajo el cual se realizó el registro de datos y los cálculos correspondientes. Dicho estado, se presenta cuando el equipo, sistema o proceso se encuentra en equilibrio termodinámico con el ambiente.

La temperatura de referencia se obtuvo registrando la temperatura ambiente cada hora durante una jornada de trabajo en el periodo de una semana, siendo su valor de  $29.3^{\circ}\text{C} \pm 1.9$ . Mientras que la presión se consideró atmosférica (101.325 kPa).

#### 3.4.1 Calderas

##### Principio de funcionamiento

La caldera es un equipo diseñado para generar vapor por medio de la combustión de gas LP. El agua en estado líquido se calienta hasta cambiar de estado.

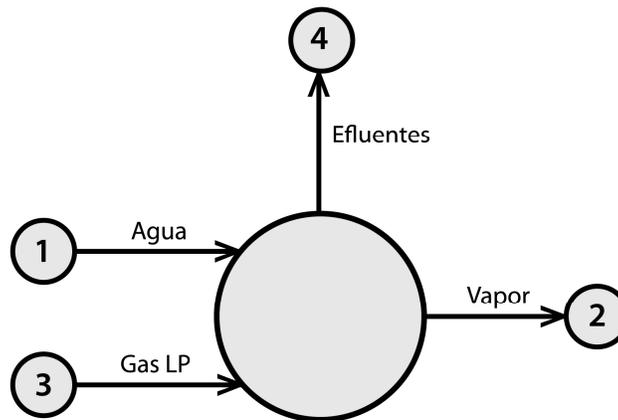


Figura 3.1 Diagrama de bloque de una caldera

En la Figura 3.1, se muestran las cuatro corrientes que en este equipo interactúan; agua líquida, gas LP, efluentes y vapor de agua.

### Condiciones de operación

La planta industrial cuenta con dos calderas de distintas capacidades. Ambas con la instrumentación necesaria (ver Anexo I) que nos permiten conocer algunas condiciones de operación como la temperatura de los efluentes, presión y flujo de entrada del combustible y presión de salida del vapor. El resto de las condiciones como la temperatura del agua de entrada y el vapor de salida se registraron por medio de instrumentación adicional. El flujo del agua (1.66kg/s) fue proporcionado por el proveedor que instaló las bombas de las calderas.

**Tabla 3.1 Condiciones de operación en las corrientes de la caldera "CA-01" y "CA-02"**

Propiedades	1 Agua	2 Vapor	3 Gas LP	4 Efluentes
<b>CA-01</b>				
T (°C)	86.9 ± 8.8	138 ± 5	27.6 ± 3.5	216.3 ± 25.6
F (kg/s)	1.66*	1.66*	0.0093 ± 0.0008	0.013
H (kJ/kg)	364	2733.5	617.18	-
S (kJ/kg K)	1.1568	6.9191	2.4293	-
H <sub>0</sub> (kJ/kg)	121.19	2553.7	620.27	-
S <sub>0</sub> (kJ/kg K)	0.4214	8.4725	2.4287	-
<b>CA-02</b>				
T (°C)	86.9 ± 8.8	140 ± 8	27.6 ± 3.5	211 ± 13
F (kg/s)	1.66	1.66	0.0062 ± 0.0024	0.012
H (kJ/kg)	364	2733.5	617.18	-
S (kJ/kg K)	1.1568	6.9294	2.4293	-
H <sub>0</sub> (kJ/kg)	121.19	2553.7	620.27	-
S <sub>0</sub> (kJ/kg K)	0.4214	8.4725	2.4287	-

En la Tabla 3.1, se muestran los valores obtenidos de todas las corrientes (temperatura, presión y flujo). En el caso de los efluentes no se presentan valores de entropía y entalpía porque no son necesarios para obtener la exergía de estos. Únicamente se requiere su composición química que varía dependiendo del combustible utilizado (gas LP, mezcla de 60% propano y 40% butano), el exceso de aire y la consideración de un proceso de combustión ideal (ver Anexo III). Los valores de entropía y entalpía de las corrientes del bloque fueron obtenidos mediante el programa REPROP 7.0 de NIST [11].

La razón por la que no todos los valores presentados en la Tabla 3.1, cuentan con sus incertidumbres se debe a la dificultad que representó realizar mediciones de algunos parámetros. La Industria no permite tener un control total de las variables y condiciones como en el caso de un diseño experimental, sino que sólo es posible sensor acoplándose a las necesidades de producción de la industria evitando interferir en los procesos. Una vez recabadas las condiciones de operación de todas las corrientes de ambas calderas, se calcula la exergía de dichas corrientes.

### Análisis exérgico de las calderas

#### a) Identificar el tipo de exergía que debe calcularse en cada corriente

La exergía correspondiente al agua líquida y al vapor de agua son exergías físicas y se calculan mediante la ecuación 3.1. El gas LP, por ser un combustible, además de calcularse su exergía física con la ecuación anterior, también debe calcularse su exergía química que depende de su composición con las siguientes ecuaciones

$$\varphi_{quimico} = 1.0437 + 0.1882 \frac{g_H}{g_C}, \quad (3.11)$$

$$Ex_s = Ex_f + Ex_q, \quad (3.12)$$

La exergía química ( $Ex_q$ ) se obtiene multiplicando el factor de corrección químico ( $\varphi_{quimico}$ ) de la ecuación 3.10, del combustible por su poder calorífico, la suma de ambas exergías da como resultado la exergía sustancial ( $Ex_s$ ) presentada en la ecuación 3.12.

Para obtener la exergía de los efluentes, es necesario considerar la composición del combustible que será quemado, así como la cantidad de masa que reaccionará en la combustión. Con esto se calcula la fracción molar de los elementos químicos formados en dicha reacción y se determinará su exergía sustancial con la ecuación 3.12. En la exergía física de los efluentes solo se considerarán como la parte térmica al no ser un proceso donde varíe la presión con respecto a la de referencia

$$Ex_{ter} = (T_{fla} - T_0) \sum n_i C_{p_{ex_i}} \quad (3.13)$$

En la ecuación 3.13, cada uno de los compuestos de los efluentes ( $n_i$ ) deberá multiplicarse por su capacidad calorífica exérgica ( $C_{p_{ex_i}}$ ). La exergía térmica será necesario encontrar la temperatura de la flama ( $T_{fla}$ ), esta se podrá medir mediante un sensor infrarrojo u otro instrumento para altas

temperaturas, u obtener analíticamente utilizando un cálculo iterativo, para el caso de las calderas estudiadas se optará por la segunda opción usando la siguiente ecuación

$$T_{fla} = T_0 \frac{m_{comb} * PC_{comb}}{\sum n_i c_{p_i}} \quad (3.14)$$

Donde la masa del combustible ( $m_{comb}$ ) se multiplicará por el poder calorífico de éste ( $PC_{comb}$ ) y se dividirá en la suma de cada compuesto multiplicado por su calor específico.

Para obtener la exergia química ( $Ex_q$ ) de los compuestos de los gases de combustión (efluentes), se utilizan las capacidades caloríficas y las exergias químicas estándar ( $Ex^0_{quim}$ ) de los elementos ( $x_i$ ) que conforman estos compuestos, como son: Carbono, Hidrógeno y Oxígeno, registradas en las tablas de Kotas [12].

$$Ex_q = \sum x_i Ex^0_{quim} + RT_0 \sum x_i \ln x_i \quad (3.15)$$

En el Anexo III de este trabajo se presenta el cálculo y las consideraciones asumidas de la exergia química del combustible y de los efluentes.

### b) Balance de exergia

Cuando se han obtenido las exergias de todas las corrientes involucradas en las calderas, se realizará un balance de exergia de la siguiente manera

$$Ex_{tte} = Ex_1 + Ex_3 \quad (3.16)$$

$$Ex_{tts} = Ex_2 + Ex_4 \quad (3.17)$$

$$Ex_{nts} = Ex_3 + Ex_4 \quad (3.18)$$

$$Ex_{ntp} = Ex_2 + Ex_1 \quad (3.19)$$

### c) Indicadores exérgicos

Una vez concluido el balance, solo queda obtener los indicadores exérgicos Las irreversibilidades (ecuación 3.3 y 3.4), la eficiencia (ecuación 3.5), la efectividad (ecuación 3.6) y el rendimiento (ecuación 3.7). Finalmente se determina el potencial de mejoramiento, que puede calcularse cuando se conocen los índices anteriores, con la ecuación 3.8.

### 3.4.2 Oxidador Térmico

#### Principio de funcionamiento

Este equipo está diseñado para destruir por medio de calor los compuestos que causan olor desagradable en el ambiente, contenidos en una corriente de aire, conocidos como compuestos orgánicos volátiles (COV).

Para alcanzar la temperatura requerida el equipo cuenta con dos cámaras de combustión (Figura 3.2). En la primera se encuentra un intercambiador de calor estructurado, de paquetes de cerámica que previamente calienta la corriente del aire. En la segunda cámara se alcanzará la temperatura ideal al pasar por el quemador, que oxida los compuestos hasta que solo queda dióxido de carbono y vapor de agua (efluentes y aire sin polvo). El aire caliente regresa al intercambiador de calor y se utiliza para precalentar el siguiente flujo de aire contaminado. Finalmente, el aire sin COV es evacuado a la atmósfera.

#### Condiciones de operación

El oxidador trabaja con cuatro corrientes que son: el aire con polvo, el combustible suministrado, los efluentes y el aire sin polvo como producto final como se muestra en la siguiente Figura.

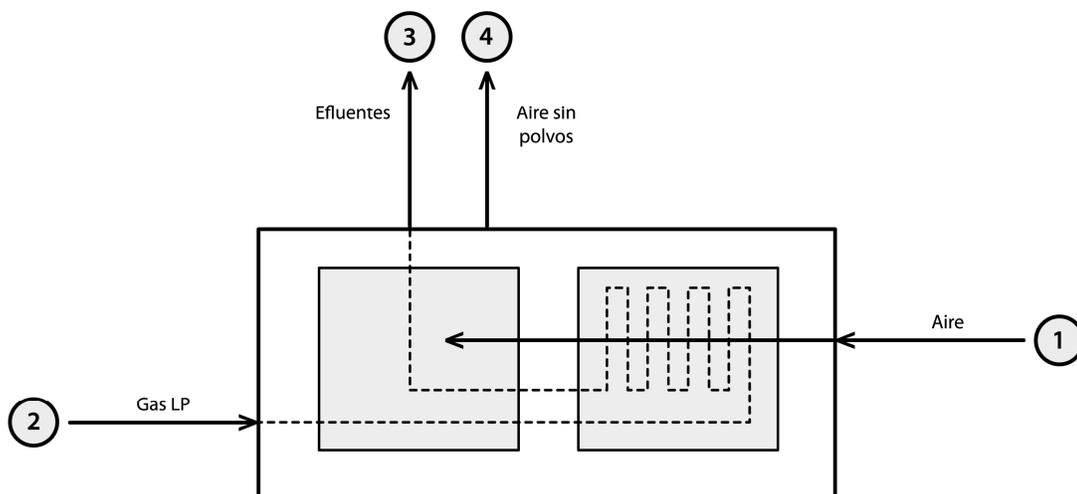


Figura 3.2 Diagrama de bloque del Oxidador Térmico

El registro de las variables de operación del equipo se realiza de forma automática por el sistema de control (Figura 3.3). Para que dichos valores fueran representativos, se activó el equipo un día antes de las mediciones, para alcanzar las temperaturas de operación en las cámaras de combustión.



**Figura 3.3 Sistema de control del Oxidador**

Las condiciones de operación que se presentan en la siguiente Tabla, corresponden al oxidador cuando los secadores "S-01" y "S-03" están conectados al equipo. Como un proyecto futuro, la planta industrial dirigirá los efluentes de todos los secadores al oxidador.

**Tabla 3.2 Condiciones de operación de las corrientes del Oxidador**

Propiedades	1 Aire con 10% humedad y polvos	2 Gas LP	3 Efluentes	4 Aire sin polvos
T (°C)	52.7 ± 11.4	26 ± 2	77.5 ± 2.5	77.5 ± 2.5
F (kg/s)	5.643	0.0005 ± 0.0001	3.328	5.643
H (kJ/kg)	352.7	617.8	-	350.49
S (kJ/kg K)	1.8671	2.4292	-	1.85708
H <sub>0</sub> (kJ/kg)	328.8	620.27	-	302.78
S <sub>0</sub> (kJ/kg K)	1.7968	2.4282	-	1.7106

El aire que proviene de los secadores tiene 10% de humedad que deberá considerarse para poder obtener la entalpía y entropía de de la corriente 1.

Para obtener el flujo másico del aire con 10% de humedad y polvo se sumarán los flujos de ambos secadores, el valor de estos flujos fue proporcionado por la planta industrial. Los efluentes y el aire sin polvos son arrojados al ambiente por un ducto a la temperatura 60°C y se consideraron como corrientes individuales, necesarias para realizar el balance exérgico en el oxidador.

### *Análisis exérgico del oxidador*

#### **a) Identificar el tipo de exergía que debe calcularse en cada corriente**

Para las corrientes de aire con polvo y sin polvo se calcula la exergía física con la ecuación 3.9. Al ser el oxidador un equipo de combustión y utilizar gas LP el cálculo de la exergía del combustible y los efluentes producidos así como la temperatura de flama se calculará como se presenta en el Anexo III.

#### **b) Balance de exergía**

El balance del oxidador queda definido de la siguiente manera

$$Ex_{tte} = Ex_1 + Ex_2 \quad (3.20)$$

$$Ex_{tts} = Ex_3 + Ex_4 \quad (3.21)$$

$$Ex_{nts} = Ex_2 + Ex_3 \quad (3.22)$$

$$Ex_{ntp} = Ex_4 + Ex_1 \quad (3.23)$$

#### **c) Indicadores exérgicos**

Finalmente se obtienen los indicadores exérgicos de este equipo de igual manera que en el caso de las calderas.

### **3.4.3 Destiladores**

#### *Principio de funcionamiento*

La operación unitaria de destilación es un método que se usa para separar los componentes de una solución líquida, la cual depende de la distribución de estos componentes entre una fase de vapor y una fase líquida. Ambos componentes están presentes en las dos fases. La fase de vapor se origina de la fase líquida por vaporización.

El requisito básico para separar los componentes por destilación consiste en que la composición del vapor sea diferente de la composición del líquido con el cual está en equilibrio en el punto de ebullición de este último [13].

Existen varios métodos para llevar a cabo la destilación, el primero consiste en la producción de un vapor por ebullición de la mezcla líquida que se va a separar en una sola etapa para recuperar y condensar los vapores. En este método no se permite que el líquido regrese al destilador y se ponga en contacto con los vapores que se desprenden. El segundo método implica el retorno de una porción del condensado al destilador. Los vapores se desprenden a través de una serie de etapas y parte del condensado fluye hacia abajo a través de la serie de etapas a contracorriente con respecto a los vapores, llamada *destilación fraccionada o con reflujo* [13], porque es la que se lleva a cabo en la planta industrial estudiada. Esta operación no presenta reacciones químicas, así el balance exérgico se simplifica al calcularse solamente exergias físicas.

