



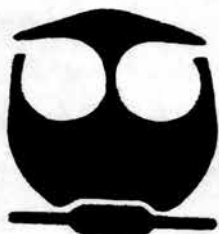
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

"ANALISIS Y SIMULACION DE UNA PLANTA DE ACIDO
SULFURICO UTILIZANDO ADVANCED PROCESS
ANALYSIS SYSTEM."

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
YESSICA GUERRERO RAMIREZ



MEXICO, D.F

EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

2006



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.

Jurado asignado:

Presidente Prof. Manuel Vázquez Islas

Vocal Prof. Celestino Montiel Maldonado

Secretario Prof. Pedro Roquero Tejeda

1er. Suplente Prof. Martín Rivero Toledo

2do. Suplente Prof. Andoni Garritz Cruz

Sitio en donde se desarrolló en tema:

Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos

Departamento de Ingeniería Química

Conjunto E, Edificio de Ingeniería Química.

ASESOR DEL TEMA

SUSTENTANTE



Celestino Montiel Maldonado



Yessica Guerrero Ramírez

Agradecimientos.

A mis padres, por todo su amor y apoyo incondicional, por estar siempre a mi lado y por darme la oportunidad de alcanzar mis sueños.

A mis abuelitos, por recibirme en su hogar, por su paciencia, su amor y su apoyo.

A mis primos y tíos, por todo su cariño y su apoyo.

A Ceci, mi gemela astral, por su amistad y por compartir nuestros sueños y los momentos que vivimos juntas en la universidad.

A Carlos, por aparecer en mi vida y complicarla, por darme alas y enseñarme a volar, por ser mi mejor amigo y por ser lo que más quiero.

Al Ing. Celestino Montiel Maldonado por todo su apoyo para la realización de esta tesis.

CONTENIDO

	Página
LISTA DE TABLAS.	1
LISTA DE FIGURAS.	2
1 INTRODUCCIÓN	7
2 METODOLOGÍA DEL ADVANCED PROCESS ANÁLISIS PROCESS ANÁLISIS SYSTEM.	9
2.1 Flowsim.	13
2.1.1 <i>Formulación de las restricciones de las unidades del proceso.</i>	13
2.1.2 <i>Clasificación de variables y determinación de parámetros.</i>	13
2.1.3 <i>Interfase de Flowsim.</i>	14
2.2 On-Line Optimization.	16
2.2.1 <i>Detección de errores y reconciliación de datos.</i>	19
2.2.2 <i>Reconciliación de datos y estimación de parámetros.</i>	20
2.2.3 <i>Optimización Económica de la Planta.</i>	20
2.3 Chemical Reactor Analysis (REACAT).	22
2.4 The Heat Exchanger Network Program (THEN).	25
2.5 Pollution Index Program.	29
2.5.1 <i>Algoritmo de Reducción de Desechos.</i>	29
2.5.2 <i>Teoría del Impacto Ambiental.</i>	30
2.5.3 <i>Pasos del Pollution Index Program</i>	37

3	MODELADO DE LA PLANTA DE ÁCIDO SULFÚRICO.	39
3.1	Red de Intercambio de Calor.	43
3.2	Sistema de Reactores.	45
3.3	Sección de Absorción.	50
3.4	Balance de Materia.	51
4	APLICACIÓN DE ADVANCED PROCESS ANÁLISIS SYSTEM.	53
5	APLICACIÓN DE FLOWSIM.	55
5.1	Datos Globales.	64
5.2	Tablas.	64
5.3	Entalpías.	66
5.4	Propiedades Constantes.	67
6	APLICACIÓN DE LA OPTIMIZACIÓN EN LÍNEA.	70
6.1	Detección del Régimen Permanente y Frecuencia de Ejecución.	81
7	APLICACIÓN DE THE HEAT EXCHANGER NETWORK PROGRAM.	92
7.1	Manejo de los Resultados de THEN.	105
7.1.1	<i>Gran Curva Compuesta (Grand Composite Curve, GCC).</i>	105
7.1.2	<i>Diagrama de Red</i>	107
7.1.3	<i>Archivo de Salida de Datos.</i>	107
8	APLICACIÓN DE POLLUTION INDEX PROGRAM.	111
9	APLICACIÓN DE CHEMICAL REACTOR ANALYSIS.	118
10	COMPARACIÓN CON LA SIMULACIÓN EN UNA ESTRUCTURA CONVENCIONAL.	127
10.1	Sección del Reactor.	130

10.2	Sección de Absorción.	136
10.3	Resultados de las Simulaciones.	141
	10.3.1 Simulación del APAS.	141
	10.3.2 Simulación de ASPEN.	160
10.4	Comparación de resultados.	162
	10.4.1 Sección del Reactor.	162
	10.4.2 Sección de Absorción.	167
11	ANÁLISIS DE RESULTADOS.	169
12	CONCLUSIONES.	172
13	BIBLIOGRAFÍA.	174
	APÉNDICE A: INTERFASE DE WINDOWS.	176
	APÉNDICE B: BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA DE LAS UNIDADES DEL PROCESO.	178
	APÉNDICE C: DATOS DE LAS UNIDADES Y CORRIENTES DEL PROCESO.	194

LISTA DE TABLAS

	Página
TABLA 1. Unidades de Proceso de la Planta de Ácido Sulfúrico.	40
TABLA 2. Corrientes de Proceso del Modelo del Proceso de Ácido Sulfúrico.	41
TABLA 3. Datos del SCD para 20 intervalos de tiempo.	86
TABLA 4. Solución de THEN para el Proceso de Ácido Sulfúrico – Archivo de Salida de Datos.	109
TABLA 5. Unidades del Proceso.	128
TABLA 6. Valores obtenidos del APAS para las variables medidas.	141
TABLA 7. Valores obtenidos del APAS para las variables inmedibles.	142
TABLA 8. Valores obtenidos del APAS para los parámetros.	159
TABLA 9. Resultados obtenidos para la simulación convencional.	160
TABLA 10 Resultados de las corrientes s10, s11, s12, s13, s20, s21, s22 y s23.	162
TABLA 11 Resultados de las corrientes19, 20,21,22,23 y 24.	165
TABLA 12 Resultados de las corrientes s15, s16, s24 y s25.	167
TABLA 13 Resultados de las corrientes 25,32, 33 y 40.	168

LISTA DE FIGURAS

	Página
FIGURA 1. Estructura de Advance Process Analysis System.	10
FIGURA 2. Estructura de Advanced Process Analysis System.	11
FIGURA 3. Diagrama de Piel de Cebolla para la Organización de un Proceso Químico y la Jerarquía de Análisis.	12
FIGURA 4. Estructura Simplificada de On-Line Optimization.	17
FIGURA 5. Estructura del Programa de Análisis del Reactor.	24
FIGURA 6a. Ejemplo de una Curva Compuesta para las Corrientes Calientes.	28
FIGURA 6b. Ejemplo de una Cuerva Compuesta para las Corrientes Frías.	28
FIGURA 7. Ejemplo de Diagrama de Red.	28
FIGURA 8. Diagrama de Flujo del Proceso de Ácido Sulfúrico.	42
FIGURA 9. Escritorio del Advanced Process Analysis System.	53
FIGURA 10. Cuadro de Información General.	55
FIGURA 11. Menú Model.	56
FIGURA 12. Ventana Unit.	57
FIGURA 13. Pantalla de Flowsim con dos unidades y una corriente.	58
FIGURA 14. Diagrama de Flujo del Proceso de Ácido Sulfúrico.	58

FIGURA 15.	Menú Edit.	60
FIGURA 16.	Menú Options.	60
FIGURA 17.	Ventana Object Settings.	61
FIGURA 18.	Ventana Stream Data.	61
FIGURA 19.	Etiqueta Equalities de la ventana Unit Data.	63
FIGURA 20.	Etiqueta Plant Parameters en la Ventana Unit Data.	63
FIGURA 21.	Etiqueta Equalities en la Ventana Global Data	64
FIGURA 22.	Ventana Tables.	65
FIGURA 23.	Ventana Edit_Table.	66
FIGURA 24.	Ventana Enthalpy.	67
FIGURA 25.	Ventana Constant Properties.	68
FIGURA 26.	Ventana Constant Property.	68
FIGURA 27.	Ventana Model Description.	70
FIGURA 28.	Ventana de Equalities Constraints.	73
FIGURA 29.	Ventana Optimization Algorithms.	73
FIGURA 30.	Options.	75
FIGURA 31.	Ventana Model Summary & Execute.	76

FIGURA 32.	Reporte Final.	77
FIGURA 33.	Menú View.	78
FIGURA 34.	Puntos de Ajuste Óptimos y Datos Reconciliados del Reporte Final para las Variables Medidas.	79
FIGURA 35.	Valores Estimados para los Parámetros de la Planta del Reporte Final.	79
FIGURA 36.	Información basada en el Número de la Corriente	80
FIGURA 37.	Comparación del tiempo entre dos optimizaciones.	83
FIGURA 38.	Procedimiento de implementación para la optimización en línea.	84
FIGURA 39.	Gráficas de dos variables medidas con respecto al tiempo.	88
FIGURA 40.	Gráficas de dos variables medidas con respecto al tiempo.	89
FIGURA 41.	Opción Importar en el menú File.	90
FIGURA 42.	Cuadro de dialogo para importar datos.	91
FIGURA 43.	Cuadro de dialogo para introducir las celdas de Excel.	91
FIGURA 44.	Ventana Heat Exchanger Network Model Information.	92
FIGURA 45.	Ventana Stream List.	94
FIGURA 46.	Ventana Retrieving Stream Data.	95
FIGURA 47.	Ventana Retrieving Stream Data con Coeficientes de Entalpía Promedio.	96
FIGURA 48.	Ventana Enthalpy Data.	97

FIGURA 49.	Flujos Molares de la Corriente s08.	99
FIGURA 50.	Ventana-Retrievieng Stream Data con la Entalpía Promedio de la Corriente s08.	100
FIGURA 51.	Ventana Build Model con todas las Corrientes Calientes y Frías.	102
FIGURA 52.	Ventana de Salida.	103
FIGURA 53.	Gran Curva Compuesta.	104
FIGURA 54.	Diagrama de Rejilla de la Red.	106
FIGURA 55.	Ventana Output Data.	106
FIGURA 56.	Ventana Process con la Composición de la Corriente s06.	111
FIGURA 57.	Ventana Componentes.	114
FIGURA 58.	Ventana Index Calculations.	116
FIGURA 59.	Ventana Waste Reduction Algorithm.	116
FIGURA 60.	Ventana Principal para el Análisis del Reactor.	118
FIGURA 61.	Menús Reaction y Reactor Type.	119
FIGURA 62.	Opciones Globales.	120
FIGURA 63.	Especificaciones del Reactor.	121
FIGURA 64.	Composición de entrada.	121
FIGURA 65.	Propiedades del Catalizador.	122

FIGURA 66.	Propiedades de los Reactivos y Productos.	123
FIGURA 67.	Ventana Stoichiometry.	124
FIGURA 68.	Ventana Reaction Rate.	124
FIGURA 69.	Resultados en la Forma Gráfica.	125
FIGURA 70.	Resultados en Forma Tabular.	126
FIGURA 71	Diagrama de Flujo para una simulación con estructura convencional.	129
FIGURA 72	Gráfica de Temperatura vs. Conversión de SO ₂ obtenida de los resultados de la simulación de APAS.	166
FIGURA 73	Gráfica de Temperatura vs. Conversión de SO ₂ obtenida de los resultados de la simulación de ASPEN.	166

1 INTRODUCCIÓN.

Un simulador de procesos es de gran ayuda para los ingenieros de procesos para realizar evaluaciones y análisis de plantas químicas o para el diseño de nuevas plantas. El **Advance Process Analysis System (APAS)** es un simulador de procesos que integra cuatro herramientas para el análisis completo de un proceso y para desarrollar diseños y modificaciones innovadoras y económicamente viables con el objetivo de la minimización de contaminantes y del desperdicio de energía incrementando la eficiencia y la rentabilidad de plantas químicas.

El APAS se compone por 5 elementos: Flowsim, On-Line Optimization, The Heat Exchanger Network (THEN), Pollution Index y Chemical Reactor Analysis (REACAT). Los cuales se describen brevemente a continuación:

Flowsim: se utiliza para el desarrollo del modelo de proceso y tiene una interfase gráfica con capacidades interactivas.

On-Line Optimization: se utiliza en la detección de errores del Sistema de Control Distribuido (SCD); en la reconciliación de datos generando un juego de datos exactos de la planta; en la estimación de parámetros para tener un modelo de la planta que se ajuste al funcionamiento de la misma; y por último, realiza la optimización económica generando los puntos de ajuste óptimos para el SCD.

Chemical Reactor Analysis (REACAT): es un sistema de simulación para el análisis de reactores catalíticos y no catalíticos de fases múltiples para la prevención de la contaminación y la optimización del proceso.

The Heat Exchanger Network Program (THEN): tiene como objetivo reducir al mínimo el uso de los servicios de calentamiento y enfriamiento

aumentando la recuperación de la energía dentro del proceso. También sintetiza una red de intercambiadores de calor que sea factible y tenga un costo de inversión mínimo.

Pollution Index: tiene como objetivo determinar el impacto del proceso al ambiente. Este programa se basa en el balance de generación de contaminantes del diagrama de flujo del proceso identificando las corrientes contaminantes dentro del proceso para así realizar las modificaciones necesarias a éste.

Objetivo:

Debido a que un simulador de procesos es de gran ayuda en el análisis, la evaluación de un nuevo simulador es de gran valor. El objetivo de esta tesis es evaluar el APAS con el proceso de producción de ácido sulfúrico.

Se aplicará cada uno de los programas que integran el simulador de procesos APAS, se explicarán los pasos a seguir en el manejo de este simulador así como también se realizará un análisis de los resultados obtenidos.

2 METODOLOGÍA DEL ADVANCED PROCESS ANALYSIS SYSTEM.

El APAS es una herramienta de gran alcance para los ingenieros de proceso y de planta permitiéndoles realizar evaluaciones integrales y profundas de proyectos económicos, ambientales y de análisis de riesgo y seguridad. Basándose en fundamentos de la ingeniería química tales como: la estequiometría, la termodinámica, el flujo de fluidos, la transferencia de masa y de calor y el diseño y optimización de reactores. Permite identificar las fuentes de contaminación y desarrollar diseños innovadores y económicamente viables para eliminar su generación en los procesos químicos. Tiene como objetivo incrementar la rentabilidad de las plantas químicas y aumentar la eficiencia de su operación a partir del ahorro de energía así como la disminución de contaminantes.

Los elementos del APAS son: un modulo de entrada de datos para los balances de materia y energía, un modulo para la optimización, un modulo para el análisis del reactor químico, un modulo para el diseño de la red de intercambiadores de calor y un modulo para la identificación de fuentes de contaminación. En las **Figuras 1 y 2** se presenta la estructura del APAS.

La metodología del APAS para identificar y eliminar las causas de desperdicio de energía y de generación de contaminantes se basa en el diagrama de piel de cebolla. En la **Figura 3** se muestra el Diagrama de Cebolla.

ADVANCED PROCESS ANALYSIS SYSTEM

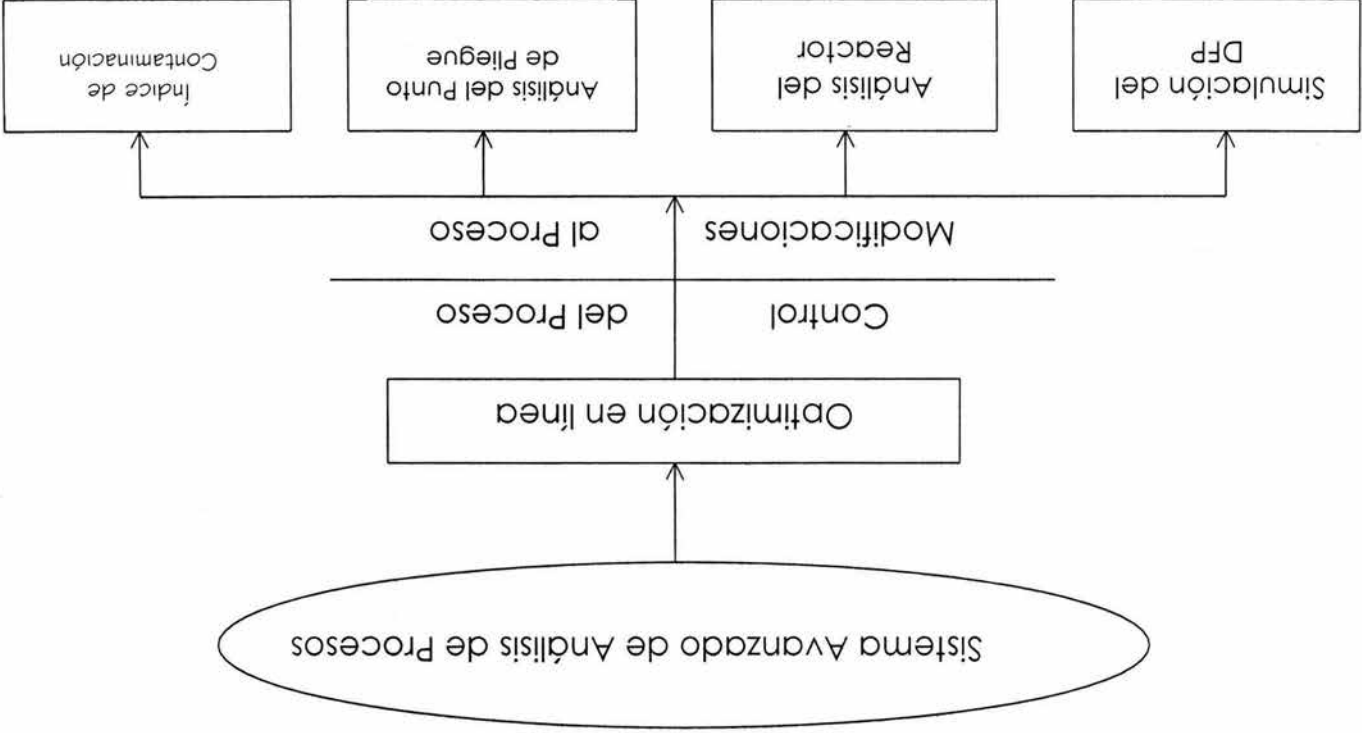


Figura 1: Estructura de Advanced Process Analysis System.