La siguiente Figura muestra las siete corrientes involucradas en la destilación. El extracto asciende por la parte interna de la columna en forma de vapor, mientras que la disolución fría desciende arrastrando los componentes más pesados. El vapor a medida que se aproxima a la parte superior de la columna, se enriquece de los componentes volátiles de la mezcla.

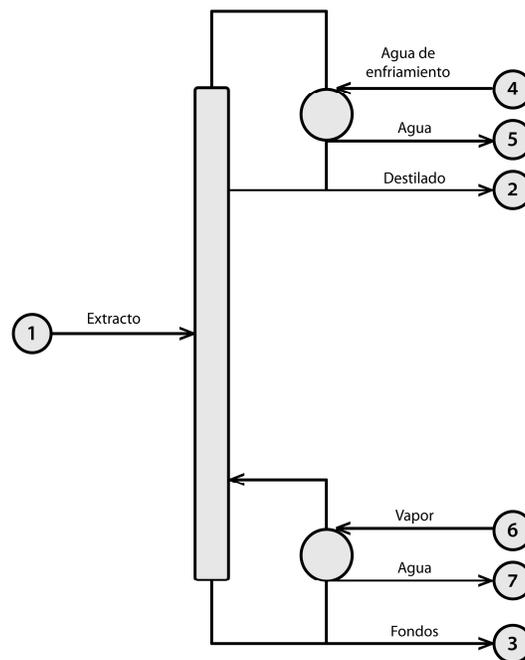


Figura 3.4 Diagrama de bloque de un destilador

### Condiciones de operación

El caso de la destilación en la planta industrial estudiada, es una de las operaciones donde se obtienen una amplia variedad de productos. Después de analizar el comportamiento de producción en el área de básicos, se eligieron los productos que presentaron mayor frecuencia en el 2009, siendo estos el concentrado de jamaica (A-002), el aceite de naranja (A-001), aceite de limón (A-004) y la recuperación de alcohol del producto llamado *carobean* (A-009).

Con estas sustancias ya definidas se obtuvo su diferencia de entalpia y entropia a la temperatura de operación que se muestran en la Tabla 3.3, el cálculo detallado de dichos parámetros termodinámicos se muestra en el Anexo II del presente trabajo.

### Análisis de exergía en los destiladores

#### a) Identificar el tipo de exergía que debe calcularse en cada corriente

Se obtendrán las exergías de las corrientes del extracto, los fondos, el vapor de entrada, agua de desecho, el agua de enfriamiento de entrada y salida, además del destilado utilizando la ecuación 3.1.

#### a) Balance de exergía

Se realizará el balance exérgico

$$Ex_{tte} = Ex_1 + Ex_4 + Ex_6 \quad (3.24)$$

$$Ex_{tts} = Ex_2 + Ex_3 + Ex_5 + Ex_7 \quad (3.25)$$

$$Ex_{nts} = (Ex_6 - Ex_7) + [Ex_1 - (Ex_2 + Ex_3)] - (Ex_4 - Ex_5) \quad (3.26)$$

$$Ex_{ntp} = (Ex_2 + Ex_3) - Ex_1 \quad (3.27)$$

#### a) Indicadores exérgicos

Por último se calculan los indicadores exérgicos de la misma manera que en las calderas y el oxidador.

**Tabla 3.3 Condiciones de operación de las corrientes de las torres de destilación A-001, A-002, A-004 y A-009**

Propiedades	1 Sustancia	2 Destilado	3 Fondos	4 Agua fría	5 Agua fría	6 Vapor	7 Agua residual
<b>A-001</b>							
T (°C)	29.3 ± 1.1	39.5 ± 0.7	71 ± 5	20 ± 2	32.3 ± 2.2	116.5 ± 4.8	82.3 ± 10.8
F (kg/s)	-	0.048	-	0.05	0.05	0.00009	0.00009
H (kJ/kg)	-	-	-	83.915	134.89	2700.08	344.68
S (kJ/kg K)	-	-	-	0.2965	0.4682	7.1721	1.1027
H <sub>0</sub> (kJ/kg)	-	-	-	121.55	121.55	2553.7	121.55
S <sub>0</sub> (kJ/kg K)	-	-	-	0.4229	0.4229	8.4725	0.4229
ΔH	0	18.18	74.88	-	-	-	-
ΔS	0	0.0591	0.2319	-	-	-	-
<b>A-002</b>							
T (°C)	29.3 ± 1.2	26.5 ± 0.7	56 ± 8	20 ± 2	32.3 ± 2.2	107 ± 3	63 ± 4
F (kg/s)	-	0.0116	-	0.05	0.05	0.000014	0.000014
H (kJ/kg)	-	-	-	83.915	134.89	2686.48	273.744
S (kJ/kg K)	-	-	-	0.2965	0.4682	7.216	0.8687
H <sub>0</sub> (kJ/kg)	-	-	-	121.55	121.55	2553.7	121.55
S <sub>0</sub> (kJ/kg K)	-	-	-	0.4229	0.4229	8.4725	0.4229
ΔH	0	6.24	105.764	-	-	-	-
ΔS	0	0.02057	0.33464	-	-	-	-
<b>A-004</b>							
T (°C)	29.3 ± 1.7	39.6 ± 0.6	79.6 ± 2.2	20 ± 2	32.3 ± 2.2	117 ± 4	86.5 ± 6.3
F (kg/s)	-	0.00173	-	0.05	0.05	0.00009	0.00009
H (kJ/kg)	-	-	-	83.915	134.89	2701.56	356.02
S (kJ/kg K)	-	-	-	0.2965	0.4682	7.1614	1.1346
H <sub>0</sub> (kJ/kg)	-	-	-	121.55	121.55	2553.7	121.55
S <sub>0</sub> (kJ/kg K)	-	-	-	0.4229	0.4229	8.4725	0.4229
ΔH	0	18.36	90.36	-	-	-	-
ΔS	0	0.0597	0.27632	-	-	-	-
<b>A-009</b>							
T (°C)	29.3 ± 1.2	26.5 ± 1.2	43 ± 2	20 ± 2	32.3 ± 2.2	113 ± 3	61.5 ± 5
F (kg/s)	-	0.078	-	0.05	0.05	0.000083	0.000083
H (kJ/kg)	-	-	-	83.915	134.89	2695.24	255.37
S (kJ/kg K)	-	-	-	0.2965	0.4682	7.205	0.8438
H <sub>0</sub> (kJ/kg)	-	-	-	121.55	121.55	2553.7	121.55
S <sub>0</sub> (kJ/kg K)	-	-	-	0.4229	0.4229	8.4725	0.4229
ΔH	0	0	42.82	-	-	-	-
ΔS	0	0	0.1384	-	-	-	-

#### 3.4.4 Secadores

##### *Principio de operación*

En un secador por aspersión, un líquido o una suspensión se atomiza en una corriente de aire caliente. El agua de las gotas se evapora con rapidez, el material encapsulante (maltodextrina) atrapa el ingrediente activo de interés, que proporciona las características del producto y se obtienen partículas secas de sólido que se separan de la corriente de gas. El flujo de gas y de líquido de la cámara de aspersión puede ser a contracorriente, en paralelo, o una combinación de ambos. Las materias primas utilizadas como encapsulante son los carbohidratos, gomas, lípidos y proteínas.

Las gotas finas se forman al introducir el líquido en toberas de atomización o discos giratorios rociado de alta velocidad en el interior de una cámara cilíndrica. Es necesario asegurarse de que las gotas o partículas húmedas del sólido no choquen ni se adhieran a las superficies sólidas antes que hayan secado. Por consiguiente se emplean cámaras bastante grandes. Los gases de escape fluyen hacia un separador de ciclón para filtrar las partículas muy finas [13].

En la siguiente Figura se presentan las corrientes que participan en la operación de secado, la emulsión, aire caliente, gas LP, polvo y efluentes.

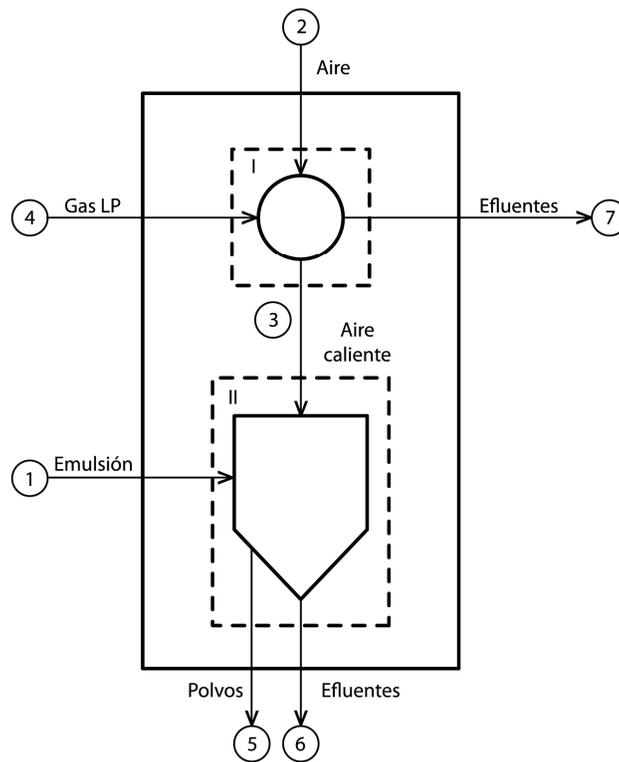


Figura 3.5 Diagrama de bloque de un secador por aspersión

### Condiciones de operación

Aunque la versatilidad de los productos obtenidos por esta operación sigue siendo amplia, se encontró que la emulsión tiene en común que es una disolución de 50% en peso de agua y 50% de polvos. La maltodextrina es un compuesto importante al cumplir la función de encapsulante del sabor. Las variables termodinámicas se obtuvieron de la disolución de agua, maltodextrina y alcohol, que simula los sabores frutales y la sustancia activa es derivada del alcohol (ver Anexo II).

Para un adecuado análisis exérgico, se considerará el  $1.3 \pm 0.1\%$  de humedad en el aire (corriente 6) a la salida de los equipos. Aunque aparentemente sea despreciable, afecta lo suficiente en el cálculo de las entalpías y entropías de la corriente

**Tabla 3.4 Condiciones de operación en las corrientes de los secadores S-01, S-02, S -03 y S-05**

Propiedades	1 Emulsión	2 Aire	3 Aire caliente	5 Polvos	4 Gas LP	6 Aire con humedad y polvo	7 Efluentes
S-01							
T (°C)	36.8 ± 1.5	29.3 ± 1.2	179 ± 4	66 ± 6	27.9 ± 2.4	43.9 ± 4.3	170
F (kg/s)	0.0162	0.6269	0.6269	0.0075	0.00473	0.77	0.623
H (kJ/kg)	-	302.755	453.99	-	618.92	351.35	
S (kJ/kg K)	-	1.7104	2.1164	-	2.4288	1.8654	
H <sub>0</sub> (kJ/kg)	-	302.755	302.75	-	620.27	336.44	
S <sub>0</sub> (kJ/kg K)	-	1.7104	1.71	41.6801	2.4282	1.8691	
ΔH	20.36	-	-	0.13	-	-	
ΔS	0.0664	-	-	-	-	-	
S-02							
T (°C)	32.8 ± 0.5	29.3 ± 1.2	170.6 ± 0.5	66.3 ± 5.9	27.9 ± 2.4	63.8 ± 1.1	170
F (kg/s)	0.095 ± 0.104	0.6643	0.6643	0.008 ± 0.0008	0.0946	0.77 ± 0.17	0.664
H (kJ/kg)		302.202	451.8		618.92	370.82	
S (kJ/kg K)		1.7087	2.097		2.4288	1.9192	
H <sub>0</sub> (kJ/kg)		302.202	302.75		620.27	335.42	
S <sub>0</sub> (kJ/kg K)		1.7087	1.71		2.4282	1.8657	
ΔH	9.1099	-	-	42.02			
ΔS	0.0299	-	-	0.1310			
S-03							
T (°C)	44.4 ± 0.12	29.3 ± 1.2	183.5 ± 1.5	74.9 ± 2.9	27.9 ± 2.4	74.9 ± 2.9	170
F (kg/s)	0.088 ± 0.01	4.5638	4.5638	0.041 ± 0.006	0.1892	0.041 ± 0.01	4.80 ± 0.31
H (kJ/kg)		302.202	456.8		618.92	370.82	
S (kJ/kg K)		1.7087	2.111		2.4288	1.9192	
H <sub>0</sub> (kJ/kg)		302.202	302.76		620.27	335.42	
S <sub>0</sub> (kJ/kg K)		1.7087	1.71		2.4282	1.8657	
ΔH	40.191		-	51.815	-		
ΔS	0.1297		-	0.1595	-		
S-05							
T (°C)	42.0 ± 0.4	29.3 ± 1.2	175.4 ± 1.5	63.6 ± 3.5	27.9 ± 2.4	64.6 ± 2.9	
F (kg/s)	0.106 ± 0.014	3.4241	4.5638	0.066 ± 0.226	0.4729	3.844	
H (kJ/kg)		302.202	451.8		618.916		
S (kJ/kg K)		1.7104	2.097		2.4288		
H <sub>0</sub> (kJ/kg)		302.202	302.76		620.27		
S <sub>0</sub> (kJ/kg K)		1.7104	1.71				
ΔH	33.814		-				
ΔS	0.1095	1.7087	-		2.4282		

### Análisis de exergia

#### a) Identificar el tipo de exergia que debe calcularse en cada corriente

Al no existir una reacción de combustión solo se obtiene la exergia física de los efluentes, así como del aire, emulsión y polvos, con la ecuación 3.1. Solamente en el caso del gas LP, se obtiene su exergia química y posteriormente la sustancial (ecuación 3.12, 3.13 y 3.15).

Los efluentes solo están compuestos por aire con polvo residual y se desprecian los gases de combustión. Esta consideración se hizo en base a que quemador presenta una combustión ideal, logrando que la corriente de aire no lleve fluido residual que altere las características del producto.

### b) Balance de exergía

Con la información de las exergías de las corrientes del equipo, se realizará un balance

$$Ex_{tte} = Ex_1 + Ex_2 + Ex_4 \quad (3.28)$$

$$Ex_{tts} = Ex_3 + Ex_5 \quad (3.29)$$

$$Ex_{nts} = (Ex_4 - Ex_2) - Ex_5 \quad (3.30)$$

$$Ex_{ntp} = Ex_3 - Ex_1 \quad (3.31)$$

### c) Indicadores exérgicos

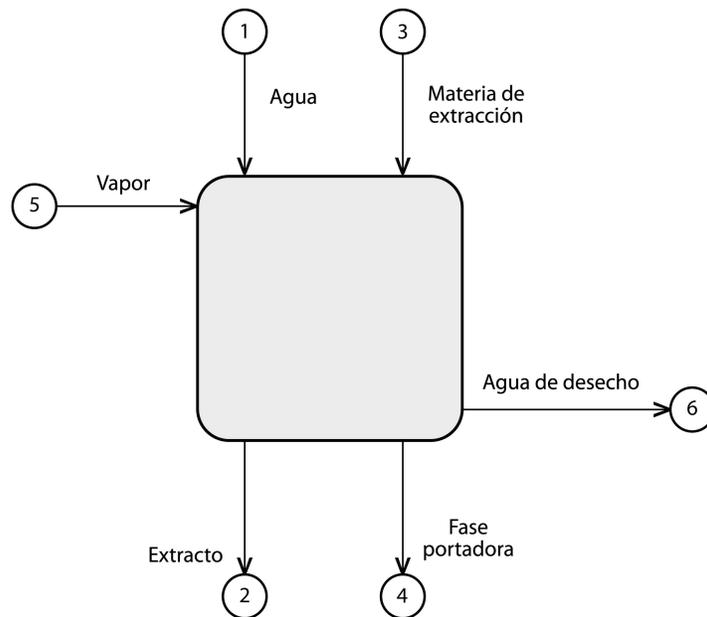
Enseguida se obtienen los indicadores de la misma forma que en los equipos anteriores.

#### 3.4.5 Extractores

##### *Principio de operación*

La extracción permite obtener componentes solubles de sólidos contenidos en un disolvente, por ejemplo la obtención de extracto de jamaica. En este proceso, la sustancia aromática llamada soluto se extrae con agua, que funciona como disolvente del material de extracción, formando una fase portadora sólida y el soluto. Así se obtiene una infusión de jamaica, siendo el disolvente con la sustancia aromática disuelta. Dentro del extractor queda la fase portadora sólida (jamaica lixiviada).

La siguiente Figura muestra las seis corrientes que participan en la operación, agua, extracto, material de extracción, fase portadora, vapor, agua de desecho.



**Figura 3.6 Diagrama de bloque de un extractor**

La gama de productos obtenidos en estos equipos no es tan amplia y variable como en caso de los secadores, los equipos A-103 y A-104, se ocupan para realizar extracto de jamaica y los equipos A-106 y A107 para el extracto de cocoa.

### **Condiciones de operación**

En la Tabla 2.2, se presentó que las capacidades de los equipos, donde A-103 es de la misma que el A-104, así como A-106 y A-107, son iguales, por lo tanto las condiciones del equipo A-103 se presentarán junto con la A-104 y la de A-106 con A-107, así como el análisis de los cuatro equipos.

El peso de disolvente y material de extracción es definido antes de realizar la operación y retirado al final. Se trata de un sistema cerrado y no se presenta flujos de estas corrientes.

**Tabla 3.5 Condiciones de operación en las corrientes de los extractores A-103 y A-104, A-106 y A-107**

Propiedades	1 Disolvente	2 Extracto	3 Material de extracción	4 Fase portadora sólida	5 Vapor	6 Agua de desecho
A-103 y A-104						
T (°C)	60 ± 1	60 ± 1	29.4 ± 1.2	59 ± 4	113 ± 4	59 ± 4
F (kg/s)	-	-	-	-	0.00007	-
H (kJ/kg) <sup>1</sup>	251.18	-	-	-	2695.2	251.18
S (kJ/kg·K) <sup>1</sup>	0.8313	-	-	-	7.205	0.8318
H <sub>o</sub> (kJ/kg) <sup>1</sup>	125.74	-	-	-	2553.7	125.74
S <sub>o</sub> (kJ/kg·K) <sup>1</sup>	0.4368	-	-	-	8.4725	0.4368
ΔH	-	126.83	0	118.12	-	-
ΔS	-	0.3993	0	0.3993	-	-
A-106 y A-107						
T (°C)	41.6 ± 1.5	75 ± 2	30 ± 1.4	69 ± 2	115 ± 1.1	75 ± 2
F (kg/s)	-	-	-	-	0.00007	-
H (kJ/kg) <sup>1</sup>	167.53	-	-	-	2698.6	314.03
S (kJ/kg·K) <sup>1</sup>	0.5724	-	-	-	7.1829	1.0158
H <sub>o</sub> (kJ/kg) <sup>1</sup>	125.74	-	-	-	2555.6	125.74
S <sub>o</sub> (kJ/kg·K) <sup>1</sup>	0.4368	-	-	-	8.556	0.4368
ΔH	-	118.91	5.312	118.12	-	-
ΔS	-	0.3693	0.01751	0.3719	-	-

### Análisis de exergia

#### a) Identificar el tipo de exergia que debe calcularse en cada corriente

Los extractores realizan una operación unitaria donde no ocurre reacción química, solamente transferencia de masa, por lo tanto solo se requiere la exergia física de todas las corrientes involucradas utilizando la ecuación 3.9.

#### b) Balance de exergia

El balance esta dado de la siguiente manera:

$$Ex_{tte} = Ex_1 + Ex_2 + Ex_5 \quad (3.32)$$

$$Ex_{tts} = Ex_2 + Ex_4 + Ex_6 \quad (3.33)$$

$$Ex_{nts} = Ex_5 - Ex_6 \quad (3.34)$$

$$Ex_{ntp} = (Ex_2 + Ex_4) - (Ex_1 + Ex_3) \quad (3.35)$$

**c) Indicadores exérgicos**

Enseguida se obtienen los indicadores de la misma forma que en los equipos anteriores.



# CAPÍTULO IV

## 4. Análisis de Resultados

En este Capítulo se presentarán los resultados obtenidos del análisis exérgico realizado a los seis distintos equipos de la planta industrial. Inicialmente se discutirán dichos resultados por equipo para entender el comportamiento que presentaran los bloques por separado y posteriormente se comparan todos los bloques entre sí, para observar cuales son los que presentan áreas de oportunidad importantes de acuerdo a los indicadores. Por último se muestra un comparativo de las eficiencias calculadas por primera y por segunda ley para observar sus diferencias.

### 4.1 Calderas

En la Tabla 4.1, se presentan los resultados obtenidos de los cinco indicadores exérgicos que evalúan el aprovechamiento de la energía en las calderas, y se observa lo siguiente

**Tabla 4.1 Indicadores de las Calderas**

Equipo	Efectividad $\varepsilon$	Eficiencia $\eta$	Rendimiento $\zeta$	Irreversibilidades Irr (kJ/kg)	Potencial de Mejoramiento Pot (kJ/kg)
CA-01	0.042	0.648	0.0150	17537.12	484813.20
CA-02	0.0392	0.673	0.0134	16305.02	48628.45

- **Efectividad**

El gas LP es un combustible con un alto poder calorífico, que proporciona una cantidad mucho mayor de exergía que la necesaria para obtener el cambio de fase del agua, por esta razón la efectividad de ambas calderas es de 0.03.

- **Eficiencia:**

La eficiencia de las calderas, así como la de los equipos de combustión, presentan valores relativamente altos entre 0.6 y 0.7, pero no debe confundirse la interpretación del indicador. Aunque aparentemente es un valor alto, es importante recordar que este indicador es la relación de la exergía que sale, entre la exergía que entra, y toma en cuenta la cantidad que es arrojada al ambiente por efluentes.

- **Rendimiento**

Las calderas requieren de un flujo promedio de 0.00775 kg/s, lo que significa que llegan a quemar 27.9 kg de gas LP en una hora, lo cual es un consumo elevado para la generación del vapor necesario para realizar los procesos de la planta industrial, dando como resultado un valor bajo del rendimiento de 0.012.

- **Irreversibilidades**

La caldera CA-01, presentó mayores irreversibilidades 17,699.98 kJ/kg en comparación a la CA-02 con 16,124.29 kJ/kg. Esto se debe a que su capacidad es 150 C.C. mayor y por lo tanto genera mayor entropía. Aunque ambos equipos funcionan de la misma manera, CA-01 emite un flujo mayor de gases de combustión a una temperatura de 5°C mayor que CA-02.

- **Potencial de mejoramiento**

El potencial de mejoramiento de la caldera grande CA-01 es 26.6 kJ/kg mayor que la caldera pequeña CA-02, debido a las mayores pérdidas de exergía por efluentes que se presentan en la caldera de mayor capacidad. Los esfuerzos de mejora en las calderas deben enfocarse primordialmente a la caldera de capacidad superior, aunque la similitud de los valores de los potenciales de mejoramiento muestra que ambos equipos tienen áreas de oportunidad similares.

## 4.2 Oxidador

En la Tabla 4.2, se presentan los resultados obtenidos de los cinco indicadores que evalúan el oxidador, y se observa lo siguiente:

**Tabla 4.2 Indicadores del Oxidador**

Equipo	Efectividad $\epsilon$	Eficiencia $\eta$	Rendimiento $\zeta$	Irreversibilidades Irr (kJ/kg)	Potencial de Mejoramiento Pot (kJ/kg)
Oxidador	-0.000012	0.194	0.000043	40256.11	49933.58

- **Efectividad**

Este indicador obtuvo un valor negativo cercano a cero, teóricamente significaría que existe algún error en los cálculos o que las consideraciones tomadas no son las más adecuadas, porque los indicadores son resultado de las relaciones de exergias, las cuales no pueden ser menores a cero.

Pero en este caso, el valor negativo tiene un significado más allá de un error en los cálculos o una incorrecta consideración. Se debe al importante contenido de humedad en la corriente de aire que entra al oxidador proveniente de los secadores, donde las trazas de vapor no permiten obtener la temperatura adecuada para eliminar los COV y por lo tanto, este equipo no está cumpliendo el objetivo para el que fue diseñado.

- **Eficiencia:**

El oxidador presenta una eficiencia menor (0.2) a los demás equipos de combustión (0.6 a 0.7), debido a que su exergía de salida también es pequeña, sus efluentes mezclados con el aire sin partículas de olor son emitidos a 77°C (99679.11 kJ/kg). La exergía de salida del oxidador no es de la misma magnitud que la de otros equipos de combustión. Por ejemplo las calderas de este mismo caso de estudio, en que los gases son emitidos a 211°C (32,249.26 kJ/kg).

- **Rendimiento**

Para alcanzar la temperatura de 800°C en las cámaras de combustión y eliminar las partículas de olor en la corriente de aire, el equipo debe ser encendido al menos un día antes de ponerlo en operación, por lo tanto consume una cantidad importante de combustible antes de comenzar su funcionamiento habitual. Además el 10% de humedad que presenta la corriente de aire, provoca un aumento el consumo de combustible en el oxidador para alcanzar la temperatura de operación. Esto lo convierte en un equipo con escaso rendimiento como se observa con el indicador tan cercano a cero. Los datos necesarios para obtener este indicador fueron tomados solo durante una semana, este indicador podría aumentar si se mantuviera el oxidador encendido en períodos más largos.

- **Irreversibilidades**

Por el contenido de trazas de vapor de agua en la corriente de aire proveniente de los secadores del área de básicos, este equipo pierde aproximadamente el 80% de la exergía en irreversibilidades al necesitar una mayor cantidad de combustible para alcanzar la temperatura necesaria para

quemar los COV's, y por lo tanto es el equipo con mayor destrucción de exergía por irreversibilidades internas de los bloques analizados en la planta.

- **Potencial de mejoramiento**

Como consecuencia de una efectividad negativa cercana a cero, e irreversibilidades altas, su potencial de mejoramiento fue el de mayor valor, por lo tanto lo hace el bloque con mayor necesidad de optimizarse en la planta industrial, para disminuir el consumo de combustible, lo que se traduciría en un ahorro importante del consumo global de gas de la planta.

### 4.3 Secadores

En la siguiente tabla, se muestra que El secador de mayor capacidad presenta el potencial de mejoramiento más alto con respecto a los cuatro bloques, sin embargo la diferencia no es mayor a 11 kJ/kg entre estos cuatro bloques, porque como se ha mencionado antes con las calderas, su principio de funcionamiento es el mismo y si se decide por atender uno de los bloques con el mismo funcionamiento se sugiere que sea el de mayor capacidad., se presentan los resultados obtenidos del análisis exérgico realizado para evaluar los cuatro secadores de la planta, obteniendo lo siguiente

**Tabla 4.3 Indicadores de los Secadores**

Equipo	Efectividad $\varepsilon$	Eficiencia $\eta$	Rendimiento $\zeta$	Irreversibilidades $I_{rr}$ (kJ/kg)	Potencial de Mejoramiento Pot (kJ/kg)
S-01	0.0011	0.674	0.00032	16273.30	49896.39
S-02	0.0011	0.639	0.00038	18040.75	49890.23
S-03	0.0012	0.638	0.00038	18086.73	49911.79
S-05	0.0011	0.638	0.00039	18078.59	49890.43

- **Efectividad**

Los secadores presentan una efectividad (0.0011) menor que las calderas, debido a que utilizan un combustible de alto poder calorífico que proporciona una gran cantidad de energía para lograr el secado y obtener como producto final el polvo.

- **Eficiencia:**

Al igual que en las calderas, los valores de este indicador son entre 0.6 y 0.7, porque se considera dentro de la exergía de salida la correspondiente a la que se pierde en los efluentes.

- **Rendimiento**

El rendimiento bajo es consecuencia de su principio de operación; el flujo de gas LP para mantener la cámara de secado mayor a 100°C y el contenido de agua en la emulsión para que se evapore al instante es aproximadamente 0.1 kg/s, (haciendo un promedio de los cuatro equipos) y se obtiene como producto un flujo pequeño de polvo (0.032 kg/s)

- **Irreversibilidades**

El secador con mayor capacidad (S-03), presentó las mayores irreversibilidades 18086.73 kJ/kg de los cuatro equipos, lo cual se debe a que emite mayor flujo de gases de combustión y genera mayor entropía al quemar una mayor cantidad de combustible.

- **Potencial de mejoramiento**

El secador de mayor capacidad presenta el potencial de mejoramiento más alto con respecto a los cuatro bloques, sin embargo la diferencia no es mayor a 11 kJ/kg entre estos cuatro bloques, porque como se ha mencionado antes con las calderas, su principio de funcionamiento es el mismo y si se decide por atender uno de los bloques con el mismo funcionamiento se sugiere que sea el de mayor capacidad.

#### 4.4 Destiladores

En la Tabla 4.4, se muestran los resultados obtenidos de los indicadores exérgicos que evalúan los cuatro destiladores, observando lo siguiente:

**Tabla 4.4 Indicadores de los Destiladores**

Equipo	Efectividad $\epsilon$	Eficiencia $\eta$	Rendimiento $\zeta$	irreversibilidades irr (kJ/kg)	Potencial de Mejoramiento. pot (kJ/kg)
A-002	0.0092	0.042	0.183	485.56	505.06
A-001	0.0097	0.041	0.199	511.35	530.98
A-004	0.0136	0.047	0.249	510.29	531.59
A-009	0.0018	0.013	0.046	515.70	524.36

- **Efectividad**

El valor bajo de este indicador (0.001) se debe a que el vapor aunque no tiene un valor exegético tan elevado como un combustible, sigue siendo una sustancia con una cantidad importante de exergia utilizada por los destiladores para alcanzar su objetivo de operación.