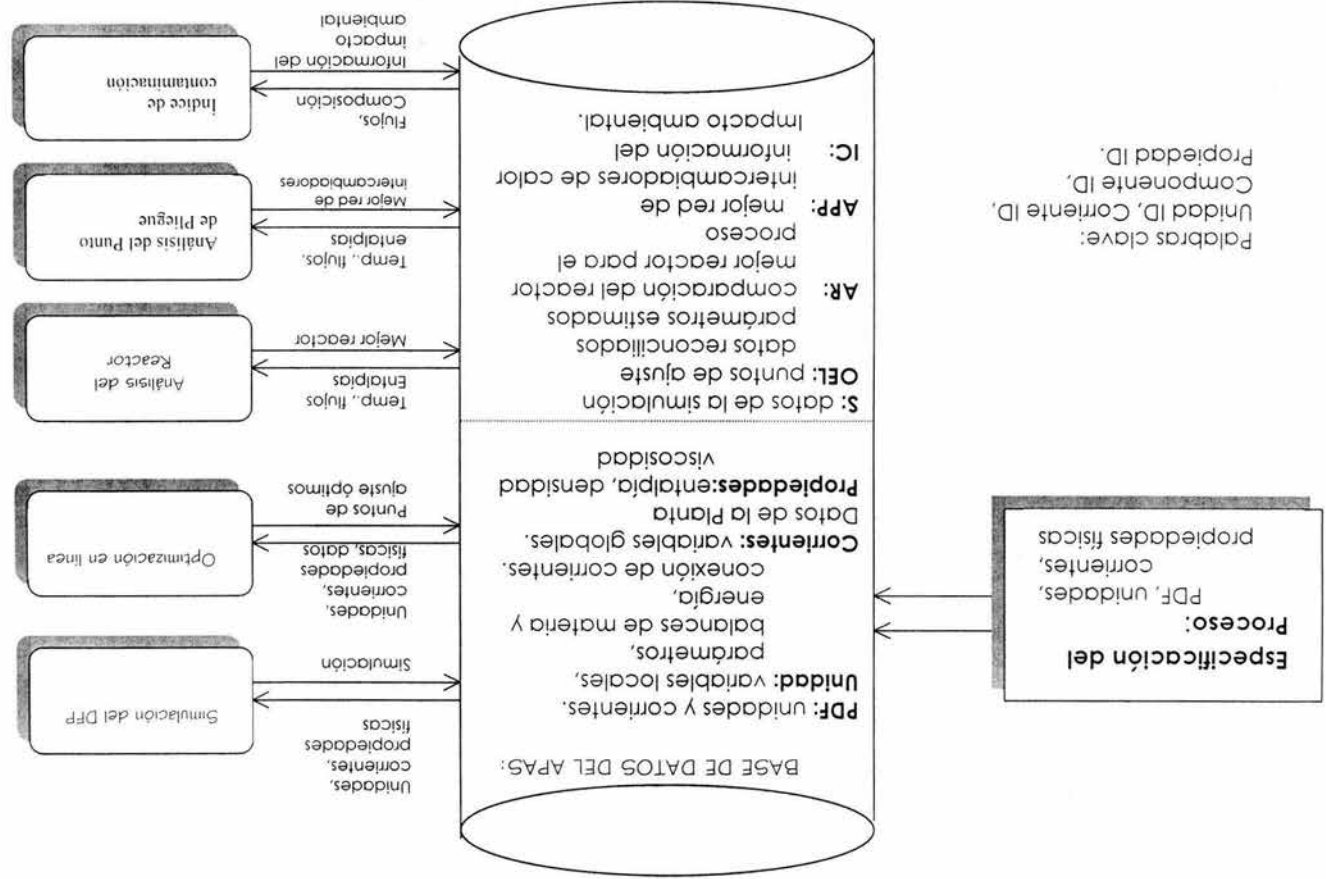


Figura 2: Estructura del Advanced Process Analysis System.



Figura 3: Diagrama de Piel de Cebolla para la Organización de un Proceso Químico y la Jerarquía de Análisis.

En términos generales, la metodología es la siguiente: primero se tiene una descripción exacta del proceso en la que se evalúa cada una de las unidades del proceso. El siguiente paso es el análisis del punto de pliegue para determinar la mejor configuración para la red de los intercambiadores de calor y para determinar la cantidad mínima requerida de los servicios de calentamiento y de enfriamiento del proceso. Y finalmente, se muestra en un diagrama la evaluación del índice de la contaminación, que se utiliza para identificar y para reducir al mínimo las emisiones.

A continuación se da una descripción detallada del APAS y de sus elementos, y como se utiliza en conjunto para controlar y modificar el proceso con el fin de maximizar la utilidad y para reducir al mínimo el consumo de energía y las emisiones.

2.1 Flowsim

El primer paso para la implementación del APAS es el desarrollo del modelo del proceso utilizando Flowsheeting. El modelo del proceso es un sistema de ecuaciones de restricción, que son: los balances de materia y de energía, las ecuaciones de rapidez y las ecuaciones de equilibrio que describen el transporte de materia y de energía y las reacciones químicas del proceso. Estas ecuaciones forman un modelo matemático de relaciones entre las unidades de la planta y las corrientes del proceso. La formulación del modelo de proceso se puede dividir en dos pasos importantes:

2.1.1 Formulación de las restricciones de las unidades del proceso.

Una planta química incluye centenares de unidades de proceso tales como intercambiadores de calor, reactores, columnas de destilación, torres de absorción y otros. Las restricciones para estas unidades se basan en: leyes de conservación (balances de materia y de energía), modelos cinéticos, modelos para el equilibrio físico y químico, etc. Matemáticamente, las restricciones caen en dos tipos: restricciones de igualdad y restricciones de desigualdad. Las restricciones de igualdad son las relaciones exactas tales como los balances de materia y energía. Las restricciones de desigualdad son límites, por ejemplo: límites superiores en la temperatura de ciertas corrientes o límites superiores en la capacidad de ciertas unidades.

2.1.2 Clasificación de variables y determinación de parámetros.

Después de formular las restricciones, las variables del proceso se dividen en dos grupos: variables medidas y variables inmedibles. Las variables

medidas son las variables que se miden directamente del SCD y del. Las variables restantes son variables inmedibles.

Los parámetros del modelo también se pueden dividir en dos tipos. El primer tipo de parámetro son las constantes, que no cambian con tiempo. Los ejemplos de éstos son la energía de activación de la reacción, las áreas de los intercambiadores de calor, etc. El otro tipo de parámetro es el que varía con respecto al tiempo tales como la desactivación del catalizador y factores de incrustación. Éstos se tratan como parámetros porque cambian muy lentamente con respecto al tiempo. Además se relacionan con las condiciones del equipo y no las condiciones de operación.

2.1.3 Interfase del Flowsim

Flowsim se utiliza para desarrollar el modelo de proceso y tiene una interfase gráfica con capacidades interactivas. Las unidades de proceso se representan con rectángulos mientras que las corrientes de proceso se representan con flechas. Cada unidad y corriente de proceso incluidas en el diagrama deben tener un nombre y una descripción. La información de proceso se divide en las seis categorías: restricciones de igualdad, restricciones de desigualdad, variables medidas, variables inmedibles, parámetros y constantes.

La información de las primeras cinco categorías se clasifica asociándola a una unidad o a una corriente en el diagrama. Por ejemplo, para una unidad que sea un intercambiador de calor, la información relevante incluye el balance de materia y la transferencia de calor, límites en los flujos y temperaturas así como el coeficiente de transferencia de calor y todas las variables que definan al intercambiador. Para una corriente, la información incluye su: temperatura, presión, flujo total, flujos molares de los componentes, etc.

La información no ligada a cualquier unidad o corriente se le denomina 'Global Data'. Por ejemplo, los servicios del proceso es una variable global inmedible.

La sexta categoría de constantes se puede agrupar de acuerdo a las propiedades físicas o en que unidad del proceso se utiliza. Por ejemplo, las constantes relacionadas con los intercambiadores de calor se pueden poner en un grupo y los relacionados con los reactores en otro grupo.

Flowsim también tiene una séptima categoría de información llamada coeficientes para la entalpía donde se almacena la lista de todos los compuestos químicos en el proceso con sus respectivos coeficientes de entalpía para diferentes rangos de temperatura.

Toda la información del proceso se introduce con la ayuda de pantallas gráficas interactivas

2.2 On-Line Optimization

Una vez desarrollado el modelo de proceso, el paso siguiente es la simulación y optimización de éste. On-Line Optimization utiliza un sistema automatizado que ajusta la operación de la planta basándose en el control de la producción para maximizar las utilidades y minimizar las emisiones proporcionando los puntos de ajuste para el SCD.

On-Line Optimization consta de tres pasos: la detección de errores y reconciliación de datos, la reconciliación de datos y estimación de parámetros y la optimización económica de la planta. En la detección de errores y la reconciliación de datos, un juego de datos exactos se genera para el SCD de la planta. Este juego de datos se utiliza para estimar los parámetros en el modelo de la planta. La estimación de los parámetros es necesaria para tener un modelo de la planta que se ajuste al funcionamiento de la planta. Y por último, la optimización económica se lleva a cabo utilizando como restricción el modelo de la planta generando los puntos de ajuste óptimos para el SCD. En la **Figura 4** se muestra la estructura simplificada del On-Line Optimization.

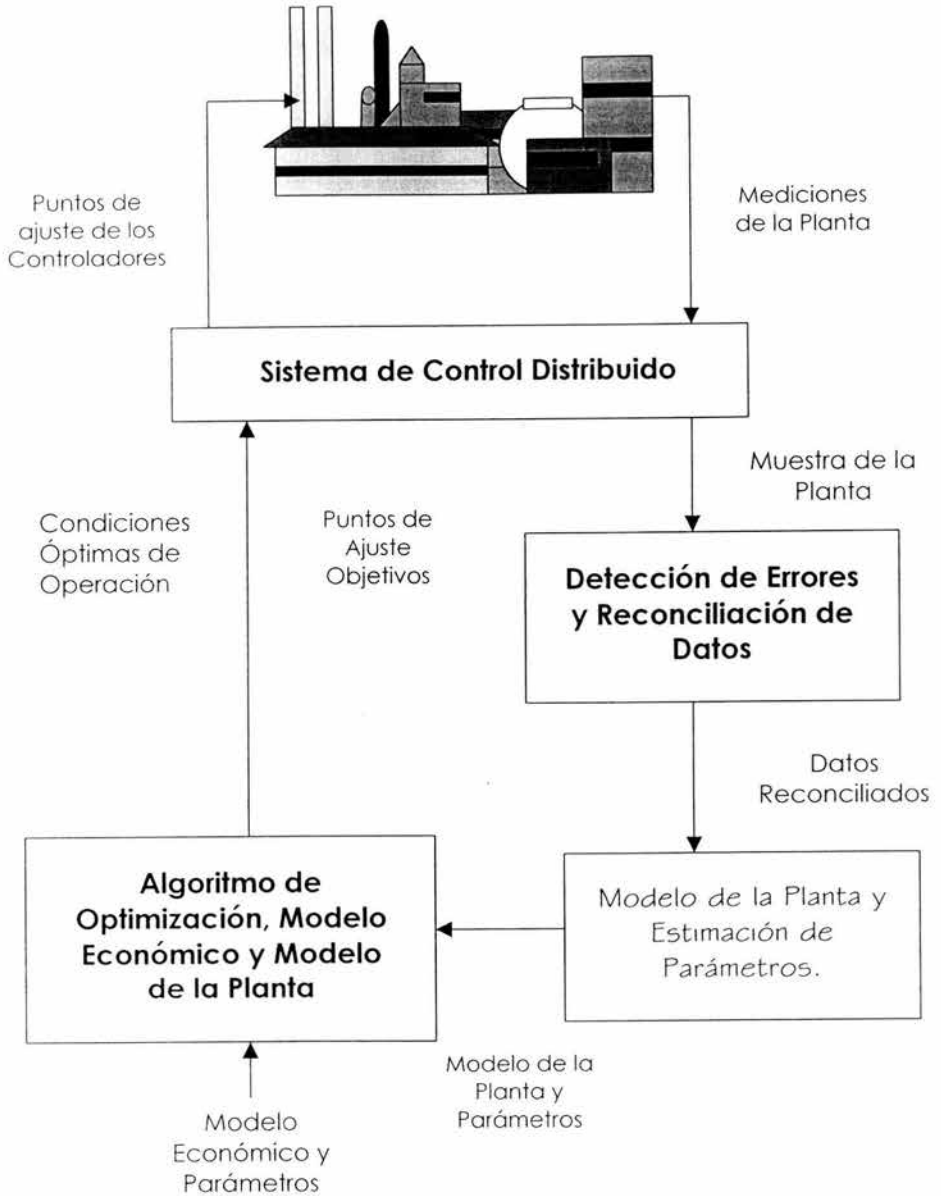


Figura 4: Estructura Simplificada de On-Line Optimization.

Cada uno de los tres pasos antes mencionados de la Optimización en Línea sigue el siguiente planteamiento matemático:

Optimizar: *Función objetivo*

Sujeta a: *Restricciones del modelo de la planta.*

donde la función objetivo es: una función de distribución común para la validación de datos o la estimación de parámetros, y una función para la utilidad (modelo económico) para la optimización económica de la planta. Las ecuaciones de restricción describen la relación entre las variables y parámetros en el proceso; y son: los balances de materia y energía, las ecuaciones de rapidez de reacción, las relaciones termodinámicas de equilibrio, y otras.

Para llevar a cabo la reconciliación de datos, debe de haber más mediciones de las necesarias para poder rectificar los errores en los instrumentos. Por redundancia, el número de mediciones para determinar las variables inmedibles es dado por los grados de la libertad, el cual se calcula usando la ecuación siguiente:

Grados de libertad = *número total de las variables – Número total de ecuaciones*

También, las variables inmedibles tienen que ser determinados por las variables medidas, observancia. Si una variable inmedible no se puede determinar por una variable medida, es inobservable. Los dos anteriores criterios tanto el de redundancia como el de observancia deben ser cumplidos.

2.2.1 Detección de Errores y Reconciliación de Datos.

Los datos del proceso provenientes del SCD están sujetos a dos tipos de errores: errores aleatorios y errores crasos, y el error craso debe ser detectado y rectificado antes de que los datos se utilicen para estimar los parámetros de la planta. Los algoritmos para la detección de errores crasos y la reconciliación de datos pueden ser usados para detectar y rectificar los errores crasos en las mediciones para la optimización en línea. Estos algoritmos son: el método de prueba de mediciones usando una distribución normal, el método de Tjoa-Biegler usando una distribución gaussiana contaminada y el método estadístico robusto usando funciones robustas. El funcionamiento teórico de estos algoritmos ha sido evaluado por Chen, 1998.

De acuerdo con el estudio de Chen, el método de Tjao-Biegler es el mejor para los procesos químicos y se utiliza para realizar la detección de errores y la reconciliación de datos. Cuando los errores crasos están dentro del rango de $-\sigma$ a σ , detecta y rectifica errores crasos en los datos de la planta muestreados por el SCD. Este paso genera un juego de mediciones que contienen solamente errores aleatorios. Entonces, este juego de mediciones se usa para la estimación de parámetros y la reconciliación de datos utilizando el método de mínimos cuadrados. Este paso proporciona los datos reconciliados y los valores de parámetros actualizados en el modelo de la planta para la optimización económica. Finalmente, son generados los puntos de ajuste óptimos para el SCD a partir de la optimización económica usando la planta actualizada y los modelos económicos. Este procedimiento óptimo se puede utilizar para cualquier proceso para llevar a cabo la optimización en línea.

2.2.2 Reconciliación de Datos y Estimación de Parámetros.

La metodología para la reconciliación de datos y la estimación de parámetros es similar a la metodología para la detección de errores y la reconciliación de datos. La diferencia es que los parámetros en el modelo de la planta están considerados como variables junto con las variables del proceso en la reconciliación de datos y la estimación de parámetros en lugar de ser constantes como en la reconciliación de los datos. Ambas, las variables de proceso y los parámetros se estiman simultáneamente. De acuerdo con estudio de Chen's, el método de los mínimos cuadrados se utiliza para realizar la detección de errores y la reconciliación de datos. El juego de datos producido por la estimación de parámetros está libre de cualquier error craso, y los valores actualizados de los parámetros representan el estado actual del proceso. Estos valores de los parámetros son ahora usados en el paso de la optimización económica.

2.2.3 Optimización Económica de la Planta.

El objetivo de la optimización económica de la planta es generar un juego de puntos de ajuste óptimos de operación para el SCD. Este juego de puntos de ajuste óptimos maximizará la utilidad de la planta, satisfará las restricciones actuales del modelo de la planta, cubrirá los requerimientos para la demanda del producto y de la disponibilidad de materias primas y cumplirá con las restricciones en la emisión de contaminantes. Esta optimización puede ser lograda maximizando el modelo económico (función objetivo) conforme a las restricciones de proceso. La función objetivo puede ser diferente dependiendo de los objetivos de la optimización. Los objetivos pueden ser maximizar la utilidad de la planta, optimizar la configuración de la planta para el ahorro de energía, reducir al mínimo subproductos indeseados, reducir al mínimo la generación de residuos y la emisión de contaminantes, o la

combinación de todos. El resultado de la optimización económica es un juego de los valores óptimos para todas las variables medidas e inmedibles del proceso. Estos valores entonces se envían al SCD para proporcionar los puntos de ajuste para los controladores.