- **Eficiencia:**

Los destiladores presentan una eficiencia notoriamente menor (0.04) en comparación con los equipos de combustión (0.6 a 0.7) analizados anteriormente, porque la exergia de salida es mucho menor (25.84 kJ/kg) que la de un equipo de combustión, al ser el destilado enfriado por el condensador se encuentra muy cercano a la temperatura ambiente y el efluente solo es conformado por el agua residual del vapor utilizado en la chaqueta es un flujo mínimo.

- **Rendimiento**

En cambio, puede observarse que el rendimiento que presentan los destiladores es el más alto de todos los equipos analizados (0.25). La razón es que requieren de un flujo másico de vapor pequeño para alcanzar la temperatura de operación deseada entre 70 y 80°C, logrando separar las sustancias de las mezclas ingresadas.

- **Irreversibilidades**

Este indicador es similar en los cuatro bloques (515.70 kJ/kg), debido a que el principio de funcionamiento es el mismo y la cantidad de exergia que se pierde por efluentes se puede considerar despreciable (19.38 kJ/kg) en comparación con los equipos de combustión, lo que los convierte en equipos que degradan la mayor parte de exergia por irreversibilidades internas.

- **Potencial de rendimiento**

El potencial de mejoramiento es semejante en magnitud a las irreversibilidades, esto se debe a que en estos bloques los efluentes son pequeños de 19.38 kJ/kg, provenientes del agua de desecho de las corrientes de vapor y del agua de enfriamiento.

#### 4.5 Extractores

En la Tabla 4.5, se presentan los resultados obtenidos del análisis exérgico realizado para evaluar los cuatro extractores, y se observa lo siguiente:

**Tabla 4.5 Indicadores de los Extractores**

Equipo	Efectividad $\epsilon$	Eficiencia $\eta$	Rendimiento $\zeta$	Irreversibilidades irr (kJ/kg)	Potencial de Mejoramiento pot (kJ/kg)
A-106 y A-107	0.026	0.050	0.027	531.01	530.19
A-104 y A-105	0.026	0.033	0.022	513.41	502.39

- **Efectividad**

Los extractores presentan la efectividad más alta de todos los bloques analizados (0.02) porque es un sistema cerrado que utiliza una cantidad constante de agua a 60°C, para obtener esa misma cantidad de extracto a la temperatura antes mencionada. Por lo tanto la exergía suministrada es proporcional a la exergía producida cuando se obtiene el extracto.

- **Eficiencia:**

Al igual que en el caso de los destiladores la eficiencia de estos equipos es baja (0.05) porque la exergía de salida no cuenta con la aportación de grandes efluentes, sino solamente el vapor desechado en el enchaquetado del tanque que se utiliza para mantener la temperatura de operación.

- **Rendimiento**

El rendimiento tiene un valor similar a la efectividad (0.026), porque en este bloque tampoco existe una aportación importante de efluentes, y por lo tanto la exergía útil es similar a la exergía total producida, así los valores de ambos indicadores tienden a ser del mismo orden de magnitud.

- **Irreversibilidades**

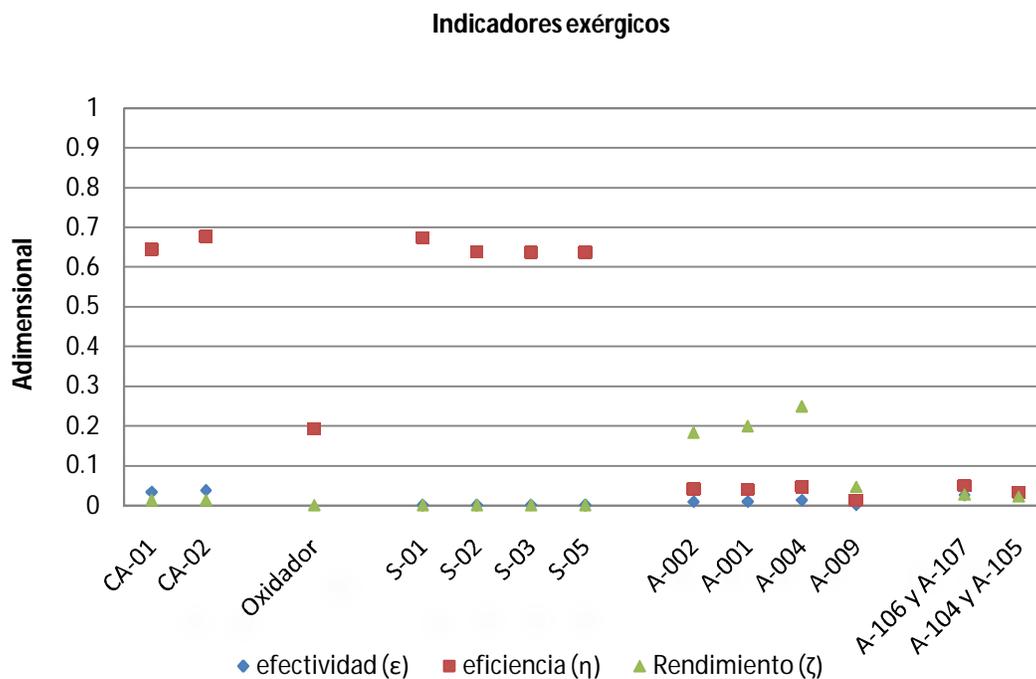
Este indicador es similar en los cuatro bloques (531.01 kJ/kg), debido a que el principio de funcionamiento es el mismo y la cantidad de exergía que se pierde por efluentes se puede considerar despreciable, lo que los convierte en equipos que degradan la mayor parte de exergía por irreversibilidades internas.

- **Potencial de rendimiento**

Al ser los bloques que presentan la mayor efectividad (0.02), como consecuencia su potencial de mejoramiento tiende a disminuir con respecto los otros equipos. El potencial de mejoramiento es semejante en magnitud a las irreversibilidades (530.19 kJ/kg), esto se debe a que en estos bloques los efluentes son pequeños y como se mencionó anteriormente al ser la efectividad mayor, el potencial es ligeramente menor que las irreversibilidades (531.01 kJ/kg).

#### 4.6 Análisis del comportamiento de todos los bloques

En las Figuras 4.1 y 4.2 se presentan los indicadores de todos los bloques de la planta industrial, para poder observar el comportamiento de estos.

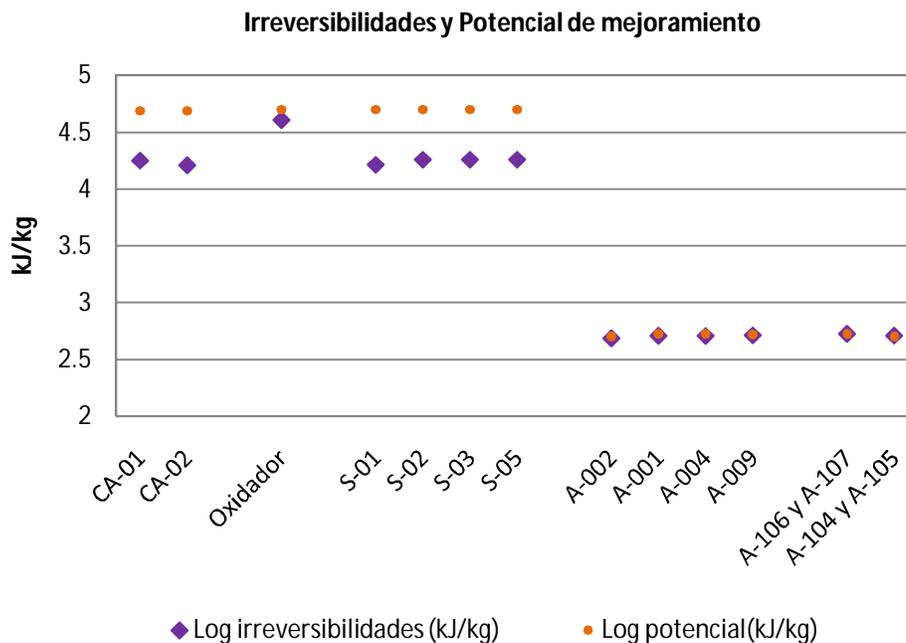


**Figura 4.1. Efectividad, Eficiencia y rendimiento de todos los bloques analizados en la planta Industrial**

En la Figura 4.1 se presentan tres indicadores, la efectividad ( $\epsilon$ ), la eficiencia ( $\eta$ ) y el rendimiento ( $\zeta$ ). La efectividad es un indicador que en todos los bloques es muy cercana a cero, lo cual significa que los equipos requieren una cantidad importante de exergía para realizar su función.

El rendimiento tiene un comportamiento similar a la efectividad en todos los bloques, excepto en los destiladores, que no requieren temperaturas elevadas para obtener la separación de las sustancias. El resto de los equipos además de utilizar una fuente de exergía alta, requieren una gran cantidad de dicha fuente; un excelente ejemplo son los equipos de combustión de la planta.

Los equipos de combustión, como ya se ha mencionado, tienen una eficiencia alta (0.6 a 0.7), comparada con los extractores y destiladores (0.001), debido a que la eficiencia es una relación de exergía de salida entre la exergía de entrada y la exergía de salida en los equipos de combustión el 99% es arrojada al ambiente por efluentes, como se aprecia en la figura 4.3.



**Figura 4.2 Irreversibilidad y Potencial de mejoramiento de todos los bloques analizados en la planta industrial**

En la Figura 4.2 se presenta la gráfica de las irreversibilidades y el potencial de mejoramiento. Los destiladores y los extractores presentan un potencial de

mejoramiento de la misma magnitud que sus irreversibilidades, esto se debe a que sus efluentes son pequeños y por lo tanto presentan un potencial de mejoramiento que no aumenta cuando se suma la pequeña aportación de exergía de los efluentes.

En cambio los equipos de combustión, sus potenciales de mejoramiento son más altos que sus irreversibilidades, ya que aquí se presentan grandes cantidades de exergía al ambiente en los gases de combustión a más de 200°C.

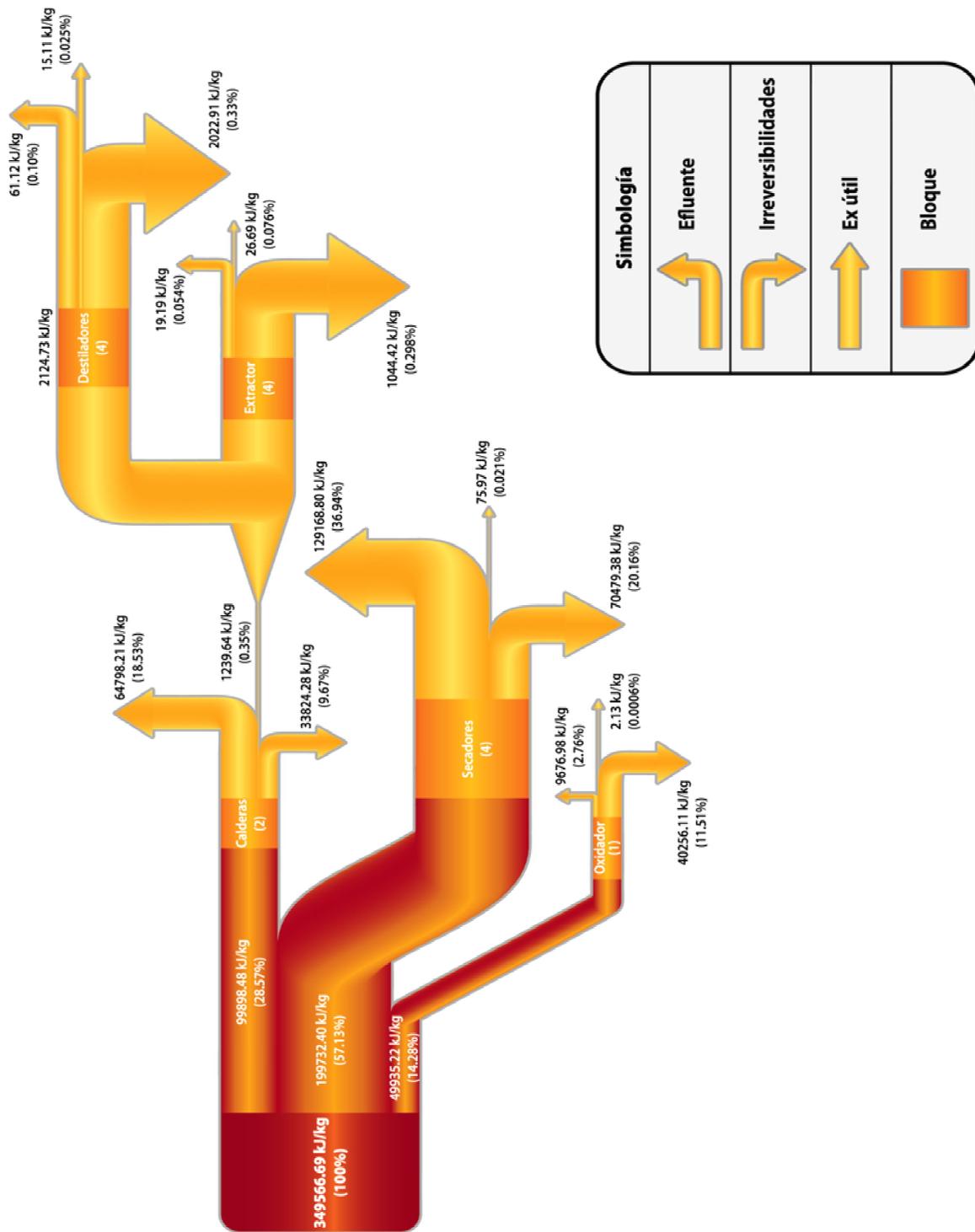


Figura 4.3 Diagrama Sankey del flujo de energía de la plata industrial analizada

Aunque el oxidador sea el de mayor potencial de mejoramiento, todos los equipos que utilizan gas LP tienen áreas de oportunidad importante, sus valores de este indicador se encuentran entre 48700 y 49940 kJ/kg, los cuales son de una magnitud importante.

La representación gráfica de los caudales de exergía se realizó con un diagrama Sankey (Figura 4.3). El ancho de las flechas es proporcional al caudal mostrado y se especifica la cantidad que es aprovechada (exergía útil) cual se desperdicia al ambiente (efluentes) y cuales son pérdidas internas del equipo (irreversibilidades).