La optimización en línea del APAS recupera el modelo del proceso y el diagrama del flujo de Flowsim. La información adicional necesaria para ejecutar la optimización en línea incluye datos de la planta y la desviación de estándar de las variables medidas; los valores iniciales supuestos, los límites y los factores de escala para variables medidas e inmedibles; y la función objetivo económica. El programa después construye las tres optimizaciones y utiliza GAMS (General Algebraic Modeling System) para solucionarlo. Los resultados de los tres problemas se pueden ver usando la interfaz gráfica de Flowsim.

2.3 Chemical Reactor Analysis (REACAT).

Habiendo optimizado las condiciones de operación para el estado más actual de la planta, el paso siguiente del APAS es evaluar las modificaciones para mejorar el proceso y para reducir el consumo de energía y la reducción de las emisiones.

Primero, se evalúan los reactores químicos. Los reactores son las unidades claves de las plantas químicas. El funcionamiento de reactores afecta perceptiblemente los aspectos económicos y ambientales de la operación de planta. La formulación de restricciones en estos tipos de unidades es muy importante y complicada debido a los diversos tipos de reactores y de la cinética compleja de la reacción. A diferencia de un intercambiador de calor cuyas restricciones son similares sin importar tipos de equipo, hay una gran diferencia entre las restricciones de los diferentes tipos de reactores.

El programa de análisis del reactor químico del APAS permite modelar diferentes tipos de reactores tales como flujo tapón, tanque de agitado continuo y Batch. Las fases de reacción son gas homogéneo, líquido homogéneo, gas-líquido, etc. Las opciones para el modelo de energía son: isotérmico, adiabático y no-adiabático. En la **Figura 5** se muestra la Estructura del Programa de Análisis del Reactor.

Los datos cinéticos necesarios para el sistema del reactor son: el número de las reacciones que ocurren en el reactor y el número de las especies químicas implicadas. Y para cada reacción es necesario la estequiometría y la ecuación de rapidez. Las propiedades físicas de las especies químicas se recuperan de Flowsim.

La corriente de la alimentación para el reactor se obtiene de Flowsim y su temperatura, presión, flujo y composición provienen de los resultados de

la optimización en línea. Finalmente, las dimensiones del reactor y los coeficientes de transferencia de calor se proveen. Todos estos datos se utilizan en los diferentes tipos de reactores para predecir su funcionamiento y para seleccionar el mejor. La concentración del reactivo, la conversión, la temperatura y la presión se calculan como función de la longitud o del espacio-tiempo del reactor. Los resultados se pueden ver en forma tabular y gráfica.

Mientras que las condiciones de operación del proceso cambian, el funcionamiento de los reactores también puede variar en un grado significativo. El programa proporciona una herramienta para desarrollar una comprensión de estas relaciones. Proporciona una amplia gama de tipos de reactores, que se pueden examinar y comparar para decidir la mejor configuración del reactor para obtener mayores beneficios económicos y minimizar los desechos.

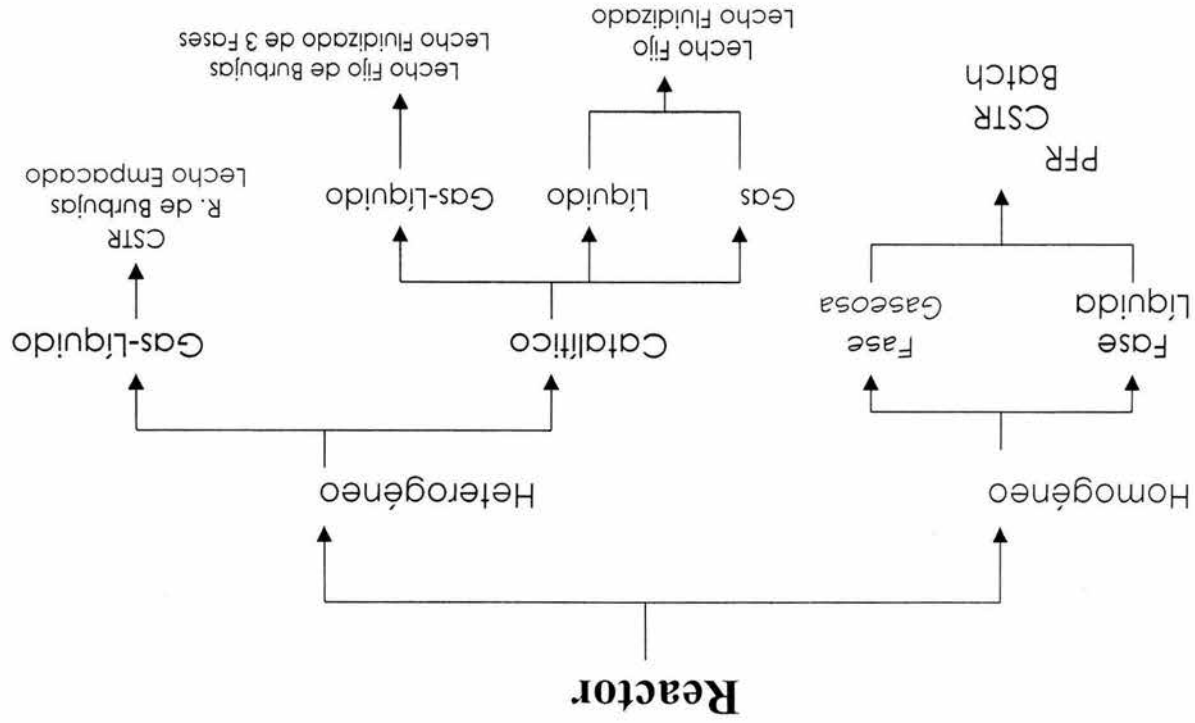


Figura 5: Estructura del Programa de Análisis del Reactor.

2.4 The Heat Exchanger Network Program (THEN).

La optimización de los reactores químicos es seguida por la optimización de la red de intercambiadores de calor. La mayoría de los procesos químicos requieren calentamiento y enfriamiento para ciertas corrientes de proceso antes de entrar a otra unidad de proceso o se emitan al ambiente. El calentamiento o enfriamiento puede ser cubierto combinando estas corrientes entre sí y lo restante de una fuente externa de calentamiento o de enfriamiento. Estas fuentes externas se les denomina servicios, y se agregan a los costos de operación de la planta. El programa de la red del intercambiadores de calor tiene como objetivo reducir al mínimo el uso de estos servicios aumentando la recuperación de la energía dentro del proceso. También sintetiza una red de intercambiadores de calor que sea factible y tenga un costo de inversión mínimo.

Hay varias maneras de resolver el problema de optimización antes mencionado. Dos de los más importantes son: el análisis del punto de pliegue y los métodos de programación matemáticos. El análisis del punto de pliegue se basa en principios termodinámicos mientras que los métodos matemáticos se basan en restricciones sobre los balances de materia y energía. El programa de la red del intercambiadores de calor (abreviado como THEN por su nombre en inglés The Heat Exchanger Network Program) se basa en el método de análisis del punto de pliegue (Knopf, 1989).

El primer paso en la implementación de THEN es la identificación de todas las corrientes de proceso, que son importantes para la integración de la energía. Estas corrientes son generalmente las corrientes que entran o que salen de intercambiadores de calor, de los calentadores y de los enfriadores. El diagrama de flujo del Flowsim puede ser de gran ayuda en la selección de estas corrientes.

El paso siguiente en la optimización implica la recuperación de la información necesaria relacionada con estas corrientes. Los datos necesarios para realizar la optimización de la red de intercambiadores de calor incluyen la temperatura, el flujo, el coeficiente de transferencia de calor y los datos de la entalpía. Los datos de la entalpía pueden estar en forma de: capacidades caloríficas constantes para las corrientes con variaciones pequeñas en la temperatura o como coeficientes de entalpía en función de la temperatura para las corrientes con variaciones grandes. Los coeficientes de transferencia de calor se necesitan para calcular solamente las áreas de los intercambiadores de calor en la nueva red propuesta por THEN.

La temperatura y los flujos de las diferentes corrientes de proceso se obtienen automáticamente de los resultados de la optimización en línea. Los puntos de ajuste obtenidos después de la optimización económica de la planta se utilizan como los datos de fuente. Las características físicas tales como las capacidades caloríficas, los coeficientes de entalpía y los coeficientes de transferencia de calor provienen del Flowsim.

El tercer paso en la optimización de la red del intercambiadores de calor es la clasificación de las corrientes en corrientes calientes y corrientes frías. Una corriente caliente es una corriente que necesita ser enfriada a una temperatura más baja mientras y una corriente fría es una corriente que necesita ser calentada a una temperatura más alta. Generalmente, las corrientes que entran a un enfriador o al lado caliente de un intercambiador de calor son las corrientes calientes mientras que las corrientes que entran a un calentador o al lado frío de un intercambiador de calor son las corrientes frías. El paso final en este problema requiere la especificación de la temperatura mínima del acercamiento.

Completando los cuatro pasos antes mencionados, la optimización de la red de cambiadores de calor se lleva a cabo por THEN. Los principios

termodinámicos se aplican para determinar la mínima cantidad de servicios de calentamiento y de enfriamiento. La curva compuesta y la gran curva compuesta son construidas. Estas curvas demuestran los flujos del calor en los diferentes niveles de temperatura. En las **Figuras 6a** y **6b** se muestran ejemplos de Curvas Compuestas para las corrientes calientes y las corrientes frías.

Una nueva red de intercambiadores de calor, de calentadores y de enfriadores con una mínima cantidad de servicios es propuesta. Esta red es dibujada en un formato gráfico llamado diagrama de rejilla (Ver **Figura 7**). La información detallada sobre la red se puede ver usando las características interactivas de la interfase.

La cantidad mínima de servicios de calentamiento y de enfriamiento es calculada por THEN para después ser comparada con la cantidad existente de servicios que son utilizadas en el proceso. Si las cantidades existentes son mayores que las cantidades mínimas, el proceso tiene potencial para la reducción en los costos de operación. El diagrama de la rejilla de la red realizado por THEN se puede utilizar para construir una red del intercambiadores de calor que cumplan el mínimo de servicios. Los ahorros en los costos de operación se comparan con el costo de la modificación de la red existente, y se toma una decisión sobre la implementación de la solución propuesta por THEN

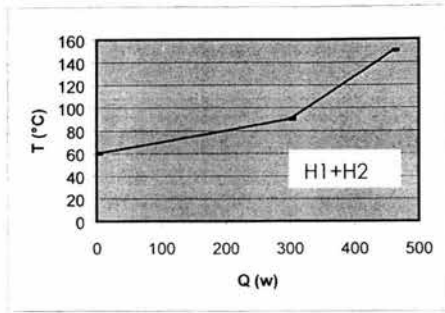


Figura 6a: Ejemplo de una Curva Compuesta para las Corrientes Calientes.

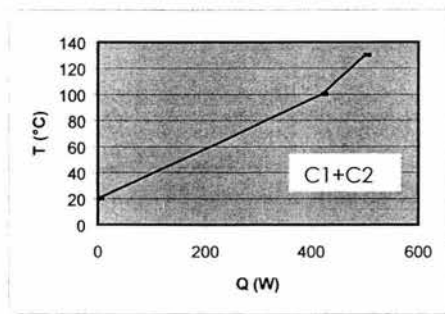


Figura 6b: Ejemplo de una Cuerva Compuesta para las Corrientes Frías.

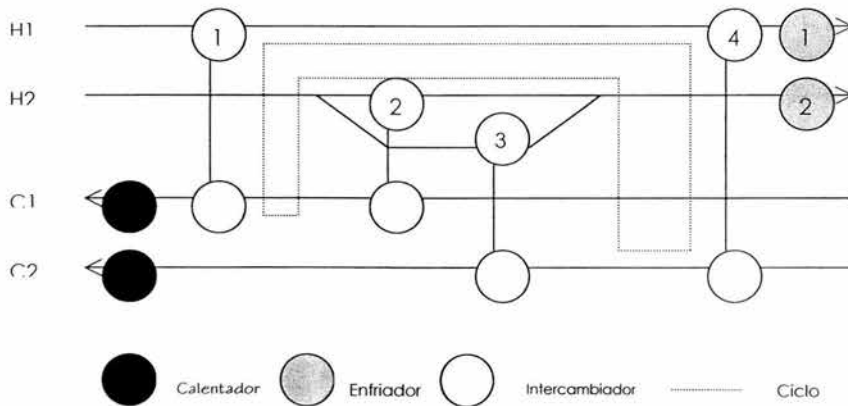


Figura 7: Ejemplo de Diagrama de Red.

2.5 Pollution Index Program

El paso final en APAS es la evaluación del impacto de la contaminación del proceso en el ambiente. Esto se ha convertido en un punto importante en el diseño y la optimización de procesos químicos debido al crecimiento de la conciencia ambiental.

El módulo de evaluación del impacto de la contaminación del APAS se llama The Pollution Index Program (Programa del Índice de Contaminación). Este programa se basa en el Algoritmo de Reducción de Desechos (Waste Reduction Algorithm WAR, Hilaly, 1994) y la Teoría del Impacto Ambiental (Environmental Impact Theory Cabezas et. el al., 1997).

2.5.1 Algoritmo de Reducción de Desechos

El algoritmo WAR se basa en el balance general de contaminación del diagrama de flujo del proceso.

Acumulación de la Contaminación = contaminación que entra + generación de la contaminación - la contaminación que sale

(1)

Este algoritmo define una cantidad llamada **Índice de Contaminación** para medir la generación de desechos en el proceso. Este índice de contaminación se define como:

$$I = \frac{\text{desechos}}{\text{productos}} = - \frac{\sum_{out} + \sum_{fugitive}}{\sum P_n}$$

(2)

Este índice se utiliza para identificar corrientes y partes del proceso que se modificarán. También permite la comparación de la producción de contaminación de diferentes procesos. El algoritmo WAR se puede utilizar para reducir al mínimo los desechos en el diseño de nuevos procesos así como la modificación de procesos existentes.

2.5.2 Teoría del Impacto Ambiental.

La Teoría del Impacto Ambiental (Cabezas et. el al., 1997) es una generalización del algoritmo WAR. Esta teoría describe la metodología para evaluar el impacto ambiental potencial y puede ser utilizada en el diseño y la modificación de procesos químicos. El impacto ambiental de un proceso químico es causado generalmente por la energía y la materia que el proceso toma de y emite al ambiente. El impacto ambiental potencial es una cantidad conceptual que no puede ser medida. Pero puede ser calculado mediante cantidades mensurables.

La ecuación del balance general de contaminación del algoritmo WAR se aplica a la conservación del Impacto Ambiental Potencial en un proceso. El flujo del impacto i , en las entradas y las salidas se relaciona con los flujos de masa y de energía pero no es equivalente a ellos. La ecuación de la conservación se puede escribir como:

$$\frac{dI_{sys}}{dt} = i_{in} - i_{out} + i_{gen} \quad (3)$$

donde I_{sys} es el impacto ambiental potencial dentro del proceso, i_{in} es la rapidez de entrada del impacto, i_{out} es la rapidez de salida del impacto y i_{gen} es la rapidez de generación del impacto dentro del proceso por

reacción químicas o por otros medios. A estado estacionario, la ecuación 3 se reduce a:

$$0 = \dot{i}_{in} - \dot{i}_{out} + \dot{i}_{gen} \quad (4)$$

La aplicación de esta ecuación a los procesos químicos requiere una expresión que relacione la cantidad del impacto i con variables medidas. La rapidez de entrada del impacto puede ser expresada como:

$$\dot{i}_{in} = \sum_j \dot{i}_j = \sum_j M_j^{in} \sum_k x_{kj} \Psi_k \quad (5)$$

donde el subíndice in se refiere a las corrientes de entrada. La suma de j es sobre todas las corrientes de entrada. Para cada corriente de entrada j , la suma es sobre todas las especies químicas presentes en la corriente. M_j es el flujo de la corriente j y x_{kj} es la fracción masa de la especie química k en esa corriente. Ψ_k es el potencial de impacto característico de la especie química k .

Las corrientes de salida se dividen en dos tipos: Productos y No-Productos. Todas las corrientes de No-Productos son consideradas como contaminantes con un impacto potencial positivo y todas las corrientes de Productos tienen un impacto potencial igual a cero. La rapidez de salida del impacto se puede escribir como:

$$\dot{i}_{out} = \sum_j \dot{i}_j = \sum_j M_j^{out} \sum_k x_{kj} \Psi_k \quad (6)$$

donde el subíndice out se refiere a las corrientes de No-Producto. La suma de j es sobre todas las corrientes de No-Productos. Para cada corriente j , la suma es sobre todas las especies químicas.

Sabiendo la rapidez de entrada y de salida de impacto a partir de las ecuaciones 5 y 6 la rapidez de generación puede ser calculada usando la ecuación 4, 5 y 6. Se necesitan los valores de impacto ambiental potencial de las especies químicas. El impacto ambiental potencial de las especies químicas (Ψ_k) es calculado usando la siguiente expresión:

$$\Psi_k = \sum_l \alpha_l \Psi_{k,l}^s \quad (7)$$

donde la suma es sobre todas las categorías de impacto ambiental. α_l es el factor relativo de peso para el impacto del tipo l independiente de la especie química k . $\Psi_{k,l}^s$ es el impacto ambiental potencial de la especie química k para el impacto del tipo l . Los valores de $\Psi_{k,l}^s$ para un número de especies químicas puede ser obtenido de reporte sobre la evaluación ambiental del ciclo de vida de los productos (Report on Environmental Impact Life Cycle Assessment of Products, Heijungs, 1992).

Hay nueve diferentes categorías de impacto. Éstas pueden ser subdivididas en: cuatro potenciales de impacto físicos: acidificación, incremento del efecto invernadero, destrucción de la capa de ozono y formación fotoquímica de oxidantes; tres efectos tóxicos hacia el humano: aire, agua y suelo; y dos de efecto ecotóxicos: acuático y terrestre. El factor relativo de peso α_l permite que la expresión antes dicha para el impacto sea modificada para requisitos particulares a las condiciones específicas o locales. El procedimiento sugerido es fijar

inicialmente valores de todos los factores relativos de carga a uno y después permitir que el usuario los varíe según necesidades locales. Más información sobre tipos del impacto y la opción de factores de peso se puede obtener del reporte sobre la evaluación ambiental del ciclo vida de los productos (Heijungs, 1992).

Para describir cuantitativamente el impacto de la contaminación de un proceso, la ecuación de la conservación se utiliza para definir dos categorías de los Índices de Impacto. La primera categoría se basa en la generación del impacto potencial dentro del proceso. Estos índices son útiles en la dirección de las preguntas relacionadas con la eficacia ambiental interna de la planta, es decir, la capacidad del proceso de producir productos deseados mientras que crean un mínimo de consecuencias para el medio ambiente. La segunda categoría mide la emisión del impacto potencial del proceso. Ésta es una medida de la eficacia ambiental externa del proceso es decir la capacidad de producir los productos deseados mientras que inflige en el ambiente al mínimo de impacto.

Dentro de cada uno de estas categorías, tres tipos de índices se definen para utilizarlos en la comparación de procesos. En la primera categoría, generación, los tres índices son los siguientes:

- 1) i_{pcc}^{NP} Este índice mide el flujo total en el cual el proceso genera el impacto ambiental potencial debido a los No-Productos. Éste puede ser calculado restando la rapidez de impacto de entrada (i_{in}) de la rapidez de salida de impacto de salida (i_{out}).

El flujo total de Impacto generado basado en el Impacto Ambiental Potencial es:

$$\dot{i}_{gen}^{NP} = \dot{i}_{out}^{NP} - \dot{i}_{in}^{NP} \quad (8)$$

donde \dot{i}_{in} es calculado usando la ecuación 5 y \dot{i}_{out} es calculado usando la ecuación 6.

- 2) \hat{i}_{gen}^{NP} Este índice mide el impacto potencial producido por todos los No-Productos en la producción de una unidad de masa de todos los Productos. Éste se puede obtener dividiendo \dot{i}_{gen}^{NP} entre la rapidez de salida de Productos en el proceso.

El Impacto Específico generado basado en el Impacto Ambiental Potencial es:

$$\hat{i}_{gen}^{NP} = \frac{\dot{i}_{gen}^{NP}}{\sum_p \dot{P}_p} = \frac{\dot{i}_{out}^{NP} - \dot{i}_{in}^{NP}}{\sum_p \dot{P}_p} \quad (9)$$

donde $\sum_p \dot{P}_p$ es la rapidez total de salida de los Productos.

- 3) M_{gen}^{NP} Este índice es una medida de la eficiencia de la masa del proceso, ejemplo, la rapidez de masa convertida de indeseable a

deseable. Éste puede ser calculado a partir de \hat{i}_{gen}^{NP} asignándole un valor de 1 al impacto potencial de todos los No Productos.

La rapidez de Generación de Contaminantes por Unidad de Producto es:

$$M_{gen}^{NP} = \frac{\sum_j \dot{M}_j^{(out)} \sum_j x_{kj}^{NP} - \sum_j \dot{M}_j^{(in)} \sum_k x_{kj}^{NP}}{\sum_j \dot{P}_p} \quad (10)$$

Los índices en la segunda categoría (emisión) son los siguientes:

- 4) \hat{i}_{out}^{NP} Este índice mide la rapidez del impacto ambiental potencial de salida del proceso debido a los No-Productos. Éste se calcula usando la ecuación 6.
- 5) \hat{i}_{out}^{NP} Este índice mide el potencial de impacto emitido en la producción de una unidad de masa de todos los Productos. Éste se obtiene dividiendo \hat{i}_{out}^{NP} entre la rapidez de salida de los productos del proceso.

La Emisión del Impacto Específico basado en el Impacto Potencial es:

$$\hat{i}_{out}^{NP} = \frac{\dot{i}_{out}^{NP}}{\sum_p \dot{P}_p} \quad (11)$$

- 6) \hat{M}_{out}^{NP} Este índice es la cantidad de contaminantes emitida en la producción de una unidad de masa producto. Éste se calcula a partir de \hat{i}_{out}^{NP} asignándole un valor de 1 a los impactos potenciales de todos los No-Productos.

La Rapidez de Emisión de Contaminantes por Unidad de Producto es:

$$M_{out}^{NP} = \frac{\sum_j M_j^{out} \sum_k x_{kj}^{NP}}{\sum_p \dot{P}_p} \quad (12)$$

Los índices 1 y 4 pueden ser usados para la comparación de los diferentes diseños con una misma base mientras que los índices 2, 3, 5 y 6 se pueden usados para comparar los diseños independientemente del tamaño de la planta. Los valores más altos de los índices significan un impacto más alto de contaminación y sugieren que el diseño de planta es ineficaz desde punto de vista ambiental y de seguridad.

2.5.3 Pasos del Pollution Index Program

El primer paso del análisis de la contaminación es la selección de corrientes relevantes. El impacto ambiental de un proceso químico es causado por las corrientes que el proceso toma del ambiente y emite al ambiente. Por lo tanto, solamente las corrientes de entrada y de salida se consideran en el desarrollo del análisis del índice de la contaminación. Se excluyen todas las corrientes que son totalmente internas al proceso. En el Programa del Índice de Contaminación, esta selección de las corrientes de entrada y de salida se hace automáticamente basada en la información de la planta incorporada a Flowsim.

El paso siguiente en el análisis del índice de contaminación es la clasificación de las corrientes de la salida en corrientes del Producto y de No-Productos. Todas las corrientes que se venden como producto o que se utilizan para procesos subsecuentes se consideran como corrientes de Producto. El resto de las corrientes de la salida, que se expulsan al ambiente, se consideran como corrientes de No-Producto. Todas las corrientes de No-Producto se consideran como corrientes contaminantes mientras que las corrientes de Productos tienen un impacto ambiental igual con cero.

El índice de la contaminación de una corriente esta en función de su composición. Los datos de la composición para las corrientes se recuperan de los resultados de la optimización en línea realizada anteriormente. La composición puede estar en flujos molares o en fracciones molares. Los valores del impacto ambiental potencial de las especies químicas están disponibles en el reporte sobre la evaluación ambiental del ciclo de vida de los productos (Heijungs, 1992).

La última información requerida son los factores relativos de peso para la planta de proceso. Estos valores dependen de la localización de la

planta y de sus condiciones circundantes. Por ejemplo, el factor de peso para la oxidación fotoquímica es más alto en las áreas que sufren de smog.

Teniendo toda la información anterior, el programa del índice de contaminación realiza el análisis. El balance de materia se resuelven para las corrientes de proceso involucradas, y las ecuaciones de la Teoría del Impacto Ambiental se utilizan para calcular los valores de los índices de contaminación. Tres de los índices de contaminación se basan en eficacia ambiental interna mientras que los otros tres se basan en eficacia ambiental externa. Entre más altos los valores de los índices, más alto es el impacto ambiental del proceso.

El programa del índice de contaminación también calcula los índices de contaminación para cada uno de las corrientes del proceso. Estos valores ayudan en la identificación de las corrientes que contribuyen más al impacto ambiental total del proceso. Y a partir de esta identificación se puede realizar modificaciones al proceso para reducir el contenido de contaminantes en estas corrientes.

Cada optimización en línea del proceso se realiza el calculo de los índices de contaminación. Los nuevos valores de los índices de contaminación se comparan con los anteriores. La comparación demuestra cómo el cambio en condiciones de proceso afecta el impacto ambiental. Así, el programa del índice de contaminación se puede utilizar en la supervisión en línea continua del proceso.

3 MODELADO DE LA PLANTA DE ÁCIDO SULFÚRICO.

Un modelo de un proceso químico es un juego de ecuaciones de restricción, las cuales representan un modelo matemático de relaciones entre varias unidades de la planta y corrientes del proceso. Antes de formular las ecuaciones de restricción, es importante que para tener un modelo preciso del proceso se incluyan las unidades clave como reactores, intercambiadores de calor y absorbedores. Estas unidades afectan el funcionamiento económico y la generación de contaminantes del proceso en manera significativa. Ciertas unidades no son tan importantes y pueden ser excluidas del modelo sin comprometer su precisión. Para nuestro proceso, los cuatro convertidores, el quemador de azufre, los calentadores, los sobrecalentadores y los absorbedores de ácido fueron identificados como unidades importantes que deben ser incluidas en el modelo mientras que los tanques de ácido, el filtro de aire, etc., fueron excluidos del modelo. La lista de las unidades y las corrientes del proceso se presentan en las **Tablas 1 y 2**. El diagrama del proceso del modelo con sus unidades y corrientes se presenta en la **Figura 8**.

Después de la selección de las unidades y corrientes del proceso, el siguiente paso es el desarrollo de las ecuaciones de restricción. Las ecuaciones de restricción se introducen en Flowsim usando el formato del lenguaje de GAMS. El modelo del proceso se utiliza para reconciliar mediciones de la planta, estimar parámetros, optimizar la utilidad y minimizar las emisiones de la planta. La formulación de las restricciones es muy similares ente las unidades del proceso del mismo tipo. Por tanto se dividió en cuatro secciones la formulación de restricciones: la red de intercambiadores de calor, los reactores, los absorbedores y el balance general de la planta. Para cada una de estas secciones se explica como se plantean las restricciones(balances de materia y energía).

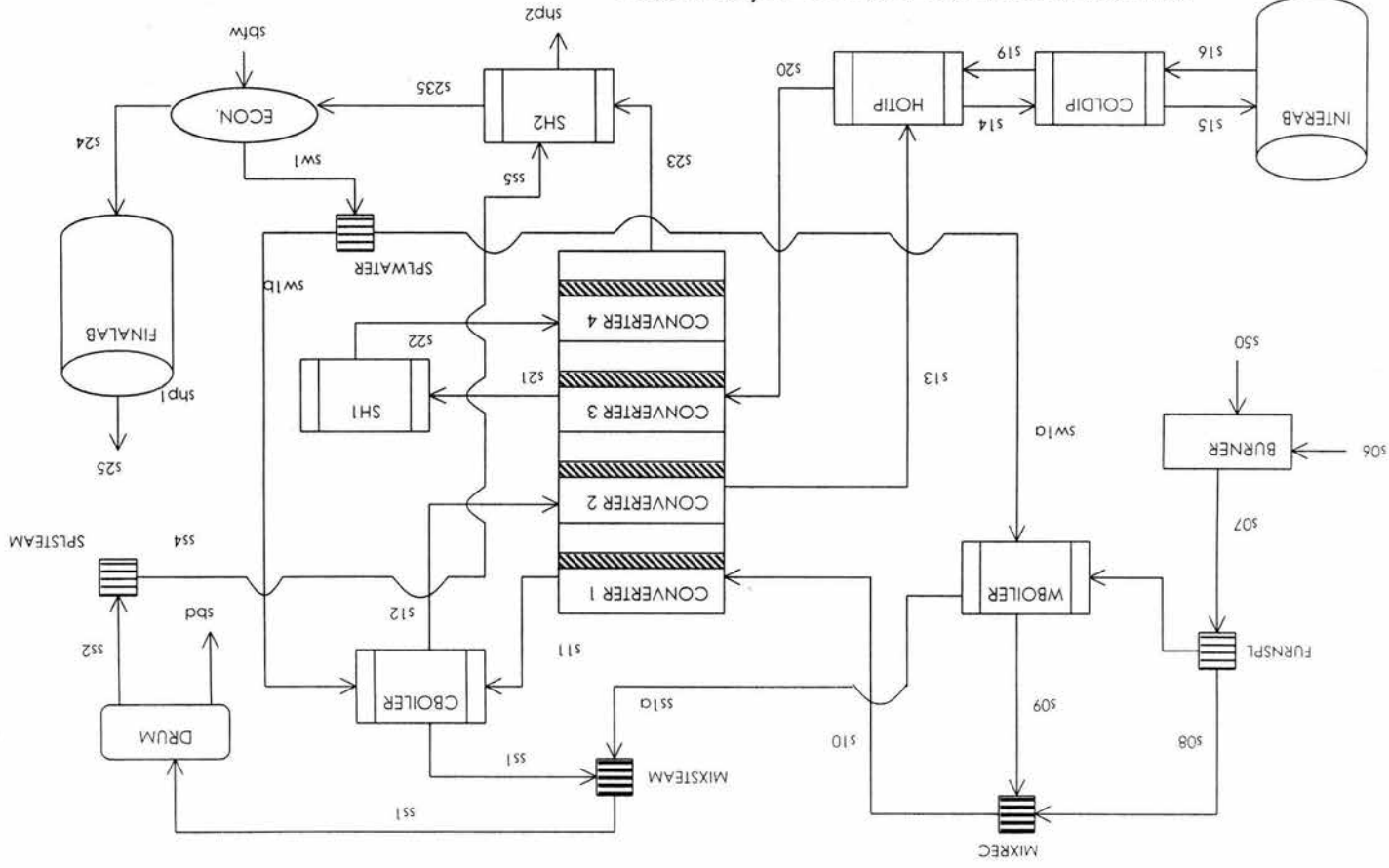
Nombre de la unidad	Descripción
Burner	Quemador de Azufre
Cboiler	Calentador a Fuego Directo
ColdIP	Interenfriador
Converter1	Lecho del Reactor 1
Converter2	Lecho del Reactor 2
Converter3	Lecho del Reactor 3
Converter4	Lecho del Reactor 4
Drum	Tanque de Vapor
Economizer	Economizador
Finalab	Absorbedor de Ácido Secundario
Furnspl	Divisor después del quemador
HotIP	Intercalentador
Interab	Absorbedor de Ácido Primario
MixRec	Mezclador después del recuperador de calor
Mixsteam	Mezclador de Vapor después del Tanque de Vapor
Sh1	Sobrecalentador 1
Sh2	Sobrecalentador 2
Splsteam	Divisor de Vapor después del Tanque de Vapor
Splwater	Divisor de Agua después del economizador
Wboiler	Recuperador de Calor

Tabla 1: Unidades de Proceso de la Planta de Ácido Sulfúrico.

Nombre de la corriente	Descripción
s06	Corriente de entrada de aire
s07	Corriente del gas de salida del quemador de azufre
s08	Corriente del gas entrada al recuperador de calor
s08a	Bypass del recuperador de calor
s09	Salida del recuperador de calor
s10	Entrada al Convertidor 1
s11	Salida del Convertidor 1
s12	Entrada al Convertidor 2
s13	Salida del Convertidor 2
s14	Entrada de gases calientes al interenfriador
s15	Corriente de gas de entrada al absorbedor secundario
s16	Corriente de gas de salida del absorbedor secundario
s19	Entrada de gases fríos al intercalentador
s20	Entrada al Convertidor 3
s21	Salida del Convertidor 3
s22	Entrada al Convertidor 4
s23	Salida del Convertidor 4
s235	Corriente de gas de entrada al economizador
s24	Corriente de gas de salida del economizador
s25	Corriente hacia chimenea
s50	Corriente de azufre
sbd	Corriente de aire del tanque de vapor
sbfw	Alimentación de agua al calentador a fuego directo
shp1	Vapor sobrecalentado del sobrecalentador 1
shp2	Vapor sobrecalentado del sobrecalentador 2
ss1	Entrada de vapor saturado al tanque de vapor
ss1a	Vapor saturado del recuperador de calor
ss1b	Vapor saturado del calentador a fuego directo
ss2	Salida de vapor saturado del tanque de vapor
ss4	Entrada de vapor saturado al sobrecalentador 1
ss5	Entrada de vapor saturado al sobrecalentador 2
sw1	Salida de agua del economizador
sw1a	Entrada de agua al recuperador de calor
sw1b	Entrada de agua al calentador a fuego directo

Tabla 2: Corrientes de Proceso del Modelo del Proceso de Ácido Sulfúrico.

Figura 8: Diagrama de Flujo del Proceso de Acido Sulfúrico.



3.1 Red de Intercambiadores de Calor.

La red de intercambiadores de calor en la planta de ácido sulfúrico incluye: 2 calentadores a fuego directo, dos intercambiadores de calor, dos sobrecalentadores y un economizador. En estas unidades, no hay transferencia de masa ni reacción química. Los flujos de entrada son iguales a los flujos de salida en ambos lados. El balance de materia establece que la disminución de entalpía (MJ/s) en el lado caliente es igual al aumento de entalpía en el lado frío más la pérdida de calor:

$$(H^{inlet} - H^{outlet})_{hot} = (H^{outlet} - H^{inlet})_{cold} + Q_{loss} \quad (1)$$

Para el intercalentador (HotIP), s13 es la corriente de entrada del lado caliente mientras s14 es la corriente de salida. La corriente s19 es la corriente de entrada del lado frío y s20 es la corriente de salida. El balance de energía se escribe como:

$$\begin{aligned} (H^{inlet} - H^{outlet})_{hot} &= \sum F_{13}^{(i)} h_{13}^{(i)} - \sum F_{14}^{(i)} h_{14}^{(i)} \\ (H^{outlet} - H^{inlet})_{cold} &= \sum F_{20}^{(i)} h_{20}^{(i)} - \sum F_{19}^{(i)} h_{19}^{(i)} \end{aligned} \quad (2)$$

donde $F_{13}^{(i)}$ es el flujo molar (kmol/s) de las especies i en la corriente s13 y $h_{13}^{(i)}$ es la entalpía (MJ/kmol) de las especies i en la corriente s13. el flujo molar total y la entalpía de la corriente s13 esta dada por las siguientes ecuaciones:

$$\begin{aligned} F_{13} &= \sum F_{13}^{(i)} \\ H_{13} &= \sum F_{13}^{(i)} h_{13}^{(i)} \end{aligned} \quad (3)$$

donde la suma se lleva a cabo sobre todas las especies i presentes en la corriente $s13$. Esta nomenclatura se utiliza para todas los flujos y las entalpías. El número en el subíndice de la variable se usa para identificar a la corriente a la que pertenece. H^{inlet}_{hot} es la entalpía de entrada en el lado caliente, y tiene unidades de MJ/s.