La cantidad de exergía inicial proporcionada por el gas LP equivalente al 100% con 349,566 kJ/kg, es distribuida a tres distintos tipos de equipos, en los cuales se divide en forma de cascada.

Más de la mitad del total de exergía 57.13% es utilizada en el proceso de secado y de este porcentaje solo el 0.021% es exergía útil, como producto final. Un porcentaje muy alto 36.94% es arrojado al ambiente como gases de combustión a altas temperaturas, y la operación de secado por irreversibilidades internas no utiliza el 20.16%. Lo que muestran el indicador de efectividad y rendimiento es que se utiliza una cantidad importante de exergía neta de entrada 199732.40 kJ/kg para obtener una muy pequeña como exergía útil 75.97 kJ/kg.

Pero los secadores no son los únicos equipos que presentan este comportamiento, en el que la mayor parte de la exergía se emite al ambiente, los equipos de combustión en sí, comparten este principio de funcionamiento. Las calderas por ejemplo, utilizan el 28.57% de la exergía total de la planta industrial y en efluentes se pierde 18.53% y el 9.67% en las irreversibilidades. La exergía útil, que es el vapor que se obtiene es un porcentaje mayor en comparación con los secadores y el oxidador, pero este no es un producto final, ya que el vapor se utiliza en otros equipos como los destiladores y los secadores.

La exergía que entra del vapor para los extractores y los destiladores proveniente de la caldera, no es suficiente para tener todos los equipos del área de básicos funcionando, esta es la razón por la que en el diagrama no coinciden los valores de exergía de salida de las calderas con los de entrada de los cuatro destiladores y los cuatro extractores.

En el diagrama Sandkey, las flechas que representan la exergía emitida al ambiente de los destiladores y los extractores, son delgadas debido a la pequeña cantidad que emiten al ambiente (0.10% y 0.054% respectivamente),

mientras que son las irreversibilidades del sistema las que muestran una mayor pérdida de exergía (0.33% y 0.298%).

El oxidador es un equipo de combustión que presenta un comportamiento diferente a los secadores y calderas. Este pierde la mayor parte de exergía en las irreversibilidades internas (11.5%), debido a como se observó en los indicadores de efectividad y rendimientos son muy cercanos a cero. Esto, como se ha mencionado es causado porque su principio de funcionamiento no está diseñado para una corriente de aire húmedo.

En la Tabla 4.6, se muestra los distintos valores de eficiencia que se obtienen por primera ley ( $\eta I$ ) y segunda ley de termodinámica ( $\eta II$ ).

**Tabla 4.6 Cuadro comparativo de la eficiencia por primera y segunda ley**

Equipo	$\eta I$	$\eta II$
CA-01	0.6864	0.6456
CA-02	0.8815	0.6771
Oxidador	0.97	0.1938
S-01	0.998	0.6740
S-02	0.994	0.6387
S-03	0.981	0.6377
S-05	0.981	0.6379
A-001	-	0.0418
A-002	-	0.0409
A-004	-	0.0474
A-009	-	0.0134
A-106 y A-107	0.384	0.0504
A-104 y A-105	0.350	0.0333

Para los destiladores, no fue posible obtener el valor  $\eta I$  al desconocer el flujo de vapor necesario para llevar a cabo la destilación, por lo que no pudo realizarse el comparativo. Es importante recordar que al tratarse de una planta industrial, no se puede interrumpir la producción para obtener datos necesarios para el proyecto.

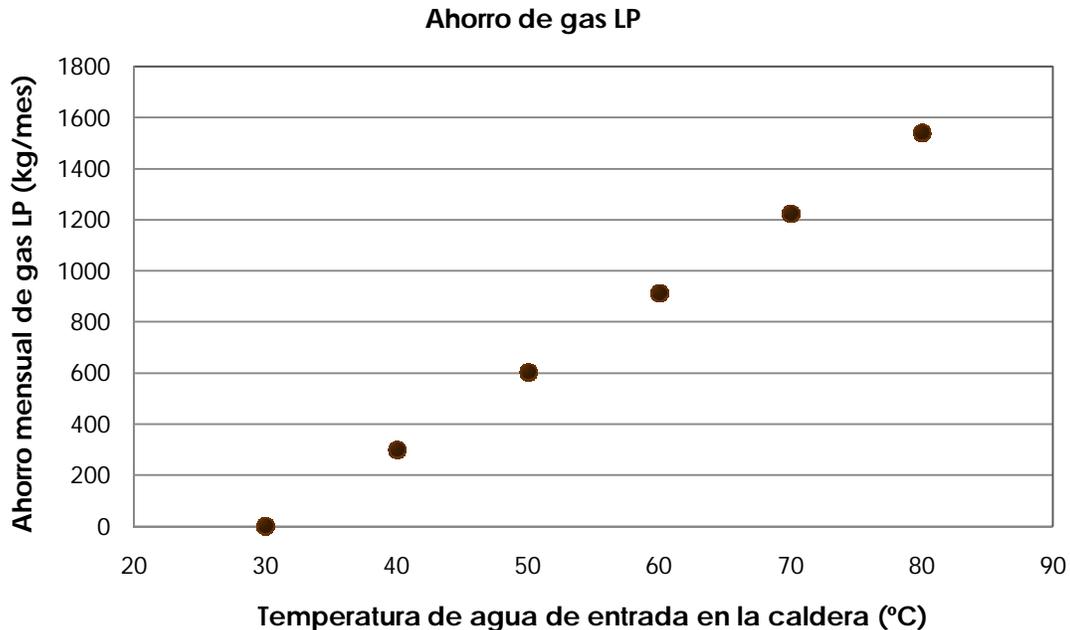
En el resto de los equipos se puede observar que los valores que se obtienen por primera ley son más altos que los de segunda ley.

Las calderas cuando se analizan  $\eta I$  se presenta que CA-02 es más eficiente que la caldera CA-01, mientras por  $\eta II$  muestra que al ser equipos con el mismo principio de funcionamiento sus eficiencias son muy parecidas.

El Oxidador es un excelente ejemplo de un caso donde se puede apreciar la diferencia de hacer un análisis por primera ley y uno por segunda ley. En el primer caso su eficiencia es muy cercana al máximo valor con 0.97, indicando que el equipo opera cercano a lo ideal, por segunda ley es el equipo de combustión con menor eficiencia con 0.19, debido a una alta degradación de exergía por irreversibilidades internas y a su efectividad cercana a cero.

Los secadores presentan el mismo comportamiento de eficiencias altas 0.98 al ser analizados por primera ley, mientras que por segunda ley donde toma en cuenta los efluentes, su valor decrece a 0.6

Los extractores presentan un valor de  $\eta I$  cercano a 0.4, porque solo se considera la energía aportada por la corriente de agua caliente que se necesita para realizar la operación y la cantidad de extracto que se obtiene. Cuando se analiza  $\eta II$ , los valores obtenidos son menores a 0.05, ya que afecta el considerar la exergía aportada por las distintas corrientes de entrada (vapor, agua caliente y material sólido) y salida (agua de desecho, extracto y bagazo).



**Figura 4.4 Ahorro de gas LP mensual en la caldera CA-01**

En la Figura 4.4 se presentan los valores obtenidos de una simulación, que muestra que a diferentes temperaturas de entrada de la corriente de agua en la caldera CA-01, se puede obtener un ahorro de gas proporcional a dicha temperatura, donde el mayor es cuando el agua entra a 80°C, alcanzando hasta 10% de disminución en el consumo de gas LP en la caldera. La temperatura del agua de entrada se consideró a 30°C que es la temperatura de referencia del lugar, pero en la empresa la entrada del agua al equipo es cercana de 50 °C. El flujo de agua con el opera normalmente es de 1.66 kg/s.



# CAPÍTULO V

---

## 5. Conclusiones y Recomendaciones

### 5.1 Conclusiones

En esta tesis se realizó un análisis por segunda ley en una industria de saborizantes y se concluyó que entre la eficiencia de primera y segunda ley, la primera ley evalúa únicamente las relaciones de energía que entra y sale de un equipo, obteniéndose valores más altos, que los calculados por segunda ley que contempla las pérdidas por irreversibilidades y efluentes. Las calderas no presentaron una diferencia significativa de eficiencia de primera y segunda ley, siendo el cálculo por primera ley 6% mayor. En cambio, en el caso de los extractores la eficiencia por primera ley fue 90% mayor porque no se contemplan las pérdidas.

Los bloques que presentaron una mayor eficiencia, cercana a 0.6, fueron, las calderas y los secadores, que utilizan gas LP. La exergía de salida de los equipos incluye la arrojada al ambiente por efluente, que en este caso son gases de combustión, y representa más del 90% del total de la exergía que proporciona el combustible.

La eficiencia de los equipos que utilizan vapor, como los destiladores y extractores, tiene un valor entre 0.03 y 0.04, el cual puede considerarse pequeño en comparación con los equipos de combustión. Por otro lado, los efluentes calculados son del orden de 20 kJ/kg y provienen del vapor utilizado en la chaqueta del tanque. Al igual que la eficiencia, los efluentes calculados son menores a los equipos de combustión presentando una diferencia de cuatro órdenes de magnitud.

El oxidador que es un equipo que funciona con gas LP, no presenta pérdidas significativas por efluentes, las cuales tienen un valor de 9,676.98 kJ/kg, sin embargo, sus irreversibilidades son las más altas con 40,256.11 kJ/kg y una efectividad cercana a cero. Este hecho lo convierte en el bloque con el mayor potencial de mejoramiento de todos los analizados, con un valor de 49933.6 kJ/kg, y es uno equipo clave donde se deben enfocar los esfuerzos por disminuir el consumo de gas LP en la planta.

El siguiente conjunto de bloques con un potencial de mejoramiento de aproximadamente 49000 kJ/kg por equipo, son las calderas y secadores, en ellos se presentan irreversibilidades de alrededor de 18,000 kJ/kg por equipo y pérdidas por efluentes cercanas a 33,000 kJ/kg, dado lo anterior, la planta industrial puede recuperar la mayor cantidad de exergía posible que se pierde como calor en los gases de combustión.

Los indicadores exérgicos cuando son calculados para equipos que funcionan bajo el mismo principio. De lo anterior, se obtuvo que el equipo de mayor capacidad presentó el más alto potencial de mejoramiento. Esto significa, que una optimización exérgica a equipos con el mismo principio de funcionamiento, debe enfocarse a los de mayor capacidad, que generan mayor cantidad de entropía.

La efectividad de los secadores resultó cercana a 0.001, esto es consecuencia de utilizar gas LP (0.09 kg/s) con alto contenido de exergía para obtener un pequeño flujo másico de polvo como producto final (0.0008 kg/s).

Cuando los efluentes de un equipo son pequeños, la exergía útil tiende a ser mayor y como resultado el equipo presenta un mejor rendimiento. Esto puede apreciarse con los extractores de la planta, por ejemplo, de los 28.2 kJ/kg de exergía de salida del destilador A-006, 13 kJ/kg son efluentes y 15 kJ/kg son exergía útil.

Los destiladores y extractores presentaron efluentes pequeños de aproximadamente 20 kJ/kg cada equipo con respecto a los bloques de combustión con 33,000 kJ/kg, esto significa que degradan la mayor parte de exergía por irreversibilidades internas. Para optimizar estos equipos debe analizarse el funcionamiento y buscar una mejora en el diseño.

Los indicadores de efectividad, eficiencia y rendimiento de todos los equipos analizados fueron cercanos a cero. Significa que en este momento la planta industrial requiere una cantidad importante de exergía para realizar su función cercana a 350000 kJ/kg, como se muestra en el diagrama de Sandkey y dicha exergía puede ser disminuida en aproximadamente 65%, recuperando calor de sus corrientes de desechos.

Un elemento importante en el ahorro energético, es el precalentamiento del agua que ingresa a las caldera entre 70 y 80 °C. Esto representa un ahorro de combustible del orden de 968.8 kg/día, puede lograrse utilizando el agua residual que sale como efluentes de los equipos de destilado y extractores, así como utilizando recuperadores de calor entre la corriente de alta temperatura (gases de combustión) y la corriente de agua que alimentara a las calderas.

## 5.2 Recomendaciones

Como complemento a este trabajo, se sugiere un análisis exergoeconómico, el cual deberá basarse en el potencial de mejoramiento seguido de un análisis económico considerando el costo de las pérdidas de exergía por cada bloque.

En la planta analizada, el gas LP es la fuente de energía primaria para obtener sus productos, razón por la cual se enfocó el análisis a dicho combustible. Es importante mencionar que la implementación de este método no es exclusivo para el gas LP.

Existen importantes oportunidades de mejora en la planta industrial, pero solo se mencionaran las más sobresalientes. Una alternativa que resultaría interesante explorar para lograr precalentar el agua que ingresa a las calderas, sería implementar alguna tecnología de recuperación de calor a la salida de los gases exhaustos, técnicamente viable y de bajo costo.

En el oxidador, equipo que es utilizado en la planta para eliminar los malos olores, se recomienda la búsqueda de alternativas tecnológicas que no requiera quemar gas LP y funcione con las características de la corriente de aire proveniente de los secadores (humedad y partículas). Un ejemplo de sistema de tratamiento de malos olores es la depuración biológica que utiliza los microorganismos para oxidar bioquímicamente las sustancias orgánicas e inorgánicas que contienen los gases que se deben tratar.

Para el caso de los extractores, donde se utiliza agua a 60°C, la eficiencia, efectividad y rendimiento pueden mejorarse si se utilizan intercambiadores de calor más eficientes (placas) o alguna tecnología solar para obtener el agua a la temperatura y flujo másico necesarios para la operación.

Para lograr que la planta aumente su eficiencia exérgica y sea posible registrar e implementar metas de mejora continua, se requiere de una correcta instrumentación de los procesos, que permita controlar y medir las variables involucradas en la producción, además de conocer el flujo de energéticos (combustibles fósiles, vapor, electricidad, entre otros) que se utilizan en los procesos, áreas, departamentos y finalmente en la planta.