El calor transferido en el intercambiador es proporcional al área de transferencia de calor A , al coeficiente de transferencia de calor U y a la diferencia de temperatura media logarítmica entre los dos lados T_{lm} ; $Q=AU T_{lm}$, donde Q es el cambio de entalpía en el lado frío,

$$Q = (H^{inlet} - H^{outlet}) \tag{4}$$

Los balances de materia y energía así como las ecuaciones de transferencia de calor son similares para todas las unidades de la red de intercambiadores de calor.

En estas ecuaciones, el flujo total, la composición y la temperatura de las corrientes son variables medidas. Las entalpías de las especies y la diferencia de la temperatura media son variables medidas porque pueden ser calculadas a partir de otras variables medidas como la temperatura y los flujos. Los coeficientes de transferencia de calor son parámetros del proceso que deben ser estimados. El área de transferencia de calor, la pérdida de calor y los coeficientes en las ecuaciones de entalpía son constantes. La pérdida de calor de los intercambiadores se estima que es el 2% de la cantidad de calor intercambiado.

3.2 Sistema de Reactores.

El sistema de reactores de la planta incluye un quemador de azufre y cuatro convertidores catalíticos.

Para el quemador de azufre las entradas son: una corriente de aire seco (s_{06}) y la corriente líquida de azufre (s_{50}). El aire seco reacciona con el azufre líquido para producir SO_2 y calor. El dióxido de azufre junto con el nitrógeno y oxígeno sin reaccionar entran al recuperador de calor. A la temperatura de diseño de operación, todo el azufre es convertido a dióxido de azufre y un poco de trióxido se forma a partir del dióxido de azufre. Las mediciones de la planta muestran que el 2% (mol) de SO_2 se convierte en SO_3 en esta unidad, y este valor se incorpora a los balances de materia y energía para esta unidad.

El balance de materia para cada componente se basa en la ley de la conservación. El balance de materia a régimen permanente se escribe como:

$$F_{in}(i) - F_{out}(i) + F_{gen}(i) = 0 \quad (5)$$

donde i representa el nombre de los componentes. Para el quemador de azufre, $F_{in}(i)$, $F_{out}(i)$ y $F_{gen}(i)$ son el flujo de entrada de aire $f_{06}(i)$, el flujo de salida $f_{07}(i)$ y la generación de los componentes de la reacción, $r(i)$. El balance de materia global es la suma de todos los componentes.

Dos reacciones se llevan a cabo en esta unidad: la primera es de azufre a dióxido de azufre y la segunda es de dióxido de azufre a trióxido de azufre. Todo el azufre se convierte en dióxido de azufre y el 2% (mol) del dióxido de azufre producido se convierte en trióxido de azufre. Por tanto,

la rapidez de reacción para cada componente esta relacionada con el flujo de entrada del azufre F_{50} y los coeficientes estequiométricos de los componentes en la reacción. Además, la rapidez de reacción del producto tiene un valor positivo y la rapidez de reacción del reactivo tiene un valor negativo. Por ejemplo, el balance de materia para el dióxido de azufre es:

$$SO_2 : F_{06}^{SO_2} - F_{07}^{SO_2} + 0.98 * F_{50} = 0 \quad (6)$$

donde $F_{06}^{SO_2}$ y $F_{07}^{SO_2}$ son los flujos de entrada y de salida del dióxido de azufre, y $0.98 * F_{50}$ es la rapidez de reacción del dióxido de azufre. Para la primera reacción, el dióxido de azufre tiene coeficiente estequiométrico de 1. en la reacción dos, el dióxido de azufre tiene coeficiente estequiométrico de -1. Por tanto, la rapidez de reacción del dióxido de azufre en las dos reacciones es:

$$F_{50} - 0.02 * F_{50} = 0.98 * F_{50} \quad (7)$$

El balance general de energía en estado estacionario se establece a partir de la primera ley de la termodinámica:

$$-\Delta H + Q - W = 0 \quad (8)$$

donde ΔH es el cambio de entalpía entre la corriente de entrada y de salida:

$$\Delta H = H_{out} - H_{in}$$

$$\Delta H = \sum_{output} F^{(i)} h^{(i)} - \sum_{input} F^{(i)} h^{(i)} + \frac{n_{AR}}{v_A} \Delta h_{rxn}^0$$
(9)

donde: n_{AR} es el número de moles del reactivo A, v_A es el coeficiente estequiométrico del reactivo A en la reacción y Δh_{rxn}^0 es el calor de reacción. Q es el calor proporcionado al sistema y W es la cantidad de trabajo realizado por el sistema. La ecuación de energía para el quemador de azufre es:

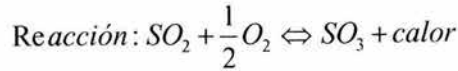
$$F_{50} h^{sulfur} + \sum F_{06}^{(i)} h_{06}^{(i)} + F_{50} \Delta h_{rxn}^{SO_2} + 0.02 * F_{50} \Delta h_{rxn}^{SO_3} - \sum F_{07}^{(i)} h_{07}^{(i)} - Q_{loss}$$
(10)

donde el primer y segundo término representan la energía para las corrientes de entrada s50 y s06. El tercer y cuarto término representan la generación de calor para la primera y segunda reacción. El quinto y sexto término representan la energía para la corriente de salida s07 y la pérdida de calor de la unidad.

F indica el flujo de las especies en kmol/s; h representa la entalpía de las especies en MJ/s, $\Delta h_{rxn}^{SO_2}$ y $\Delta h_{rxn}^{SO_3}$ son el calor de reacción de oxidación del azufre y la oxidación del SO_2 a la temperatura del quemador; y Q_{loss} es la pérdida de calor del quemador de azufre.

Los cuatro convertidores catalíticos son de flujo tapón y adiabáticos. En estos convertidores, el dióxido de azufre se convierte el trióxido de azufre en una reacción exotérmica. El modelo cinético que se ocupa para esta reacción catalítica es de Harris y Norman (1972). Harris y Norman desarrollaron una función empírica para determinar la rapidez intrínseca

para la reacción de oxidación del dióxido de azufre. La ecuación de rapidez intrínseca es:



Ecuación de rapidez de conversión del SO_2 :

$$r_{SO_2} = \frac{P_{SO_2}^\circ P_{O_2}^{\circ 1/2}}{(A + B P_{O_2}^{\circ 1/2} + C P_{SO_2}^\circ + D P_{SO_3}^\circ)^2} \left[1 - \frac{P_{SO_3}}{k_p P_{SO_2} P_{O_2}^{1/2}} \right]$$

donde: r_{SO_2} es la rapidez de reacción, $\frac{\text{lbmol de } SO_2 \text{ convertido}}{\text{h lbmol de catalizador}}$;

$P_{O_2}, P_{SO_2}, P_{SO_3}$ son las presiones parciales interfaciales del O_2, SO_2, SO_3 , atm;

$P_{O_2}^\circ, P_{SO_2}^\circ$ son las presiones parciales interfaciales del O_2 y del SO_2 a conversión cero a presión total, atm;

k_p es la constante de equilibrio, $\text{atm}^{1/2}$,

$$\log_{10} k_p = 5129/T - 4.869 \cdot T \text{ en K}$$

A, B, C, D son parámetros de las relaciones de Arrhenius;

Catalizador LP-110:

$$A = e^{-6.80+4960/T}, B = 0, C = e^{10.32-7350/T}, D = e^{-7.38+6370/T}$$

Catalizador LP-120:

$$A = e^{-5.69+4960/T}, B = 0, C = e^{6.45-4610/T}, D = e^{-8.59+7020/T}$$

T en K.

La rapidez de reacción real del SO_2 (r_{SO_3}) se calcula a partir de la rapidez intrínseca multiplicada por el factor de efectividad de reacción E_r , $r_{SO_3}=r_{SO_2}E_r$.

La ecuación empírica para el calor de reacción de oxidación del SO_2 es:

$$h_{rxn}SO_3 = 1.827 * (-24097 - 0.26T + 1.69 \times 10^{-3}T^2 + 1.5 \times 10^5 / T), \text{Btu/lbmol} \quad (12)$$

Se asume flujo tapón perfecto para los cuatro reactores. Por tanto, los balances de materia y energía es un sistema de ecuaciones diferenciales.

$$\begin{aligned} \frac{dF_{SO_3}}{dz} &= A r_{SO_3} \\ \frac{dH}{dz} &= -A r_{SO_3} h_{rxn}SO_3 \end{aligned} \quad (13)$$

En las ecuaciones de restricción de esta unidad, los flujos totales, la composición y la temperatura son variables medidas. La rapidez de reacción y las entalpías de las especies son variable inmedibles. E_r es un parámetro del proceso a estimarse. Las demás variables, como el área transversal, la densidad del catalizador y los coeficientes de las ecuaciones de entalpía son constantes.

Las ecuaciones diferenciales ordinarias para los balances de materia y energía en estas unidades son transformadas a ecuaciones algebraicas mediante el método de Euler. Estas ecuaciones algebraicas son escritas en GAMS y resueltas con las otras restricciones del modelo de la planta. Las condiciones límite de las ecuaciones algebraicas son las condiciones de entrada y de salida de los convertidores.

3.3 Sección de Absorción.

Esta sección incluye el absorbedor de ácido primario y el absorbedor de ácido secundario. Estas unidades involucran transferencia de SO_3 de la fase gaseosa a la fase líquida. Para ambas torres, se asume que el SO_3 en la corriente gaseosa es totalmente absorbida por la solución de ácido sulfúrico, y la otra parte del gas se considera como inerte. Además, el flujo molar total de la corriente de ácido sulfúrico se toma como la suma del flujo molar de SO_3 y agua. Basándose en estas suposiciones, el flujo molar del agua en la corriente del ácido no debe cambiar entre la entrada y salida del absorbedor. La diferencia entre la salida y entrada para el SO_3 y el flujo molar total en la corriente de ácido es igual al flujo molar del SO_3 en la corriente gaseosa. El SO_3 es totalmente absorbido de las corrientes s20 y s24 respectivamente.

El balance de materia sólo se plantea para la corriente gaseosa. No se incluye el balance para la corriente de ácido sulfúrico debido a que es excluida del modelo del proceso. Esto es debido a que existían pocas mediciones disponibles para las corrientes de ácido. Además, la rapidez de absorción de SO_3 en los absorbedores es suficiente para calcular la producción de ácido sulfúrico, lo que representa que la exclusión de las corrientes de ácido no afecta la presión del modelo de la planta.

Los balances de materia y energía para cada unidad del proceso se encuentran en el Apéndice B.

3.4 Balance de Materia.

El balance de materia global relaciona los flujos de la materia prima con los flujos de productos y desechos. Para el proceso de ácido sulfúrico, la producción de ácido sulfúrico, F_{prod} puede ser determinada con la rapidez de absorción del SO_3 en los absorbedores.

$$(F_{15,SO_3} + F_{24,SO_3}) / F_{prod} = X_{prod} \quad (14)$$

donde X_{prod} es la fracción molar del SO_3 en la corriente de producto de ácido. Las unidades de todos los flujos son kmol/s.

El agua de dilución se usa para ajustar la concentración del ácido en ambos tanques de dilución de las dos torres de absorción. La cantidad de agua de dilución, F_{dw} (kmol/s) se determina mediante la producción de ácido sulfúrico (F_{prod}) y la concentración del producto (X_{prod}),

$$F_{dw} = F_{prod} * (1 - X_{prod}) \quad (14)$$

La restricción para la relación entre el oxígeno y el aire es:

$$F_{06,O_2} / F_{06,N_2} = 0.21/0.79 \quad (15)$$

El peso molecular promedio para la corriente de producto del ácido sulfúrico se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$mw_{prod} = X_{prod} * mw_{SO_3} + (1 - X_{prod}) * mw_{H_2O} \quad (16)$$

donde mw_{SO_3} y mw_{H_2O} son el peso molecular del SO_3 y del H_2O respectivamente. La emisión del SO_2 de la planta, la cual se define como las libras de SO_2 liberado al ambiente por tonelada de ácido producido se calcula a partir de:

$$emiss = (F_{25,SO_2} * 64.0 * 2.204) / (F_{prod} * (X_{prod} * mw_{SO_3} + (1 - X_{prod}) * mw_{H_2O}) / 1000) \quad (17)$$

El factor de 1000 convierte kilogramos de ácido a toneladas, mientras que el factor de 2.204 convierte el flujo de SO_2 de kilogramos o libras.

4 APLICACIÓN DE ADVANCED PROCESS ANÁLISIS SYSTEM.

La primera ventana presentada al usuario es 'Advanced Analysis System Desk' que es el escritorio de trabajo principal del programa. (ver **Figura 9**). En este escritorio se tiene acceso a los cinco módulos del programa.

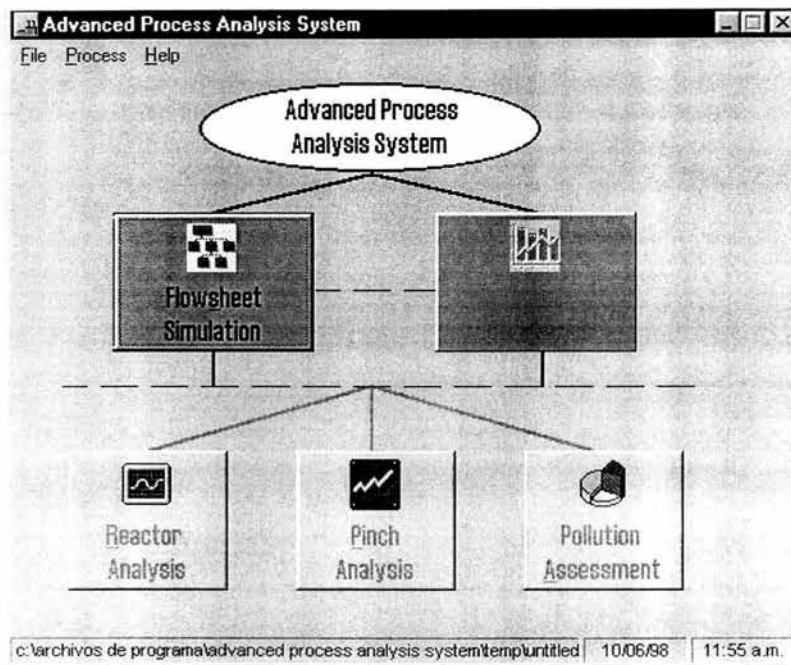


Figura 9:Escritorio del Advanced Process Analysis System.

Por default, el APAS abre un nuevo modelo nombrado 'untitled.ioo'. En la parte inferior izquierda de la ventana se muestra el nombre del archivo completo del nuevo modelo. También se muestra en la parte inferior derecha, la fecha y la hora en que se inicio el programa. El menú 'File' ofrece varias opciones como abrir un nuevo modelo o un modelo ya

existente. La opción 'Recent Models' guarda una lista de los cuatro modelos ocupados recientemente para fácil acceso.

Cuando un modelo nuevo se abre, sólo el botón 'Flowsheeting Simulation' esta disponible. Esto se debe a que el desarrollo del modelo del proceso usando Flowsim es el primer paso en la implementación del APAS. Hasta que la parte del diagrama de flujo es completada, los botones para los cuatro programas restantes se mantienen indisponibles.

Para implementar el APAS al proceso del ácido sulfúrico, el primer paso es desarrollar el modelo del proceso usando Flowsim.

5 APLICACIÓN DE FLOWSIM.

Este programa nos permite crear el diagrama de flujo del proceso así como ingresar todos los datos que describen al proceso.

Al seleccionar 'Flowsheet Simulation' del escritorio de APAS, la ventana de Flowsim muestra el cuadro 'General Information'. En el espacio para el nombre del modelo escribimos 'Contacto'. En el espacio para la descripción del proceso escribimos 'Planta de Ácido Sulfúrico de la Compañía IMC Agrico Company'. (Figura 10)

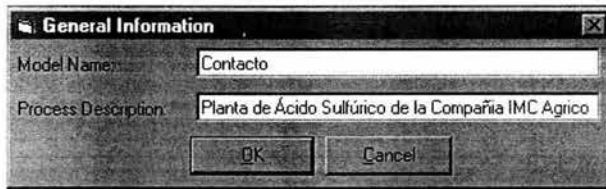


Figura 10: Cuadro de Información General.

Al dar clic al botón 'OK', se cierra el cuadro 'General Information' y la pantalla principal del Flowsim está habilitada. Esta es la pantalla donde el usuario dibuja el diagrama de flujo. El menú 'Model' (Figura 11) provee los comandos utilizados para dibujar el diagrama de flujo. Los comandos se dividen en dos grupos. El primer grupo tiene comandos para dibujar el diagrama de flujo mientras que el segundo tiene comandos para ingresar todo tipo de información del proceso.