# BIBLIOGRAFÍA

---

- [1] **UNAM**, "Uso eficiente y conservación de la energía II: Experiencias Industriales", ISBN: 968-36-0580-X, *Coordinación de la Investigación Científica, Programa Universitario de la Energía*, México, 1989.
- [2] **SENER**, "Balance de energía 2009", *Secretaría de Energía*, México, 2009
- [3] **Rivero R.** "Programas Integrales de Ahorro de Energía (exergía) en la Industria Petrolera", *Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos A.C.*, ISSN: 0188-7319, Vol. 3-4, Marzo-Abril 1996, pp 7-9.
- [4] **SENER**, "Diagnósticos Energéticos", *Secretaría de Energía, Minas e Industria Paraestatal, Comisión Nacional para el Ahorro de Energía*, México, 1990.
- [5] **Rivero R.** "El análisis de Exergía", *Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos A.C.*, ISSN:0188-7319, Vol.11, Noviembre 1994, pp. 14-27.
- [6] **Fernández M.** "Técnicas para procesamiento y control de la calidad de los alimentos", ISBN: 970-689-145-5, *Universidad de Sinaloa*, México, 1999
- [7] **CONACYT**, "Prospectivas tecnológica Industrial de México 2002-2015: sector 1 Agroalimentario", *ADIAT, CONSEJO Y Desarrollo Tecnológico y Científico de Nuevo León*, México, 2004.
- [8] **Rosen Marc A, Dincer Ibrahim, Kanoglu Mehmet.** "Role of exergy in increasing efficiency and sustainability and reducing environmental impact", *Energy Policy.*, ISSN:0188-7319, Vol.36, 10 Septiembre 2007, pp. 128-137.
- [9] **Rivero R.** "El análisis de Exergía", *Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos A.C.*, ISSN:0188-7319, Vol.11, Noviembre 1994, pp. 14-27.
- [10] **Burgos P., Gómez V., Best R.,** "Método para cuantificar el uso eficiente en los equipos, sistemas y procesos, industriales por medio de indicadores exergicos", Patente en trámite, México 2009.
- [11] **REPROP.** "Reference Fluid Thermodynamic and Transport Properties", Nist Standard Reference Data Base 23, Version 7.0
- [12] **Kotas T.,** "The exergy Method of Thermal Plant Analysis", Krieger Malabar, 1995.
- [13] **Geankoplis, C.J.** "Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias", Tercera edición, Editorial: CECSA, México 1999
- 

[14] **Cengel Y, Boles M.**,"Termodinámica", Quinta edición, Editorial: MC HILL, ISBN-13: 978-970-10-5611-0, México 2007

[15] **Levine Ira N.** "Fisicoquímica", Quinta edición, Editorial: Mc Graw Hill, España 2004

[16] **Hougen, O.A., Watson K.M.** "Principios de los procesos químicos", Tercera edición, ISBN-84-291-4051-4 Editorial: REVERTÉ, Barcelona 1974.

[17] **Pemex Gas y Petroquímica Básica (PGPB).** "Poder calorífico de la mezcla nacional de gas LP durante el 2008".

[18] **Rivero R.** Curso de Posgrado "Uso eficiente de energía: Exergía" 2009.





# Anexo I

## Instrumentación de la planta Industrial y toma de lecturas de las variables de operación

### CONTENIDO:

- Calderas
  - Temperatura
  - Flujo
- Oxidador Térmico
  - Temperatura
  - Flujo
- Destiladores
  - Temperatura
  - Flujo
- Secadores
  - Temperatura
  - Flujo
- Extractores
  - Temperatura
  - Flujo



# ANEXO I

---

## **Instrumentación de la planta industrial y toma de lecturas de las variables de operación**

En la industria es necesario controlar los procesos y tener certidumbre en las variables que se registran por medio de una instrumentación adecuada, a diferencia de un laboratorio de pruebas o de investigación, dicha instrumentación solo esta enfocada a medir y registrar las variables consideradas como representativas en el proceso.

Aunque en la actualidad este enfoque ha sido modificado por la visión de alcanzar metas como ser una industria limpia y eficiente donde no solo se registren datos para el control de procesos sino también para analizar el comportamiento de los consumos de energía y las materias primas en toda la planta Industrial para realizar un análisis energético global.

En México solo algunas industrias están implementando dicha visión, siendo por lo regular empresas transnacionales capaces de invertir. El caso de estudio presentado, como la mayoría de las industrias de este tipo, están interesadas en lograr este objetivo, pero no cuentan con el conocimiento para conseguirlo. Uno de los objetivos particulares de este trabajo de tesis es mostrar la importancia de una adecuada instrumentación.

En el Capítulo III los equipos que fueron analizados son principalmente los que utilizan gas LP como fuente energética principal, siendo calderas, secadores y oxidador, así como los que necesitan el vapor que proporcionan las calderas, que son los destiladores y extractores.

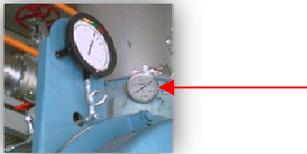
Los registros de variables para cada equipo de interés se realizaron en cuatro ocasiones durante un día. Los datos fueron promediados y se calculó la incertidumbre considerando el error característico de los instrumentos de medición.

### **Calderas**

La planta industrial cuenta con dos calderas de distintas capacidades, CA-01 de 250 C.C. y CA-02 de 100 C.C., siendo la primera caldera la de mayor importancia al estar en operación los cinco días hábiles de la semana durante

las 24 horas y la caldera CA-02, opera los dos días restantes, lo cual permite tener espacios para realizar el mantenimiento preventivo.

**Tabla I.1 Instrumentación de la caldera CA-01**

Gas	
<p>Medidor de flujo (Rotámetro)</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Dresser Measurement Division</li> <li>• Modelo: 3 M 173</li> <li>• Flujo máximo: 85 m<sup>3</sup>/h</li> <li>• No. de serie: 9752849</li> </ul> <p>Mide el flujo de entrada del gas LP a la caldera</p>	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Metran</li> <li>• Rango: 0-4 kg/cm<sup>2</sup>, 0-55 lb/pulg<sup>2</sup></li> </ul> <p>Mide la presión del combustible que entra a la cámara de combustión</p>	
<p>Manómetro:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Diwer</li> <li>• Rango: 0-30 inH<sub>2</sub>O, 0-8 kPa</li> </ul> <p>Mide la presión del combustible que alimenta el piloto</p>	
Agua	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Diwer</li> <li>• Rango: 0-14 kg/cm<sup>2</sup>, 0-100 psi</li> </ul> <p>Mide la presión de alimentación del agua a la caldera</p>	
Vapor	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Rango: 0-14 kg/cm<sup>2</sup>, 0-200 psi</li> </ul> <p>Mide la presión de salida del vapor de la caldera</p>	
Efluente	
<p>Sensor de temperatura</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Aichez</li> <li>• Escalas: 0-300°C</li> </ul> <p>Mide la temperatura de salida de los gases de combustión de la caldera</p>	

**Tabla I.2 Instrumentación de la caldera CA-02**

Gas	
<p>Medidor de flujo (Rotámetro)</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Dresser</li> <li>• Modelo: 8C176 800</li> <li>• Flujo másico: 22.6 m<sup>3</sup>/h</li> </ul>	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Metran</li> <li>• Rango: 0-4 kg/cm<sup>2</sup>, 0-55 lb/pulg<sup>2</sup></li> </ul> <p>Mide la presión del combustible que entra a la cámara de combustión</p>	
Agua	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Diwer</li> <li>• Rango: 0-14 kg/cm<sup>2</sup>, 0-100 psi</li> </ul> <p>Mide la presión de alimentación del agua a la caldera</p>	
Vapor	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Rango: 0-14 kg/cm<sup>2</sup>, 0-200 psi</li> </ul> <p>Mide la presión de salida del vapor de la caldera</p>	
Efluente	
<p>Sensor de temperatura</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Aichez</li> <li>• Rango: 0-300°C</li> </ul> <p>Mide la temperatura de salida de los gases de combustión de la caldera</p>	

Los instrumentos mostrados en la Tabla I.1 miden el flujo y la presión de gas LP, la presión del agua, la presión del vapor y la temperatura de los efluentes

desechados al ambiente. Estos parámetros son los necesarios para mantener la seguridad en la operación de las calderas y reportar a las autoridades correspondientes (SEMARNAT y PROFEPA) los contaminantes que producen los efluentes.

Sin embargo, la instrumentación con que cuenta la planta para el monitoreo de variables es insuficiente para realizar el análisis exérgico y desarrollar metodología propuesta en esta tesis. Fue necesario medir algunas variables con instrumentos que no se encuentran conectados a las calderas, además de calcular por medio de balances de materia y energía otras variables, y conseguir los datos con el proveedor de los equipos.

### **Temperatura**

Esta variable fue la de mayor importancia para el análisis exérgico. Las calderas, tienen una instrumentación insuficiente y solo permite registrar la temperatura de los efluentes, por lo que para el resto de las corrientes (agua, vapor y gas LP) se obtuvieron mediciones utilizando un sensor de temperatura infrarrojo. El registro de dichas temperaturas se realizó en cuatro ocasiones, en un intervalo de una hora. Los valores obtenidos fueron promediados y se calcularon las incertidumbres, considerando además el error característico del sensor. Este procedimiento se realizó para todos los equipos estudiados de la planta.

La temperatura del gas LP, en los tanques de almacenamiento de combustible se obtuvo midiendo con el sensor infrarrojo, y su valor fue muy cercano a la temperatura de referencia. Aunque los tanques de almacenamiento sean distintos para cada equipo, la temperatura de esta corriente es muy similar para todos los casos.

### **Flujo**

En la Tabla I.1 y Tabla I.2 queda en evidencia que no se miden los flujos de las corrientes del equipo, excepto las del gas LP, que cuenta con un rotámetro.

La dificultad presentada para instalar sensores de flujo en las corrientes de proceso de interés es la interrupción de la operación del equipo para realizar la conexión, lo cual es imposible de realizar en la planta. Por lo que se analizaron otras opciones. Para el caso del agua, el flujo es suministrado por una bomba centrífuga donde el proveedor proporciona las curvas de potencia. De manera complementaria con un balance de materia se determinó el flujo del vapor.

Con el flujo del gas LP, pudo calcularse estequiometricamente suponiendo una reacción ideal de combustión el flujo de efluentes a la atmósfera. Dicho dato se revisó con los estudios de emisiones a la atmósfera que entrega la planta industrial periódicamente.

### **Oxidador Térmico**

El oxidador es un equipo de alto riesgo y por lo tanto su sistema de control es completamente automatizado para evitar accidentes por error humano.

### **Temperatura**

Po medio del tablero de control, integrado por los tres sensores Honeywell (Tabla I.3), pudo registrarse la temperatura de los efluentes, y del aire en las dos cámaras de combustión. La temperatura del aire de entrada es similar a la de los efluentes de los secadores, que fue obtenida de las mediciones con el sensor infrarrojo

### **Flujo**

El flujo teórico del aire que entra y de los efluentes esta dado por el ventilador principal que se muestra en la Figura 2.6. Pero el flujo real de aire que entra al equipo es la suma de los flujos de los secadores conectados al equipo (S-01 y S-03). Los efluentes también son conocidos por los estudios de emisiones a la atmósfera que debe realizar periódicamente la empresa.

El gas LP es registrado por el sensor que muestra la Tabla I.3 y solo se hizo la lectura de los valores, cada 15 minutos durante una hora. El sensor maneja unidades  $\text{m}^3/\text{h}$ . Para obtener  $\text{kg}/\text{s}$ , se toma la densidad del gas a la temperatura de referencia de  $29.4\text{ }^\circ\text{C}$  y presión atmosférica de 1.07 bar igual a  $2.1\text{ kg}/\text{m}^3$ .

**Tabla I.3 Instrumentación del oxidador**

Gas	
<p>Flujo del Gas</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Endress-Hauser Manchester</li> <li>• No. de serie: CS-8570</li> <li>• Max. Salida Um=40v</li> <li>• Código: AT70W-L50J11ASC11</li> <li>• Unidades: Sm<sup>3</sup>/h</li> </ul> <p>Mide el flujo de gas de entrada al oxidador</p>	
Aire	
<p>Sensor de temperatura:</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Thermo Electron Corporation</li> <li>• Model: MST24000004S1PO</li> <li>• Rango: 0.4</li> <li>• WC Purge, 4-20 ma out</li> <li>• RTD input</li> <li>• MST2000 loop powered transmitter</li> </ul> <p>Mide la temperatura del aire caliente de entrada a las cámara 1 de combustión</p>	
<p>Presión del aire</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: magnehelig indicating transmitter</li> <li>• Presión máxima: 25 psig</li> <li>• Rango: 0-10 inh2o</li> <li>• Dwyer</li> </ul> <p>Mide la presión del aire a la entrada de la cámara de combustión</p>	
<p>Sensor de temperatura digital</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Honeywell Digital</li> </ul> <p>Mide la temperatura de la cámara 1, cámara 2 y el aire de salida</p>	
Efluente	
<p>Sensor de temperatura digital</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Honeywell Digital</li> </ul> <p>Mide la temperatura de la cámara 1, cámara 2 y el aire de salida</p>	

### Destiladores

La planta industrial, esta equipada con nueve destiladores de diferentes capacidades, equipos con más de 30 años de antigüedad. Los instrumentos

son analógicos. A continuación se presentara una tabla de instrumentación del destilador A-006, por ser el de mayor capacidad.

**Tabla I.4 Instrumentación del destilador**

<b>Vapor</b>	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Dewit</li> <li>• Rango: 0-14 kg/cm<sup>2</sup>, 0-200 psi</li> </ul> <p>Mide la presión del vapor en dentro del tanque enchaquetado</p>	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Metran</li> <li>• Rango: 0-11 kg/cm<sup>2</sup>, 0-150 lb/pulg<sup>2</sup></li> </ul> <p>Mide la presión dentro de la chaqueta del tanque</p>	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Dewit</li> <li>• Escalas: 0-11 kg/cm<sup>2</sup>, 0-150 lb/pulg<sup>2</sup></li> </ul> <p>Mide la presión de la línea de vapor</p>	
<b>Destilado</b>	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Metron</li> <li>• Escala: -76 a 14 kg/cm<sup>2</sup>, 0-150 psi</li> </ul> <p>Mide la presión de salida del destilado</p>	
<b>Fondos</b>	
<p>Temperatura</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Termoregistrador Honeywell Troline</li> </ul> <p>Mide la temperatura de la columna de destilación y de lo que queda en el tanque</p>	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Rosemount</li> <li>• Presión Máxima: 30 psia/2.7 bar</li> <li>• Alimentación: 10.5-55 DC</li> </ul> <p>Mide la presión de vacío de la columna de destilación</p>	

La Tabla I.4 muestra que la manera de controlar el proceso de destilación es principalmente con las presiones de las corrientes que participan. Las variables faltantes para el análisis exérgico se tomaron de la siguiente manera

### Temperatura

La temperatura correspondiente al extracto, agua de enfriamiento, destilado, vapor, agua de desecho y los fondos, fue registrada con un sensor infrarrojo

### Flujo

Para conocer el flujo del destilado se registró la cantidad de líquido que procesaron y el tiempo que tardó la operación. Es un proceso lento, con una duración de más de seis horas, motivo por el cual en algunos casos solo se midió una sola vez. El agua de desecho y el agua de enfriamiento de salida se obtuvo utilizando una probeta graduada y tomando el tiempo de un volumen conocido. Con un balance de materia se calculó el flujo del agua de enfriamiento y el vapor necesarios para llevar a cabo el proceso.