El comando 'Add Unit' se usa para dibujar las unidades del proceso. El comando 'Add Stream' se usa para dibujar una corriente entre dos unidades de proceso. Sin embargo, las corrientes de entrada y de salida del proceso sólo están asociadas con una unidad. Para resolver este problema, el Flowsim tiene un tipo adicional de unidad llamada

'Environment I/O'. La opción 'Lock' permite que el diagrama sea únicamente de lectura y no permite realizar cambios. Para habilitar el diagrama se vuelve a escoger la opción 'Lock'.

Usando los comando anteriores se dibuja el diagrama de flujo del proceso. Aunque Flowsim permite dibujar las unidades y las corrientes en cualquier orden, se recomienda que para dibujar el modelo del proceso, se empiece con la alimentación y se siga con las unidades y corrientes en orden.

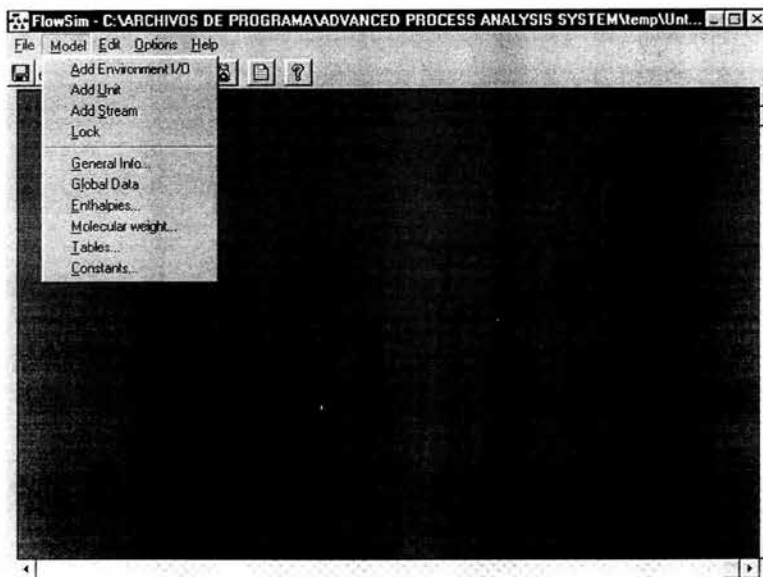


Figura 11: Menú Model.

El procedimiento para dibujar el diagrama de flujo del proceso es el siguiente: seleccionando el comando 'Add Unit' el cursor cambia a una mano el cual nos permite dibujar un rectángulo. Una vez, que el botón del mouse se suelta, una pequeña ventana aparece en la pantalla (Figura 12). Para cada unidad de proceso que es dibujada en Flowsim, se

requiere que el usuario ingrese una identificación única y la descripción. Para el quemador de azufre, ingresamos 'Burner' como ID y 'Sulfur Burner' como la descripción. Agregamos la siguiente unidad del proceso con ID 'Wboiler' y como descripción 'Waste heat boiler'.



Figura 12: Ventana Unit.

Para agregar una corriente que salga de la unidad Burner y entre a la unidad Furnslp, se selecciona el comando 'Add stream'. El cursor cambia a un pequeño círculo. Posicionamos el cursor en la unidad Burner y lo arrastramos hacia la unidad Furnslp. El programa abre una pequeña ventana en la cual se ingresa la identificación de la corriente y su descripción. Para la primera ingresamos 's07' y para la segunda 'Sulfur burner outlet gas stream'. Ahora la pantalla del Flowsim luce como se muestra en la **Figura 13**. De esta manera, todo el diagrama de flujo para el proceso del ácido sulfúrico se dibuja. Después de dibujar el diagrama completo, la pantalla de Flowsim luce como en la **Figura 14**.

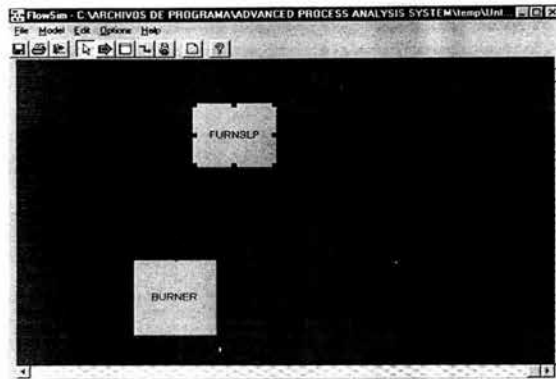


Figura 13: Pantalla de Flowsim con dos unidades y una corriente.

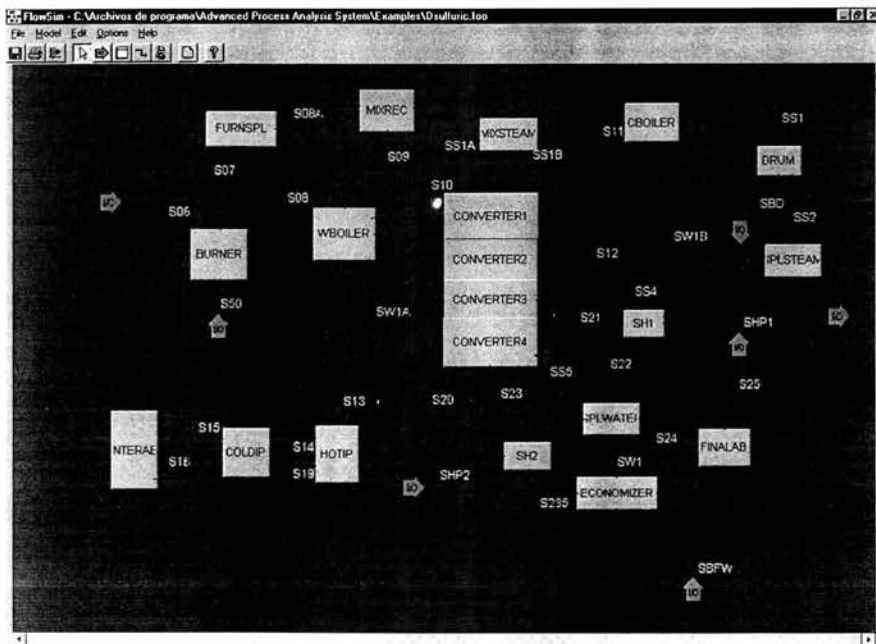


Figura 14: Diagrama de Flujo del Proceso de Ácido Sulfúrico.

El menú 'Edit' (**Figura 15**) provee varias opciones para editar el diagrama. Para usar los comandos del menú Edit, una unidad del diagrama de flujo debe ser seleccionada primero dando clic en ella. Los comandos 'Cut', 'Copy' and 'Paste' pueden ser utilizados tanto para las unidades como para las corrientes. El comando 'Deleted' se usa para remover permanentemente la unidad o la corriente del diagrama. El comando 'Rename' se usa para cambiar el ID de una unidad o de una corriente. El comando 'Properties' se usa para cambiar el aspecto de una unidad o de una corriente.

El menú 'Options' (**Figura 16**) permite modificar el diagrama. La opción 'Zoom' se usa para ampliar o disminuir el diagrama así como también para ajustar el diagrama a que ocupe toda la pantalla. El comando 'Grid Lines' se usa para cuadricular el diagrama de flujo. El comando 'Object settings' (**Figura 17**) es útil para cambiar el aspecto de todas las unidades y corrientes en la pantalla de Flowsim. Sí se desea mantener los cambios aún después de cerrar la aplicación, se debe seleccionar 'Save the palette for future uses'.

Una vez que se ha dibujado una corriente, los datos asociados a la corriente pueden ser introducidos dando clic en la opción 'Data' del menú Edit o dando doble clic en la corriente. Los datos asociados a la corriente s06 se presentan en la **Figura 18**.

Para ingresar las variables medidas asociadas a la corriente, el botón 'Add' debe ser oprimido. La información acerca de la variable como el nombre de la variable, el dato de la planta, la desviación estándar deben ser ingresados. La descripción, el punto inicial, el factor de escalamiento, el límite inferior y superior y las unidades de la variable son opcionales.

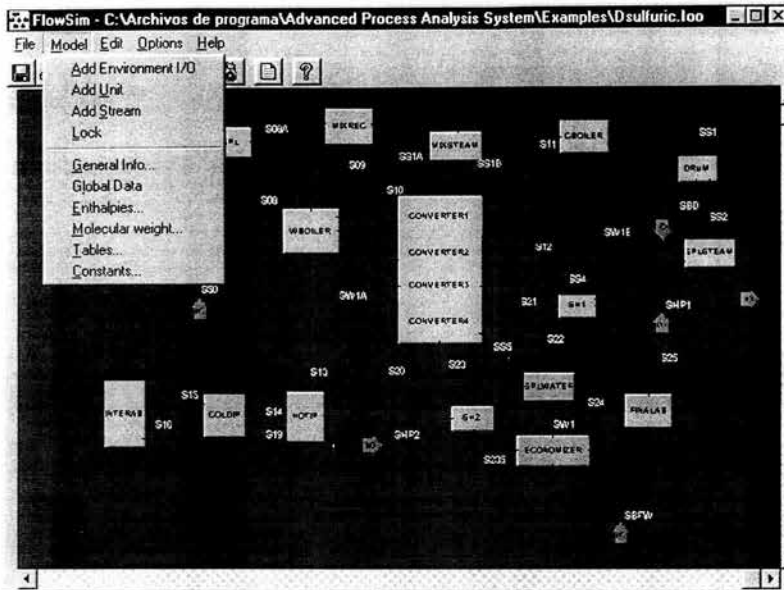


Figura 15: Menú Edit.

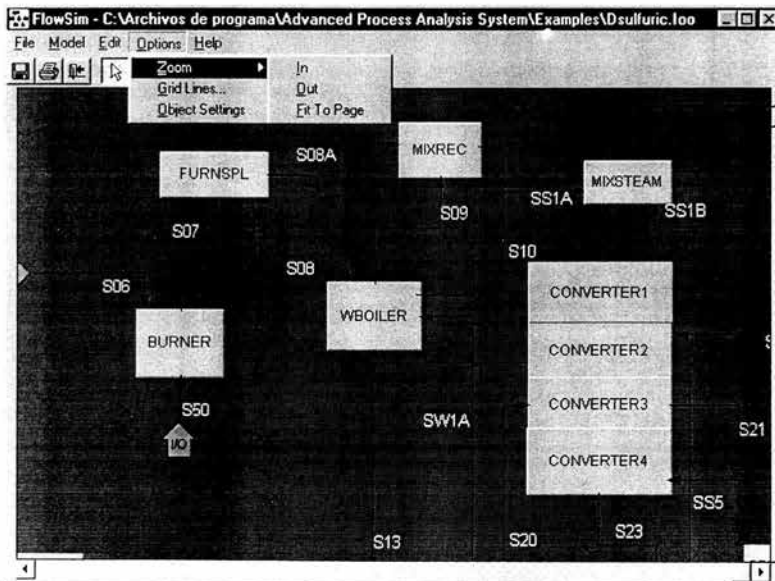


Figura 16: Menú Options.

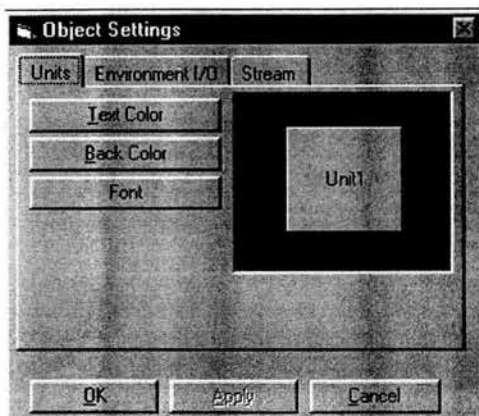


Figura 17: Ventana Object Settings.

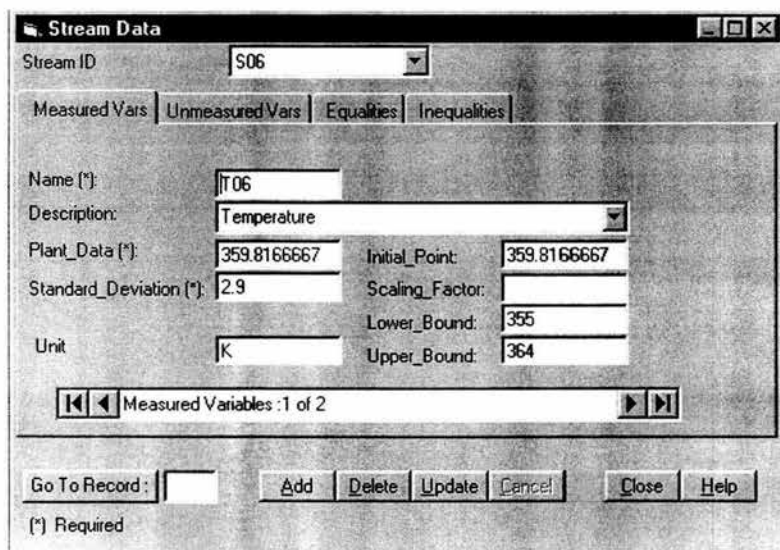


Figura 18: Ventana Stream Data.

Los cambios pueden ser guardados en el modelo dando clic en el botón 'Update' o pueden ser cancelados por el botón 'Cancel'. De esta manera, todas las otras variables medidas asociadas con la corriente pueden ser introducidas.

Para ingresar las variables inmedibles asociadas a la corriente, se da clic a al etiqueta 'Unmeasured Vars'. Y de manera similar a las variables medidas se ingresa la información. Se ingresa el nombre y el punto inicial de la variable inmedible. Los límites, el factor de escala, la descripción y las unidades de la variable son opcionales.

Para ver una variable en particular, se introduce el número de registro en el cuadro adyacente al botón 'Go to Record'. Luego das 'enter' para ir a esa variable. Para borrar una variable, primero vas a esa variable y das clic en 'Delete'. Para regresar a la pantalla principal, das clic en el botón 'Close'.

Para ingresar a los datos asociados a una unidad, das doble clic en la unidad. Se abre una ventana de datos similar a la anterior. Las variables medidas y las variables inmedibles se introducen de la misma manera como para las corrientes.

Para ingresar las restricciones de igualdad se da clic en la etiqueta 'Equalities'. Luego se da clic al botón 'Add' y se ingresa la ecuación en el recuadro y oprimes 'Update'. Notar que el uso de '=e=' en lugar de '=' es requerido por el lenguaje de programación de GAMS. **(Figura 19)**.

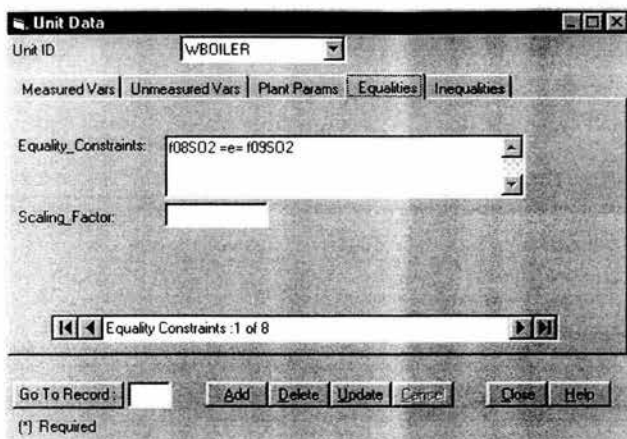


Figura 19: Etiqueta Equalities de la ventana Unit Data.

La ventana 'Unit Data' tiene una etiqueta extra para introducir los parámetros en el modelo, los cuales están asociados con la unidad en particular. Para introducir un parámetro se da clic en la etiqueta 'Plant Params'. Se da clic en el botón 'Add'. Es necesario ingresar el nombre del parámetro y el punto inicial. Los límites, la descripción y las unidades del parámetro son opcionales. (Figura 20)

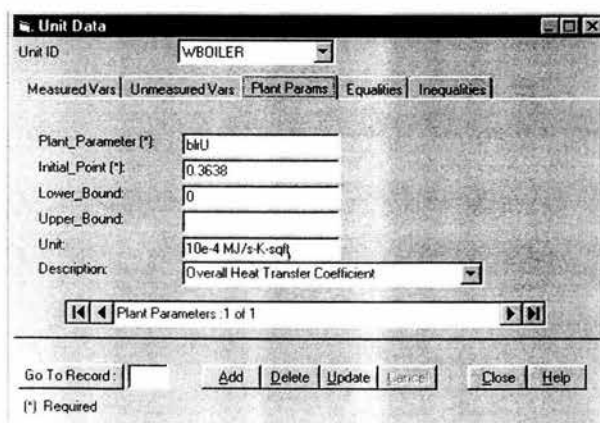


Figura 20: Etiqueta Plant Parameters en la Ventana Unit Data.

5.1 Datos Globales.

Sí hay variables, parámetros y ecuaciones que no pertenecen a una unidad ni a una corriente, deben ser introducidos en la ventana 'Global Data'. Para introducirlos, das doble clic en el fondo del diagrama de flujo o das clic en la opción 'Global Data' del menú Model.

La ventana 'Global Data' se presenta en la **Figura 21**. La última etiqueta de esta ventana es para las ecuaciones económicas las, cuales son usadas como el modelo económico.

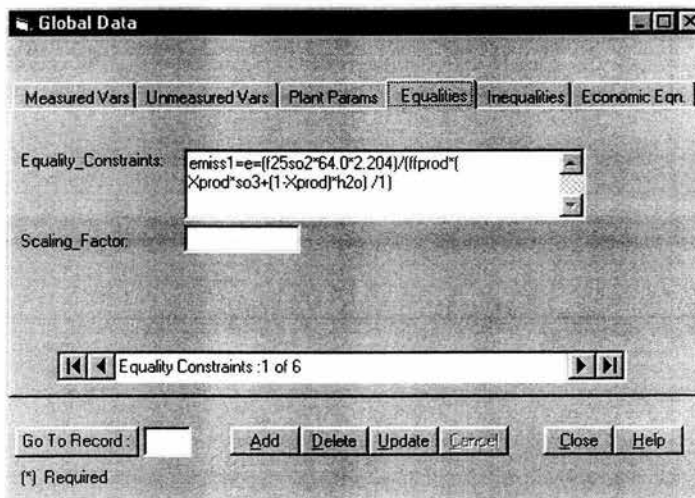


Figura 21: Etiqueta Equalities en la Ventana Global Data.

5.2 Tablas.

Sí hay coeficientes constantes usados en las ecuaciones de restricción, pueden ser definidos como una tabla. Estos coeficientes constantes son agrupados en juegos, y pueden ser definidos usando nombres concisos para referirse a sus valores en las ecuaciones.

Para crear una tabla, seleccionamos la opción 'Tables' del menú Model y se abre la ventana Tables (**Figura 22**). Se da clic en el botón 'Add New'. Luego, se ingresa la información general de la tabla como: el nombre de la tabla, de las filas y de las columnas así como también el número de columnas. El nombre de la tabla queda como el nombre del grupo de coeficientes. El nombre de las filas y columnas son los nombres para los subcomponentes. Después de introducir la información de la tabla se debe de guardar los cambios.

Para ingresar los datos de la tabla, se da clic en el botón 'edit'. La ventana 'Edit Table' se abre. La ventana Edit Table para la tabla 'Coe_Cp' se muestra en la **Figura 23**. Al dar clic en el botón 'Close' se actualizará la tabla y se cerrará la ventana. Una tabla existente puede ser editada o borrada seleccionando la tabla y después dando clic en 'Edit' o 'Delete'.

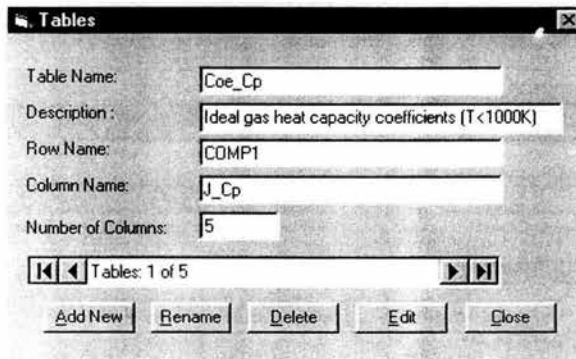


Figura 22: Ventana Tables.

Column0	Column1	Column2	Column3	Column4	Column5
	a1	a2	a3	a4	a5
so2	3.2665	5.3238e-3	6.8437e-7	-5.2810e-9	2.55905e-12
so3	2.5780	1.4556e-2	-9.1764e-6	-7.9203e-10	1.97095e-12
o2	3.78246	-2.9967e-3	9.8474e-6	-9.6813e-9	3.2437e-12
n2	3.5310	-1.2366e-4	-5.0300e-7	2.4353e-9	-1.4088e-12

Figura 23: Ventana Edit_Table.

5.3 Entalpías.

La entalpía de una corriente se expresa generalmente como una función polinomial de temperatura. Esta función aparece reiteradamente en el modelo con los mismos coeficientes, los cuales tiene valores numéricos para cada componente químico. Un ejemplo es:

$$h_i = a_{0i} + a_{1i}T + a_{2i}T^2 + a_{3i}T^3 + a_{4i}T^4 + a_{5i}T^5$$

donde hay seis coeficientes, a_{0i} a a_{5i} , para el componente i .

La ventana 'Enthalpy' se usa para guardar los coeficientes de entalpía para un grupo de componentes. Para crear una función de entalpía, se selecciona la opción 'Enthalpies' del menú Model que abre la ventana Enthalpy. Después se da clic en el botón 'New Enthalpy' y la ventana permite que el usuario ingrese el nombre de la tabla de entalpía, el nombre de la fila y el de la columna. Una vez ingresados la información anterior se da clic en el botón 'Save'. Para ingresar los coeficientes, se da

clic en el botón 'Edit' y una vez terminada la tabla se cierra la ventana 'Enthalpy Table' (Figura 24).

Component	A0	A1	A2	A3	A4
so2	-35701	3.2665	0.0053238	0.00000068437	-0.00000005281
o2	0	3.78246	-0.0029967	0.0000098474	-0.000000096813
so3	-47598	2.578	0.014556	-0.0000091764	-0.0000000079203
n2	0	3.531	-0.00012366	-0.000000503	0.0000000024353
*					

Figura 24: Ventana Enthalpy.

Al introducir los valores de la entalpía, se agregan primero los valores de los reactivos seguido de los productos, SO₂, O₂ y después SO₃.

5.4 Propiedades Constantes.

La ventana 'Constant Properties' es donde las listas de constantes se guarda. Dando clic en la opción 'Constants' en el menú Model, la ventana 'Constant Properties' se abre (Figura 25). Para crear un juego de propiedades constantes, se da clic en el botón 'Add New' que abre la ventana donde se ingresa el nombre de la lista y su descripción si se desea. Una vez ingresado la información, se da clic en el botón 'Save'. El siguiente paso es introducir las propiedades constantes que se desea que estén en esa lista. Para esto, se da clic en el botón 'Edit' e introducimos el nombre de la constante, su valor y su descripción en la primera, segunda y tercer columna de la lista respectivamente (Figura 26).

Una vez introducida toda la información, el modelo esta completo y se guarda con la ayuda de la opción 'Save' del menú File. La opción 'Print' nos permite imprimir el diagrama de flujo. Cuando salimos del programa regresamos al escritorio de APAS.

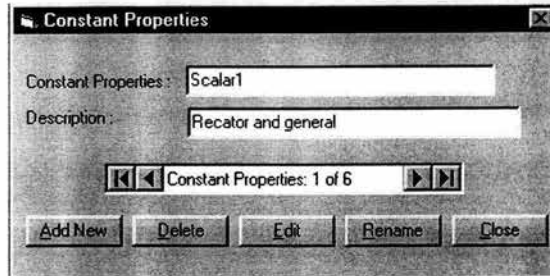


Figura 25: Ventana Constant Properties.

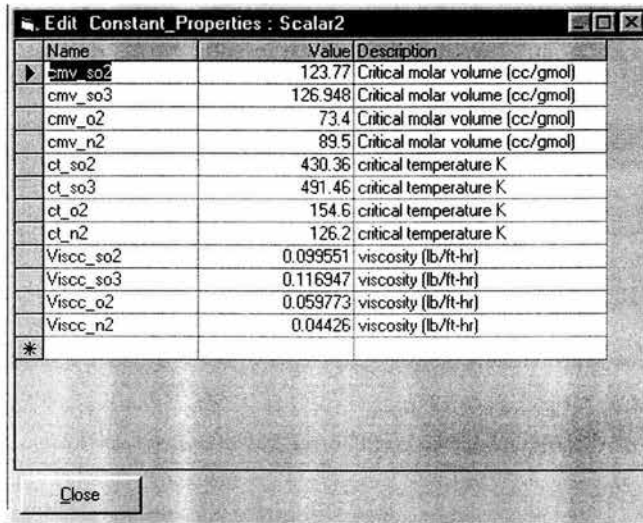


Figura 26: Ventana Constant Property.

El modelo del proceso desarrollado necesita ser validado para asegurar que representa fielmente el proceso actual y que no hay ningún error. Esto puede realizarse, usando el modelo para llevar a cabo una simulación para después comparar los resultados con los datos de diseño del proceso. Si los datos del diseño no están disponibles, una solución alternativa es usar el paso de detección de errores y reconciliación de datos de la optimización en línea para comprobar la validez del modelo. Los datos de la planta en operación del SCD pueden ser utilizados para este propósito. Los datos reconciliados obtenidos son comparados con los datos de la planta y si los valores concuerdan dentro de la precisión de los datos, el modelo es una descripción precisa del proceso actual. Para el proceso del ácido sulfúrico, esta estrategia fue utilizada para validar el modelo. La detección de errores crasos y la reconciliación de datos es el primer paso de la optimización en línea.

En el Apéndice C se presentan los datos introducidos al Flowsim en forma de tablas para cada una de las unidades y corrientes del proceso. Así como también las constantes y los coeficientes de entalpía.

El siguiente paso es la optimización en línea.

6 APLICACIÓN DE LA OPTIMIZACIÓN EN LÍNEA.

La pantalla principal del programa de Optimización en línea muestra la ventana de descripción del modelo (Figura 27).

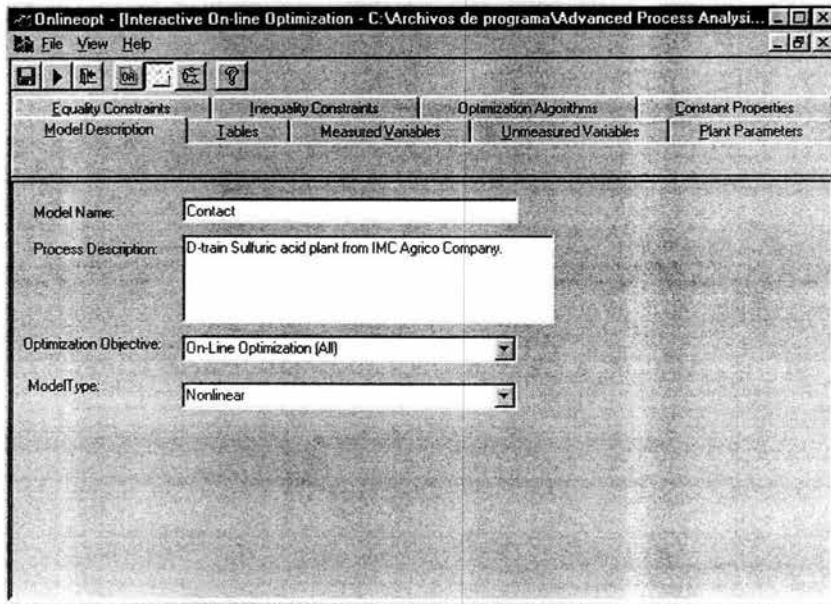


Figura 27: Ventana Model Description.

El nombre del modelo y la descripción fueron introducidos en Flowsim. En esta ventana de descripción del modelo también se incluyen el objetivo de la optimización y el tipo de modelo. Se tienen cinco opciones para el objetivo de la optimización, y son: 'Optimización en línea (completa)', 'validación de datos', 'Estimación de Parámetros', 'Optimización Económica' y 'Estimación de Parámetros y Optimización Económica'. Estas cinco opciones se pueden seleccionar de la lista. Para nuestro ejemplo como objetivo de nuestra optimización seleccionamos 'Optimización en línea'. El tipo de modelo para el modelo de la planta.

debe especificarse como 'Lineal' o 'No lineal'. Para este caso, seleccionamos 'No lineal' como tipo de modelo.

El menú View nos permite acceder a: los algoritmos de optimización, al diagrama de flujo y/o a la información del modelo. Cuando abrimos el menú View y seleccionamos la opción All info el programa nos permite acceder a toda la información del modelo de la planta introducida anteriormente en Flowsim, la cual se despliega en forma de carpetas. Cabe aclarar que si se desea hacer una modificación o corrección a los datos es necesario hacerlo desde Flowsim. Estas carpetas son:

Model description, contiene la descripción del modelo de la planta. En la cual se nos permite seleccionar el objetivo de la optimización así como el tipo de modelo.

Tables, contiene las tablas de los coeficientes de entalpía y capacidad calorífica a diferentes rangos de temperatura.

Measured Variables, contiene la descripción completa de todas las variables medidas que participan dentro del modelo. La información que proporciona de las variables es: el nombre, el valor de la medición de la planta, la desviación estándar, el punto inicial, el factor de escalamiento, el límite inferior y superior, el número de la corriente, el nombre de la unidad de proceso, las unidades y una descripción pequeña.

Unmeasured Variables, contiene la descripción de las variables inmedibles dentro del modelo. La información que se proporciona es: el nombre, el punto inicial, el factor de escalamiento, el límite inferior y superior, el número de la corriente, el nombre de la unidad de proceso, las unidades y una descripción pequeña.

Plant Parameters, contiene todos los parámetros introducidos en las unidades y en la información general del proceso.

Equality Constraints, contiene todas las restricciones de igualdad con su factor de escalamiento, el nombre de la unidad de proceso y el número de la corriente (Ver **Figura 28**).

Inequality Constraints, contiene todas las restricciones de desigualdad dentro del proceso, el nombre de unidad y el número de la corriente.

Optimization Algorithm, contiene los algoritmos para la Validación de Datos y la Estimación de Parámetros, la función Objetivo para la Optimización Económica, la dirección de la Optimización y el tipo de Modelo Económico (Ver **Figura 29**).

Constant Properties, contiene todas las constantes del proceso.

En la carpeta Optimization Algorithm , por default se selecciona la opción del método de Tjoa-Biegler para la validación de datos y el método de Mínimos Cuadrados para la estimación de parámetros. Cabe señalar que hay tres opciones a elegir para ambas: el método de Mínimos Cuadrados (errores pequeños), el método de Tjoa-Biegler (errores moderados) y la Función Robusta (errores grandes). Para nuestro modelo dejamos las opciones de default. En la Optimización Económica del proceso, la función objetivo es 'profit' definida anteriormente. Seleccionamos la dirección de la optimización: Maximizing o Minimizing, que de acuerdo a nuestra función objetivo es la primera opción y también seleccionamos lineal entre: Linear y Nonlinear para nuestro tipo de modelo.

Equality Constraints	Scaling Factor	Process UnitID	Stream Number
f06 = e = f06O2 + f06N2			s06
H06 = e = R1 f06O2 + f06SU			s06
f08S02 = e = f08S02		wboiler	
f09 = e = f09O2 + f09N2 + f09BLRd1			s09
BLRd1 = e = (T08 + T09)		wboiler	
(H08 - H09) - BLRArea * B		wboiler	
Hss1a + H09 + BLRkoss - f09		wboiler	
Hss1a = e = f09 * f09O2 * (SL)			ss1a
H09 = e = R1 f09O2 * (SL)			s09
f08N2 = e = f08N2		wboiler	
f08O2 = e = f08O2		wboiler	
f08S03 = e = f08S03		wboiler	
fcs1a = e = fcs1a		wboiler	
Hf03 = e = -Factor1 * f03		Burner	
H07 = e = R1 f07O2 * (SL)			s07
f07O2 = e = f07O2 * f07P1		Burner	
f07N2 = e = f07N2		Burner	
f07S02 = e = 0.98 * f07S02		Burner	

Include SCALING OPTION for equations

Figura 28: Ventana de Equalities Constraints.

Data Validation Algorithm: Tjoa-Biegler Method (moderate gross errors)

Parameters Estimation Algorithm: Least Squares Method (small gross errors)

Economic Optimization Objective Function:
profit

Optimization Direction: Maximizing

Economic Model Type: Linear

Figura 29: Ventana Optimization Algorithms.

En el menú View hay un ítem Options, el cual nos permite acceder a cuatro submenús. El ítem Options se presenta en la **Figura 30**. El primero, GAMS Process nos da a escoger si se desea que: la ventana de GAMS se cierre automáticamente después de terminar, se muestren los datos iniciales y en que directorio quiere que se guarde el archivo. El segundo, Output Format nos permite especificar el formato de salida de GAMS. Podemos decir el número de líneas por hoja, si se desea que se incluya una lista de las ecuaciones o una lista de referencia para los símbolos. El tercero, Solver nos permite escoger el modelo con el que deseamos resolver nuestro problema de optimización. Optimización en línea tiene 3 optimizadores que son: CONOPT, CONOPT2 y MINOS5. Nosotros dejamos la opción de default CONOPT para problemas lineales como para problemas no lineales. El último submenú Solver Parameters nos permite indicar el número de iteraciones, el número de errores de dominio y la cantidad de tiempo utilizado. Los valores recomendados para los parámetros de solución de nuestro proceso son: número de iteraciones 1000; errores de dominio 0 y la cantidad de tiempo utilizado 1000 s.

El diagrama de flujo esta disponible pero no se permite hacerle modificaciones. Si se desea hacer algunas modificaciones es necesario regresar al Flowsim para realizarla al igual que si se desea modificar algún dato del modelo del proceso. EL diagrama de flujo en Optimización en línea lo que nos permite es acceder a toda la información que esta relacionada a una unidad de proceso o a una corriente.

Después de introducir toda la información requerida, se procede a ejecutar el programa. Para ejecutar el modelo, seleccionamos la opción Execute del menú File o damos clic al botón Execute en la barra de herramientas. Una vez que se ejecuta el modelo la ventana Model Summary & Execute aparece(**Figura 31**). Esta ventana nos proporciona un resumen del modelo del proceso.

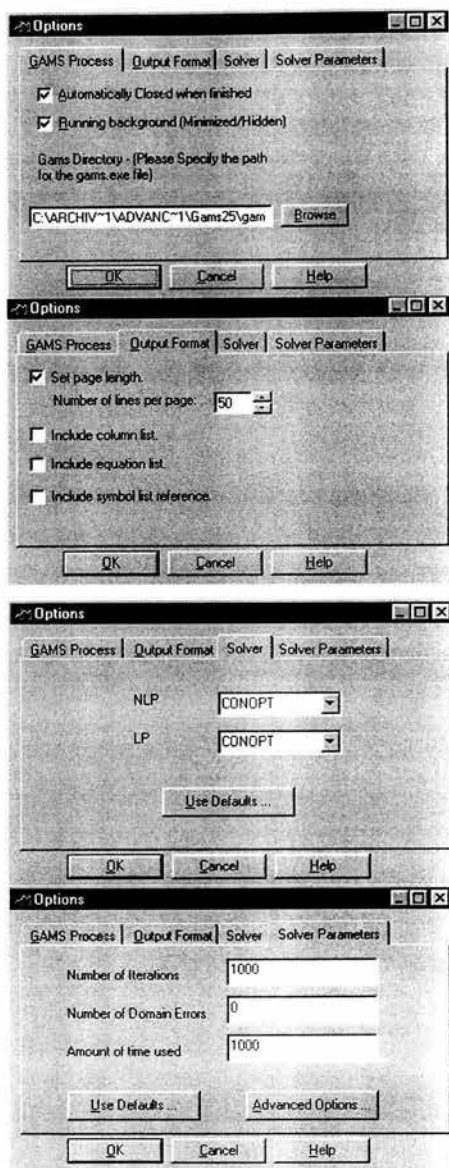


Figura 30: Options.