### Secadores

Los secadores cuentan con instrumentación para registrar la temperatura de la cámara de secado, los tanques recibidores y los tanques de alimentación, además la presión de alimentación de la emulsión y del vapor, que son los necesarios para controlar el proceso. El principio de funcionamiento de los secadores es el mismo para los cuatro equipos con los que cuenta la planta, por lo que la manera de controlar la operación es similar de un secador a otro, presentando la instrumentación de uno solo se conoce la del resto de los equipos. Las variaciones consisten en la capacidad de cada secador y la antigüedad de los mismos. La instrumentación que se mostrara es la del secador S-03, por ser el de mayor capacidad y el más utilizado.

**Tabla I.5 Instrumentación de los secadores**

Emulsión	
Tablero de control <ul style="list-style-type: none"> <li>• Presión de alimentación</li> <li>• Temperatura de entrada</li> <li>• Temperatura de la cámara de secado</li> </ul>	
Manómetro <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: APV</li> <li>• Rango: 0-6000 psi, 0-400 bar</li> </ul> Mide la presión del tanque de alimentación	

Para obtener los datos necesarios para el análisis exérgico se realizó lo siguiente:

### **Temperatura**

Con el sensor infrarrojo se obtuvo las temperaturas de los efluentes, la del polvo (producto terminado) se considero como la que registra la cámara de secado, tomando el instante en el que el polvo salió de dicha cámara. La temperatura del aire de entrada al equipo es la registrada como temperatura de referencia.

Los tanques donde se encuentra la emulsión cuentan con sensores de temperatura, aun así cuando fue posible (el tanque se encontraba descubierto) se registró y verifico su valor con el sensor infrarrojo.

### **Flujo**

Los flujos de efluentes fueron proporcionados por la planta industrial, de estudios realizados para el proyecto de conexión de los secadores al oxidador, con esta información fue posible realizar un balance de materia para calcular el aire de entrada que requiere cada secador para su adecuada operación. El flujo del gas LP, pudo obtenerse de un balance de energía considerando la potencia nominal de los quemadores integrados en cada secador.

La emulsión es inyectada por medio de una bomba de alta presión que no opera a toda su capacidad, tiene un arreglo para que solo permita cierto flujo, no calculado a la cámara de secado. Por esta razón se pesó la cantidad de líquido que será enviada al secador y se registró el tiempo que transcurre en ser inyectada.

En algunos equipos pudo medirse por duplicado al ser de capacidades pequeñas. En caso del S-03, donde el proceso puede tardar más de 10 horas, se pidió apoyo a los operarios y no se tuvo oportunidad de registrarlo varias veces.

Para el caso de los polvos, el flujo pudo conocerse registrando el tiempo que se necesita para ser llenado un saco de 25 kg, si el resultado de esta medición es aproximadamente la mitad que el flujo registrado en la emulsión la toma de datos se considera exitosa y concuerda con la información proporcionada por la planta industrial, donde solo deben obtenerse el 50% de polvos por la característica de la solución (50% agua y 50% polvos en peso), sin considerar las perdidas inherentes al proceso.

## Extractores

La planta cuenta con cuatro extractores, A-103 y A-104 con una capacidad 2,734 L, utilizados para realizar el proceso de jamaica. Su instrumentación es la siguiente

**Tabla I.6 Instrumentación de los extractores A-103 y A-104**

Vapor	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Dewit</li> <li>• Rango: 0-14 kg/cm<sup>2</sup>, 0-200 psi</li> </ul> <p>Mide la presión de vapor de entrada del sistema, antes de la válvula</p>	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Metran</li> <li>• Rango: 0-14 kg/cm<sup>2</sup>, 0-200 lb/pulg<sup>2</sup></li> </ul> <p>Presión de vapor después de la válvula</p>	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Metron</li> <li>• Rango: 0-14 kg/cm<sup>2</sup>, 0-200 lb/pulg<sup>2</sup></li> </ul> <p>Mide la presión parte superior de la chaqueta</p>	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Metron</li> <li>• Rango: -0-11 kg/cm<sup>2</sup>, 0-150 lb/pulg<sup>2</sup></li> </ul> <p>Mide la presión de la parte inferior de la chaqueta.</p>	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Dewit</li> <li>• Rango: 0-160 psi, 0-11kg/cm<sup>2</sup></li> </ul> <p>Mide la presión de vapor dentro del tanque de extracción</p>	

Los extractores A-106 y A-107 tienen una capacidad de 7570 L y son utilizados para el proceso de cocoa, con la siguiente instrumentación

**Tabla I.7 Instrumentación del extractor A-106 y A-107**

Vapor	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Dewit</li> <li>• Rango: 0-14 kg/cm<sup>2</sup>, 0-200 psi</li> </ul> <p>Mide la presión directo de la línea de vapor</p>	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: Metron</li> <li>• Rango: 0-11 kg/cm<sup>2</sup>, 0-150 psi</li> </ul> <p>Mide la presión a la entrada de la válvula</p>	
<p>Manómetro</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>• Marca: dewit</li> <li>• Escalas: 0-4 kg/cm<sup>2</sup>, 0-60 psi</li> </ul> <p>Mide la presión a la salida de la válvula</p>	

El equipo de extracción solamente mide la presión del vapor en distintos puntos, como en la chaqueta, dentro del tanque y a la entrada del equipo, como se muestra en la Tabla I.6 y I.7.

De manera independiente miden la temperatura del disolvente (agua) con un termómetro y pesan la cantidad de material de extracción (jamaica o coca) necesario para la operación. Por lo tanto los parámetros restantes se obtuvieron de la siguiente manera

### **Temperatura**

Se obtuvieron las mediciones por separado de la temperatura del vapor, del agua de desecho proveniente de la chaqueta, temperatura del extracto y la temperatura de los fondos utilizando el sensor infrarrojo.

### **Flujos**

Este equipo los flujos a medir son del vapor y el agua de desecho utilizado en la chaqueta del tanque, que al igual que en el caso del destilador se tomo con una probeta con volumen conocido y se registró el tiempo en el que alcanza dicho volumen. En estos equipos no se utiliza demasiado vapor y por lo tanto los flujos son bajos, del orden de 0.0007 kg/s.

El peso de disolvente y material de extracción es definido antes de realizar la operación y retirado al final, es un sistema cerrado y no se presenta flujos de estas corrientes.

# Anexo II

## Determinación de la entalpia y entropia de una disolución

### CONTENIDO:

- Introducción
- Magnitudes molares y parciales
- Relación entre el volumen de la disolución y los volúmenes molares parciales
- Otras magnitudes parciales
- Entropia de una disolución
- La relaciones T ds



## ANEXO II

### Determinación de la entalpia y entropia de una disolución

#### Introducción

En algunos equipos, como secadores, destiladores y extractores, no puede calcularse la exergía de las corrientes como sustancias puras, debido a que normalmente operan con mezclas de dos o más componentes. Por lo que es importante entender que es una disolución y su tratamiento termodinámico, que se formula en términos de magnitudes molares parciales. Una disolución es una mezcla homogénea; es decir un sistema de una sola fase con más de un componente. La fase puede ser sólida, líquida o gaseosa. La composición de una disolución se especifica de varias formas. La que se utilizó en este trabajo, es la fracción molar  $x_i$  de una especie  $i$  expresada por medio de

$$x_i = \frac{n_i}{n_{tot}} \quad (II.1)$$

Donde  $n_i$  es el número de moles de la especie  $i$  y  $n_{tot}$  el número total de moles de todas las especies presente en la disolución. Las disoluciones que se analizaron son líquidas, por lo cual fue necesario considerar una sustancia como disolvente de forma diferente a todas las demás denominadas solutos, normalmente la fracción molar del disolvente es mayor que la fracción molar de cada soluto [15].

#### Magnitudes molares parciales

Antes de explicar el cálculo de la entropia y la entalpia de una solución, es necesario explicar una magnitud molar parcial, y para lograrlo se desarrollará el volumen molar parcial.

Suponiendo que se forma una disolución mezclando a temperatura y presión constante  $n_1, n_2, \dots, n_r$  moles de sustancias  $1, 2, \dots, r$  y sean  $V_{m,1}^*, \dots, V_{m,r}^*$  los volúmenes molares de las sustancias puras  $1, 2, \dots, r$ . Se tiene:

$$V^* = n_1 V_{m,1}^* + n_2 V_{m,2}^* + \dots + n_r V_{m,r}^* = \sum_i n_i V_{m,i}^* \quad (II.2)$$

Después de la mezcla, se encuentra que el volumen  $V$  de la disolución no es igual al volumen previo a la mezcla;  $V \neq V^*$ . Esta diferencia entre  $V$  de la

disolución y  $V^*$ , proviene de las diferencias entre las fuerzas intermoleculares existentes en la disolución y las existente en los componentes puros, así como a las diferencias entre el empaquetamiento de las moléculas en la disolución y su empaquetamiento en los componentes puros, debido a distintos tamaños y formas. Es posible escribir una ecuación como la II.2 para cualquier propiedad extensiva, como por ejemplo: U, H, S y Cp, y cada una de estas propiedades cambia al mezclar los componentes a T y P constantes.

$$\bar{V}_j = \left( \frac{\partial V}{\partial n_j} \right)_{T,P,n_i \neq j} \quad (II.3)$$

Siendo V el volumen de la disolución donde la derivada parcial se realiza manteniendo constantes T, P y todos los números de moles excepto  $n_j$ . Por lo tanto, un volumen molar parcial es el cociente entre cambios infinitesimales de dos propiedades extensivas, teniendo entonces una propiedad intensiva. Como cualquier propiedad intensiva,  $\bar{V}_i$  depende de T, P y las fracciones molares en la disolución:

$$\bar{V}_i = \bar{V}_i(T, P, x_1, x_2, \dots) \quad (II.4)$$

Donde  $\bar{V}_i$  es la velocidad de cambio del volumen de la disolución con respecto a  $n_j$  a T y P constantes.

### Relación entre el volumen de la disolución y los volúmenes molares parciales.

Continuando desarrollando la expresión para el volumen V de una disolución. V depende de la temperatura, la presión y los números de moles. Para valores fijos de T, P y las fracciones molares de la disolución,  $x_i$ . el volumen, que es una propiedad extensiva, es directamente proporcional al número total de moles  $n$  de la disolución. Como V es proporcional a  $n$  para T,P,  $x_1, x_2, \dots, x_r$  dados, la ecuación es

$$V = nf(T, P, x_1, x_2, \dots) \quad (II.5)$$

Donde  $n \equiv \sum_i n_i$  y  $f$  es alguna función de T, P y las fracciones molares. Diferenciando a T,P, $x_1, x_2, \dots, x_r$  constantes se obtiene

$$dV = \sum_i \bar{V}_i dn_i \quad (II.6)$$

Sustituyendo  $dn_i = x_i dn$ , se tiene

$$dV = \sum_i x_i \bar{V}_i dn \quad (II.7)$$

Resulta, para  $dV$  (después de dividir por  $dn$ ):  $f = \sum_i x_i \bar{V}_i$ . La ecuación anterior queda  $V = \sum_i n_i \bar{V}_i$  o teniendo en cuenta que  $x_i = n_i/n$

$$V = \sum_i n_i \bar{V}_i \quad (II.8)$$

Este resultado fundamental expresa el volumen  $V$  de la disolución en función de los volúmenes molares parciales  $\bar{V}_i$  de los componentes, donde cada valor de  $\bar{V}_i$  (ecuación II.4) se evalúa a la temperatura, presión y fracciones molares de la disolución.

### Otras magnitudes parciales.

Los conceptos desarrollados para el volumen  $V$  se aplican a cualquier propiedad extensiva de una disolución, por lo tanto se tiene:

$$H = \sum_i n_i \bar{H}_i \quad (II.9)$$

$$S = \sum_i n_i \bar{S}_i \quad (II.10)$$

$$C_p = \sum_i n_i \bar{C}_{p_i} \quad (II.11)$$

## 1.1 Entalpia de una solución

Antes de calcular la entalpia, es necesario entender el concepto del *calor específico*, que se refiere a la energía requerida para elevar en un grado la temperatura de una unidad de masa de sustancia. En termodinámica, el interés se centra en dos clases de calor específico el cual puede ser a volumen constante ( $c_v$ ) o a presión constante ( $c_p$ ), definidas por las siguientes ecuaciones

$$c_v = \left( \frac{\partial u}{\partial T} \right)_v \quad (II.12)$$

$$c_p = \left( \frac{\partial h}{\partial T} \right)_p \quad (II.13)$$

Como cualquier otra propiedad, los calores específicos de una sustancia dependen del estado que generalmente se especifica mediante dos propiedades intensivas, independientes. Es decir la energía requerida para elevar en un grado la temperatura de una sustancia difiere a temperaturas y presiones distintas, pero normalmente esa diferencia no es muy grande.

Una sustancia cuyo volumen específico es constante se llama sustancia incompresible. Los volúmenes específicos de líquidos en esencia permanecen constantes durante un proceso; por lo tanto, los líquidos se pueden considerar semejantes a una sustancia incompresible sin sacrificar precisión. Entonces para

los líquidos, los subíndices en  $c_p$  y  $c_v$  se eliminan, y ambos calores específicos se pueden presentar mediante un solo símbolo  $c$ .

Al igual que los gases ideales, los calores específicos de sustancias incompresibles dependen sólo de la temperatura. Así las diferenciales parciales de la ecuación de definición de  $c_v$  se puede remplazar por diferenciales ordinarias, que producen

$$du = c_v dT = c(T) dT \quad (II.14)$$

El cambio de energía interna entre los estados 1 y 2 se obtiene de la integración

$$\Delta u = u_2 - u_1 = \int_1^2 c(T) dT \quad (II.15)$$

La variación del calor específico ( $c$ ) con la temperatura se debe conocer antes de llevar a cabo esta integración. Para pequeños intervalos de temperatura, un valor de  $c$  a la temperatura promedio se puede usar y tratar como una constante, de lo que se obtiene

$$\Delta u \cong c_{prom} (T_2 - T_1) \quad (II.16)$$

Para obtener la entalpía, se aplica su definición  $h = u + PV$  y se observa que  $V$  es una constante, la forma diferencial del cambio de entalpía de sustancias incompresibles se determina mediante derivación

$$dh = du + v dP + P dv = du + V dP \quad (II.17)$$

Así al integrar,

$$\Delta h = \Delta u + v \Delta P \cong c_{prom} \Delta T + v \Delta P \quad (0.1)$$

Considerando que se trata de un líquido, el término  $v \Delta P$  es insignificante, por lo tanto

$$\Delta h = \Delta u \cong c_{prom} \Delta T \quad (II.19)$$

Como reporta Hougen [16], la entalpía de una disolución que contiene un mol de soluto, referida al soluto y disolvente puros a la misma temperatura y presión. La entalpía de una disolución a la temperatura  $T$  relativa al soluto y disolvente puros a la temperatura  $T_0$  se expresa de la forma siguiente:

$$H_{soln} = n_1 H_1 + n_2 H_2 + n_2 \Delta H_{s_2} \quad (II.20)$$

Donde:

$H_{soln}$ : entalpia de  $n_1 + n_2$  moles de disolución de componentes 1 y 2 a la temperatura  $T$  relativa a la temperatura  $T_0$ .

$H_1, H_2$ : entalpías molares de componentes puros 1 y 2 a la temperatura  $T$ , relativas a la temperatura  $T_0$ .

$\Delta H_{s2}$ : calor integral de disolución de componente 2 a la temperatura  $T$ .

El calor de disolución se refiere al calor liberado o absorbido cuando se disuelve un mol de soluto en una cantidad fija de disolvente, y al no existir algún tipo de calor en nuestro caso de estudio, se puede tomar como despreciable, quedando la ecuación simplificada

$$H_{soln} = n_1 H_1 + n_2 H_2 \quad (II.21)$$

### Entropia de una disolución

La entropia es una propiedad intensiva de un sistema cuando sus unidades son kJ/kg\*K. Dicha propiedad fue establecida por primera vez por el fisico R.J.E. Clausius, razón por la cual es conocida como la *desigualdad de Clausius*, que se expresa como

$$\oint \frac{\delta Q}{T} \leq 0 \quad (II.22)$$

El cambio de entropía de un sistema durante un proceso puede determinarse integrando la ecuación anterior entre los estados inicial y final

$$\Delta S = S_2 - S_1 = \int_1^2 \left( \frac{\delta Q}{T} \right)_{int rev} \quad (II.23)$$

Para realizar la siguiente integración, es necesario conocer la relación entre  $Q$  y  $T$  durante un proceso, relación que a menudo no está disponible, razón por la cual se debe confiar en los datos tabulado de la entropia. Además se deben tener presentes las siguientes consideraciones:

- Un proceso solo puede ocurrir en una cierta dirección no en cualquiera, que obedece el principio de incremento de entropia ( $S_{gen} \geq 0$ ). Un proceso que viola este principio es imposible. De hecho es este principio que obliga a menudo a las reacciones químicas a detenerse antes de completarse.
- La entropia es una propiedad que no se conserva, e incrementa durante todos los procesos reales.
- El desempeño de los sistemas de ingeniería es degradado por la presencia de irreversibilidades; y la generación de entropia es una medida de las magnitudes de irreversibilidad presente durante el

proceso. A mayor magnitud de irreversibilidad mayor generación de entropia, por consiguiente la generación de entropia puede usarse como una medida cuantitativa de irreversibilidad asociada al proceso y establecer como criterio de diseño de dispositivos.

En el caso de una sustancia, la entropia puede verse como una medida de desorden molecular, o aleatoriedad molecular. Cuando un sistema se vuelve más desordenado, las posiciones de las moléculas son menos predecibles y la entropia aumenta, esto explica porque la entropia de una sustancia sea más baja en la fase sólida y más alta en la gaseosa.

### Las relaciones T ds

Para obtener la ecuación que se utilizó para determinar la entropia de la solución, se utilizaron ecuaciones conocidas como *las relaciones Tds.*, encontrar dichas relaciones es el objetivo de este apartado.

La forma diferencial de la ecuación de conservación de la energía para un sistema estacionario cerrado que contiene una sustancia puede expresarse para un proceso internamente reversible como

$$\delta Q_{int rev} - W_{int rev, salida} = dU \quad (II.24)$$

Pero

$$\delta Q_{int rev} = T dS$$

$$\delta W_{int rev, salida} = P dV$$

Por lo tanto

$$TdS - PdV = dU$$

$$Tds = du + Pdv \quad (II.25)$$

Siendo la ecuación II.25, conocida como la primera ecuación Tds, la segunda ecuación se obtiene de eliminar *du* de la ecuación usando la definición de entalpia, por lo tanto

$$dh = du + Pdv + Vdp$$

$$Tds = dh - vdp \quad (II.26)$$

La ecuación II.26 es valiosa porque relacionan cambios de entropia de un sistema con cambios en otras propiedades. Las relaciones explicitas para cambios diferenciales en la entropia se obtienen al resolver para *ds*

$$ds = \frac{du}{T} + \frac{Pdv}{T} \quad (II.27)$$

$$ds = \frac{dh}{T} - \frac{VdP}{T} \quad (II.28)$$

El cambio de entropia durante un proceso puede determinarse al integrar ambas ecuaciones entre los estados inicial y final. Sin embargo, para realizar estas integraciones debemos conocer la relación entre  $du$  o  $dh$  y la temperatura, (ecuaciones II.12 y II.13).

Para el caso de los líquidos puede aproximarse como sustancia incompresible dado que sus volúmenes específicos permanecen casi constantes durante un proceso. Por lo tanto  $dV \cong 0$ , para este caso la ecuación II.27 se reduce a

$$ds = \frac{du}{T} = \frac{cdT}{T} \quad (II.29)$$

Como se ha mencionado anteriormente,  $c_p = c_v = c$  y  $du$  puede obtenerse con la ecuación II.14. Entonces el cambio de entropia durante un proceso es determinado como sigue:

$$s_2 - s_1 = \int_1^2 c(T) \frac{dT}{T} \cong c_{prom} \ln \frac{T_2}{T_1} \quad (II.30)$$

Por lo tanto, podemos conocer la entalpia y la entropia de cualquier solución, si se conoce la concentración y los componentes de la mezcla.



# Anexo III

## Reacciones de gases de combustión

### CONTENIDO:

- Introducción
- Procesos de combustión
- Análisis exérgico aplicado a la reacción de combustión en una caldera



# ANEXO III

---

## Reacciones de gases de combustión

### Introducción

Los combustibles se componen principalmente de hidrógeno y carbono, existen en todas las fases, como ejemplo tenemos al carbón, la gasolina y el gas L.P. El gas LP es un subproducto del procesamiento del gas natural o de la refinación del petróleo crudo. Consiste principalmente de propano, sin embargo también contiene cantidades variables de butano, metano, propileno y butileno. La mezcla mexicana, esta normalmente conformado formada por 60% de propano y 40% de butano en peso.

Una reacción química durante la cual se oxida un combustible y se libera una gran cantidad de energía recibe el nombre de combustión. El oxidante normalmente empleado es el aire, el cual contiene nitrógeno, este elemento, durante la combustión, se comporta como un gas inerte y no reacciona con otros elementos químicos.

El aire que entra a una cámara de combustión contiene trazas de vapor de agua (humedad), que también debe considerarse ya que afecta el poder calorífico del material. En casi todos los procesos de combustión, la humedad en el aire y el agua que se forma durante la combustión puede tratarse como un gas inerte. Sin embargo a temperaturas altas un poco de vapor de agua se descompone en hidrógeno ( $H_2$ ) y oxígeno ( $O_2$ ) e hidroxilos (OH). Cuando los gases de combustión se enfrían por debajo de la temperatura de punto de rocío del vapor de agua, una parte de la humedad se condensa, lo que ocasiona pérdida de eficiencia en la combustión y corrosión en los equipos.

Durante un proceso de combustión los componentes que existen antes de la reacción reciben el nombre de reactivos y los componentes que existen después de la reacción se denominan productos.

Para iniciar la reacción de combustión es necesario llevar el combustible arriba de la temperatura de ignición ( $600^\circ C$  para el propano), además las proporciones del combustible y el aire deben estar en un nivel adecuado para que comience la combustión.

Las ecuaciones químicas se balancean con base en el principio de la conservación de la masa: *La masa total de cada elemento se conserva durante una reacción química.*

### Procesos de Combustión

Un proceso de combustión esta completo si todo el carbono de un combustible se transforma a dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), todo el hidrógeno se transforma en agua ( $\text{H}_2\text{O}$ ). Esto es, si todos los componentes de un combustible se queman totalmente durante un proceso de combustión completa. Por el contrario, un proceso de combustión es incompleto si los productos de combustión contienen algo de combustible o producto no quemado.

La cantidad mínima de aire necesaria para la combustión completa de un combustible recibe el nombre de aire estequiométrico o teórico. El proceso de combustión ideal durante el cual un combustible se quema por completo con aire teórico se conoce como combustión estequiométrica o teórica. La cantidad de exceso de aire suele expresarse en términos del aire estequiométrico y se le llama exceso de aire porcentual.

La predicción de la composición de los productos es relativamente fácil cuando se supone que el proceso de combustión será completo y se conocen las cantidades exactas de combustible y aire utilizados. Todo lo que se requiere hacer en este caso es aplicar el principio de conservación de masa a cada elemento que aparece en la ecuación de combustión. Razón por la cual para el caso del proyecto de tesis, se tomó como una combustión ideal.

Puede también considerarse un proceso de combustión real que incluso con exceso de aire será incompleto pero presenta la desventaja que no se puede predecir la composición de los gases de combustión (productos), basándose únicamente en el balance de masa. La única opción es medir directamente la cantidad de cada componente utilizando un dispositivo conocido como analizador de gas Orsat [14].

### Análisis exérgico aplicado a la reacción de combustión en una caldera

Durante una reacción química se rompen algunos de los enlaces químicos que unen a los átomos en las moléculas y se forman otros nuevos. En general, la energía química asociada a estos enlaces es diferente para los reactivos y los productos, por lo tanto un proceso que implica reacciones químicas involucrara cambios en las energías químicas que deben de tomarse en cuenta en un balance de energía y en el análisis exérgico.

Para calcular la exergia química del combustible, debe conocerse su composición, constituida por carbono (C), hidrógeno (H), oxígeno (O) y nitrógeno (N), para calcular el factor de corrección químico que se obtiene de la expresión de la función de las fracciones másicas [16]

$$\varphi_{químico} = 1.0437 + 0.1882 \frac{gH}{gC} + 0.0610 \frac{gO}{gC} + 0.0494 \frac{gN}{gC} \quad (III.1)$$

En el caso particular del gas LP, solo está formado por H y C ( $C_3H_8 + C_4H_{10}$ ), por lo tanto los últimos dos términos de la ecuación III.1 se desprecian y se tiene solamente

$$\varphi_{químico} = 1.0437 + 0.1882 \frac{gH}{gC} \quad (III.2)$$

Donde  $g_H$  y  $g_C$  son las fracciones másicas de los elementos que forman el gas LP.

El poder calorífico de un combustible se define como la cantidad de calor liberado cuando un combustible se quema por completo en un proceso estable y los productos vuelven al estado de los reactivos [14]. El poder calorífico del gas LP que reporta Petróleos Mexicanos (PEMEX) en sus hojas de seguridad es de 46054.8 kJ/kg [17].

Para obtener la exergia química se utiliza la siguiente ecuación

$$Ex_{química} = (PC + 2422g_{H_2O})\varphi_{químico} + 9417g_s \quad (III.3)$$

Como el gas LP, no contiene azufre ni moléculas de agua, la ecuación III.3 se simplifica a lo siguiente

$$Ex_{química} = (PC)\varphi_{químico} \quad (III.4)$$

Directamente de la ecuación de combustión puede obtenerse los productos de la combustión por medio de un balance de materia. Utilizando gas LP como combustible se obtienen los siguientes compuestos después de la reacción (efluentes); dióxido de carbono ( $CO_2$ ), agua, nitrógeno, y oxígeno proveniente del exceso de aire.

El combustible y el aire entran a la cámara de combustión a  $T_0$  y  $P_0$  donde el balance de entalpía está dado por

$$m_{combustible} * PC_{combustible} = \sum_i n_i H_i \quad (III.5)$$

Para conocer la entalpia de cada compuesto de los efluentes, se pueden aproximar como gases ideales y por lo tanto las funciones de calor específico se pueden remplazar por valores promedios constantes de calores específicos a presión constante

$$m_{combustible} * PC_{combustible} = (T_{fla} - T_o) \sum_i n_i C_{p_i} \quad (III.6)$$

Existen varias consideraciones importantes en el análisis de sistemas reactivos, se necesita conocer si el combustible es un sólido, un líquido o un gas, así como también es necesario conocer el estado del combustible cuando entra a la cámara de combustión para determinar su entalpia.

Los valores del  $C_{p_i}$  se tomaron a partir de la Tabla D.1 "Capacidad calorífica isobárica para entalpia de los gases ideales" de Kotas [12].

Donde " $T_{fla}$ " es la temperatura de la flama adiabática, que se refiere al caso en el que no haya pérdida de calor hacia los alrededores, la temperatura de los productos alcanza un máximo.

Debido a que la temperatura de los productos no se conoce antes de los cálculos, el cálculo de la entalpia de los efluentes no es directo. Por consiguiente la determinación de la temperatura de la flama adiabática requiere hacerse de manera iterativa. Se supone una temperatura para los efluentes y sus entalpias se determinan a esta temperatura. Si esta no es igual a la entalpia de los reactivos, los cálculos se repiten con otra temperatura. La temperatura de flama adiabática se determina luego a partir de estos dos resultados mediante una interpolación.

$$T_{fla} = T_o + \frac{m_{comb} * PC_{comb}}{\sum_i n_i C_{p_i}} \quad (III.7)$$

Para conocer la exergia de los efluentes, se plantea el siguiente balance:

$$Ex_{combustible} + Ex_{aire} = Ex_{efluentes} + Irr \quad (III.8)$$

Donde la exergia del aire ( $Ex_{aire}$ ) es cero porque entra a temperatura ambiente, mientras que la exergia del combustible puede conocerse fácilmente:

$$Ex_{combustible} = m_{combustible} * Ex_{química} \quad (III.9)$$

Es conveniente para calcular la exergia de los efluentes, separar su componente físico y químico de la exergia.

$$Ex_{efluentes} = Ex_{física} + Ex_{química} \quad (III.10)$$

Donde la exergía física de los efluentes es la suma de la exergía térmica y mecánica, para esta reacción que sucede a la presión atmosférica, la energía mecánica es igual a cero y solo debe calcularse la térmica, que esta dada por

$$Ex_{t\acute{e}rmica} = (T_{fla} - T_o)\Sigma n_i C_{p_{ex_i}} \quad (III.11)$$

El  $C_{p_{ex_i}}$  es la capacidad exergética molar a presión constante de cada compuesto presente en el efluente, hay valores disponibles en la literatura de la forma de un polinomio para un gas ideal, por lo que solo tiene que evaluarse a la temperatura de la flama y la temperatura de referencia.

La exergía química esta dada por

$$Ex_{qu\acute{í}mica} = \Sigma x_i Ex^0_{qu\acute{í}mica_i} + RT_o \Sigma x_i \ln x_i \quad (III.12)$$

La exergía química estándar ( $Ex^0$ ) es sumamente útil en el análisis de las reacciones químicas, y son valores de exergía en el estado de referencia estándar de gas ideal a la temperatura de 25°C y a una presión de una atmósfera.

Finalmente se obtiene la exergía de los efluentes con la ecuación III.13

$$Ex_{efluentes} = Ex_{f\acute{í}sica} + Ex_{qu\acute{í}mica} * (m_{combustible}) \quad (III.13)$$

Este fue el procedimiento que se realizó para el cálculo de la exergía de combustión en todos los equipos que queman gas LP.