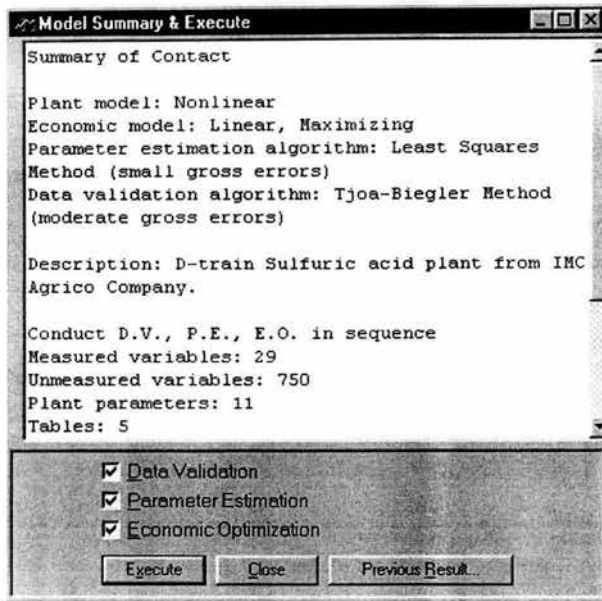
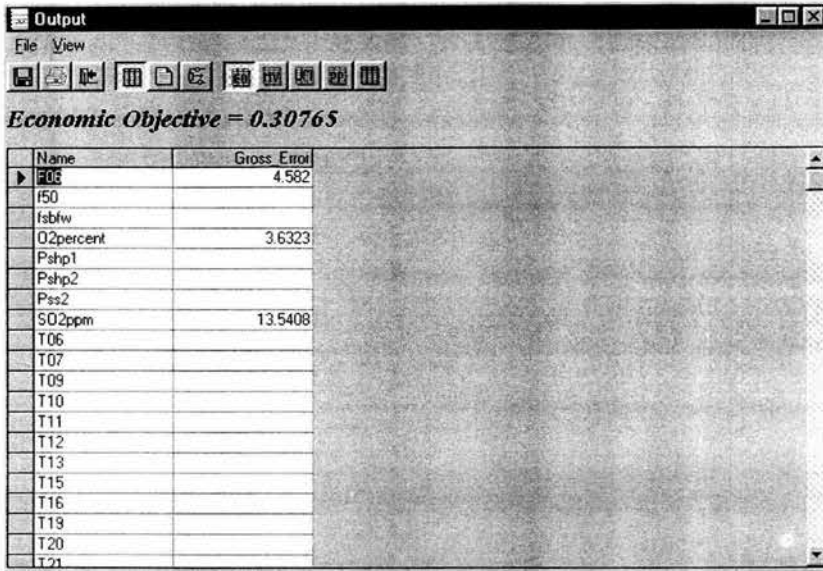


Figura 31: Ventana Model Summary & Execute.

Primero, el programa extrae la información del modelo de la base de datos. Basado en esta información, genera los archivos de entrada para GAMS y llama el modelo que se utilizará para resolver el problema. Esta ventana se cierra automáticamente tan pronto como la ejecución termina. Cuando la ejecución del programa es completada, los resultados de la optimización en línea se muestran en la ventana Output.

Después de que los tres programas han sido ejecutados, tres archivos de salida son generados por GAMS para los tres problemas de optimización. Estos archivos proporcionan soluciones detalladas para los tres problemas: la Validación de Datos, la Estimación de Parámetros y la Optimización Económica. También, un reporte final es generado por el sistema interactivo On-line Optimization. En el reporte final, los valores estimados de los parámetros, los valores reconciliados de las variables del proceso, los puntos de ajuste óptimos y las utilidades de la optimización

económica se presentan. La ventana Output con el reporte final se muestra en la **Figura 32**. El menú View en la ventana output tiene tres opciones nombradas: Final Report, Full Output y Flowsheet.



Economic Objective = 0.30765

Name	Gross Error
EOG	4.582
F50	
fsbfw	
Q2percent	3.6323
Pshp1	
Pshp2	
Pss2	
SO2ppm	13.5408
T06	
T07	
T09	
T10	
T11	
T12	
T13	
T15	
T16	
T19	
T20	
T21	

Figura 32: Reporte Final.

La opción Final Report tiene cinco opciones: Economic Objective, Measured Variables, Unmeasured Variables, Plant Parameters y Stream Number como se muestra en la **Figura 33**. El valor del objetivo económico se muestra en la **Figura 32**.

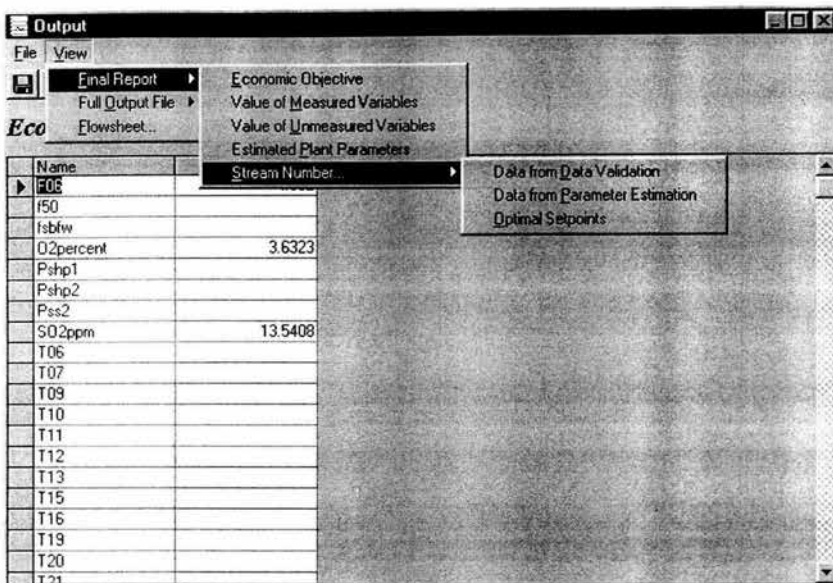


Figura 33: Menú View.

Cuando la opción 'Measured Variables' se selecciona del menú Final Report, el sistema abre una hoja de datos en la cual incluye los puntos de ajuste óptimos de la Optimización Económica, los valores reconciliados de la Validación de Datos, los valores reconciliados de la Estimación de Parámetros y los datos de la planta (**Figura 34**). Seleccionando 'Plant Parameters', el sistema abre una hoja de datos en la que se incluyen los valores estimados de los parámetros de la planta (**Figura 35**). Seleccionado 'Unmeasured Variables', el sistema abre una hoja de datos con las variables inmedibles y sus valores reconciliados.

Tres opciones están disponibles en el menú 'Stream Number': Data from Data Validation, Data from Parameter Estimation y Optimal Setpoints (**Figura 33**). En esta opción se proporciona la corriente de la cual se desea saber los resultados ya sea de la validación de datos, la estimación de parámetros o los puntos de ajuste óptimos de la optimización económica.

En la **Figura 36**, se muestran los valores reconciliados de la Validación de Datos para la corriente S06.

Name	Optimal Set Point	Reconciled Data From Parameter Estimation	Reconciled Data From Data Validation	Plant Data	Stream
r06	2.20773	2.18251	2.1992	1.741	s06
r50	0.24405	0.24072	0.244	0.245	s50
lsbfw	1.95	1.91	1.94325	1.93	sbfw
O2percent	5.31276	5.3484	5.23721	6	s25
Phhp1	700	614.7	614.7	614.7	shp1
Phhp2	700	614.7	614.7	614.7	shp2
Pass2	712.51882	709.7	710.26211	709.7	ss1
SO2ppm	380	219.96088	219.59239	355	s25
T06	355	359.18972	355	359.8166667	s06
T07	1321.84558	1322.41247	1325	1321.483333	s07
T09	650	646.48333	642.62905	646.4833333	s09
T10	712.6556	710.2611	713.23195	708	s10
T11	892.21502	890.99131	890	893.7055556	s11
T12	692.21161	690.76099	689.8464	689.2611111	s12
T13	784.06521	781.89845	780.55496	785.9277778	s13
T15	505	504.69012	505	501.4833333	s15
T16	345	347.2783	350.49975	349.8166667	s16
T19	548.24266	549.26111	545	549.2611111	s19
T20	695	694.73609	694.4827	690.9277778	s20
T21	736.02893	735.96129	739.77512	737.0388889	s21
T22	684.64517	684.27833	687.89991	683.4532	s22
T23	693.39092	692.10213	693.91811	692.5944444	s23

Figura 34: Puntos de Ajuste Óptimos y Datos Reconciliados del Reporte Final para las Variables Medidas.

Plant Parameter	Initial Point	Estimated Value	Process Unit ID	Unit of Parameter
blU	0.3638	0.3598	wboiler	10e-4 MJ/s-K-sqft
clU	0.239	0.2358	cboiler	10e-4 MJ/s-K-sqft
effi	0.24458	0.25411	converter1	
effii	0.23338	0.23888	converter2	
effiii	0.09251	0.08512	converter3	
effiv	0.05334	0.03349	converter4	
ex65U	0.25744	0.26072	coldip	10e-4 MJ/s-K-sqft
ex66U	0.27267	0.26031	hotip	10e-4 MJ/s-K-sqft
ex67U	0.58178	0.47547	sh1	10e-4 MJ/s-K-sqft
ex68U	0.16887	0.26169	sh2	10e-4 MJ/s-K-sqft
ex71U	0.14259	0.13257	economizer	10e-4 MJ/s-K-sqft

Figura 35: Valores Estimados para los Parámetros de la Planta del Reporte Final.

ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

The screenshot shows a window titled 'Output' with a menu bar (File, View) and a toolbar. The main content area displays 'Data Validation results based on Stream Number = S06' and the date '29/06/00 02:14:00 p.m.'. Below this, there are two tables:

Measured Variable	value	Units of Process Variables
F06	355	K
F06	2.1992	kmol/s

Unmeasured Variable	value	Units of Process Variables
f06n2	1.73737	kmol/s
f06o2	0.46183	kmol/s
h06	3.65496	MJ/s

Figura 36: Información basada en el Número de la Corriente.

La opción 'Full Output file' proporciona el archivo de salida de GAMS para los tres problemas: la Validación de Datos, la Estimación de Parámetros y la Optimización Económica.

El usuario puede utilizar las opciones 'Find' y 'Goto' del menú Edit para buscar una frase particular o ir a una sección en particular en la sección de Full Output File.

El reporte final puede ser exportado como un archivo de Excel utilizando la opción 'Export' del menú File. Así como también el archivo completo de salida (Full Output File) puede exportarse como un archivo de texto.

También se puede acceder a los resultados de los tres problemas desde el diagrama de flujo de la ventana de Output. Se selecciona una unidad de proceso o una corriente y se da clic izquierdo apareciendo los resultados relacionados con la unidad de proceso o corriente seleccionada.

Se pueden guardar los resultados de la optimización con la opción 'Save' del menú File. Los resultados incluyendo los archivos completos de salida son guardados junto con el modelo del proceso. Al salirse del programa se regresa al escritorio de APAS.

6.1 Detección del Régimen Permanente y Frecuencia de Ejecución.

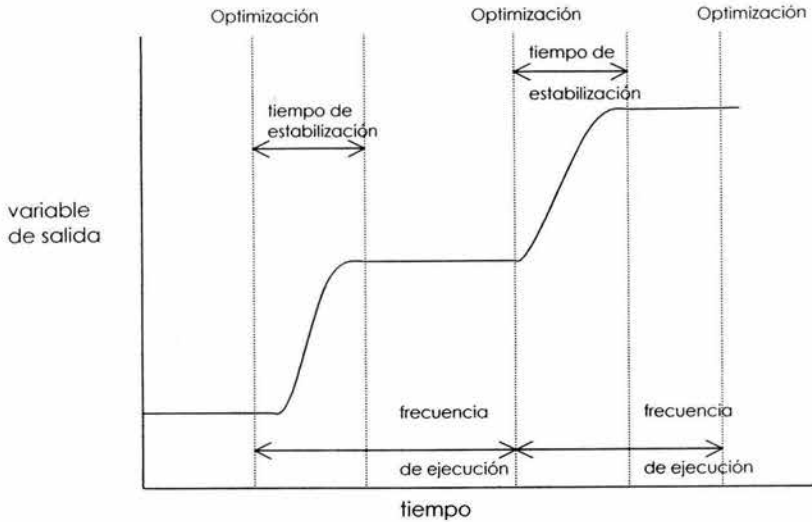
La Optimización en línea lleva a cabo la optimización económica y genera un juego de puntos de ajuste óptimos. Una alternativa es transferir este juego de puntos de ajuste óptimos al programa principal o a los operadores como una hoja de cálculo de Excel. Estos puntos de ajuste óptimos pueden ser enviados directamente al SCD o pueden ser revisados por los operadores antes de enviarlos al SCD. Antes de implementar los puntos de ajuste óptimos, el programa para la detección del régimen permanente se ejecuta para asegurar que el proceso este en régimen permanente.

La frecuencia de ejecución de la optimización es el tiempo en el que se lleva a cabo la optimización en línea del proceso, esta tiene que ser determinada para cada una de las unidades del proceso. Depende del tiempo de estabilización, ejemplo, el tiempo requerido para las unidades del proceso para mover un juego de condiciones de operación en régimen permanente a otro. Este tiempo de estabilización puede ser estimado a partir de la constante de tiempo por la prueba de paso del proceso. El período de tiempo entre dos ejecuciones de optimizaciones en línea debe ser más largo que el tiempo de estabilización para asegurar que las unidades han regresado a operación a régimen permanente antes de que la optimización se lleve a cabo de nuevo. Esto se ilustra en la **Figura 37**. La figura muestra que la frecuencia de ejecución para la optimización en la **Figura 37a** es satisfactoria para el proceso pero

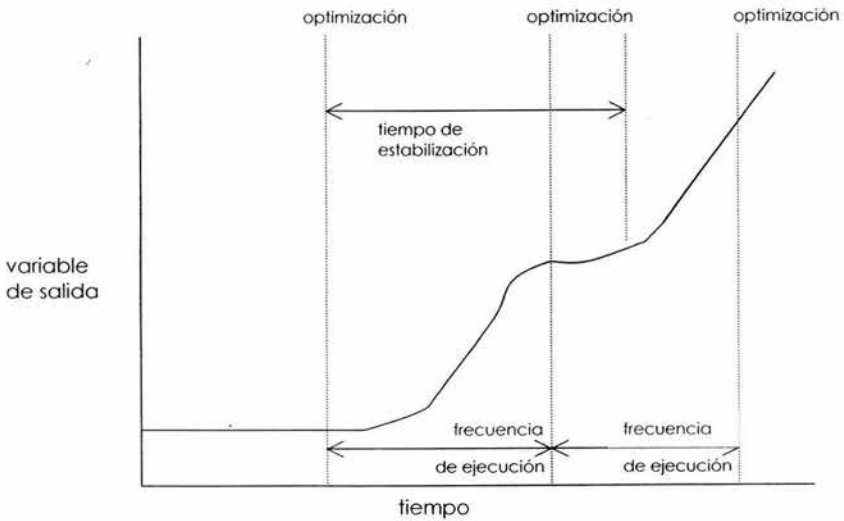
la ejecución de frecuencia para la **Figura 37b** es demasiado rápida para el proceso. En la **Figura 37a**, el proceso ha regresado a operaciones a régimen permanente y mantenido esta condición hasta la siguiente optimización. Sin embargo, en la **Figura 37b** el proceso no tuvo suficiente tiempo para regresar a operación a régimen permanente antes de la optimización alterada. El proceso continuará en una trayectoria a régimen no permanente y una intervención del operador deberá ser requerida. El tiempo de estabilización para una planta de ácido sulfúrico es de doce horas de acuerdo con Hertwing (1997).

Como se muestra en la **Figura 38**, es necesario asegurarse que el proceso este operando a régimen permanente antes de que los datos de la planta sean tomados del SCD para llevar a cabo la optimización en línea. Los datos de la planta a régimen permanente son requeridos para un modelo de la planta a régimen permanente.

El método de exploración horizontal para series de tiempo ha sido utilizado en la industria para detectar el régimen permanente. En este método, los valores medidos de las variable claves del proceso son observadas por un período de tiempo. Si las variable medidas se mantienen dentro de los límites de dos desviaciones estándar, entonces se dice que esta operando a régimen permanente. Esto requiere el uso de un programa principal o una acción del operador para identificar el régimen permanente y intercambiar datos entre el programa On-line Optimization y el SCD. Las hojas de cálculo de Excel son ampliamente utilizadas para transferir datos. El uso de Excel es en la industria una manera común para la selección y manipulación de datos del SCD. La detección del régimen permanente y el intercambio de datos será ilustrado con los datos de la planta para este proceso.



a. El tiempo entre las optimizaciones es más largo que el tiempo de estabilización



a. El tiempo entre las optimizaciones es menor que el tiempo de estabilización

Figura 37: Comparación del tiempo entre dos optimizaciones.

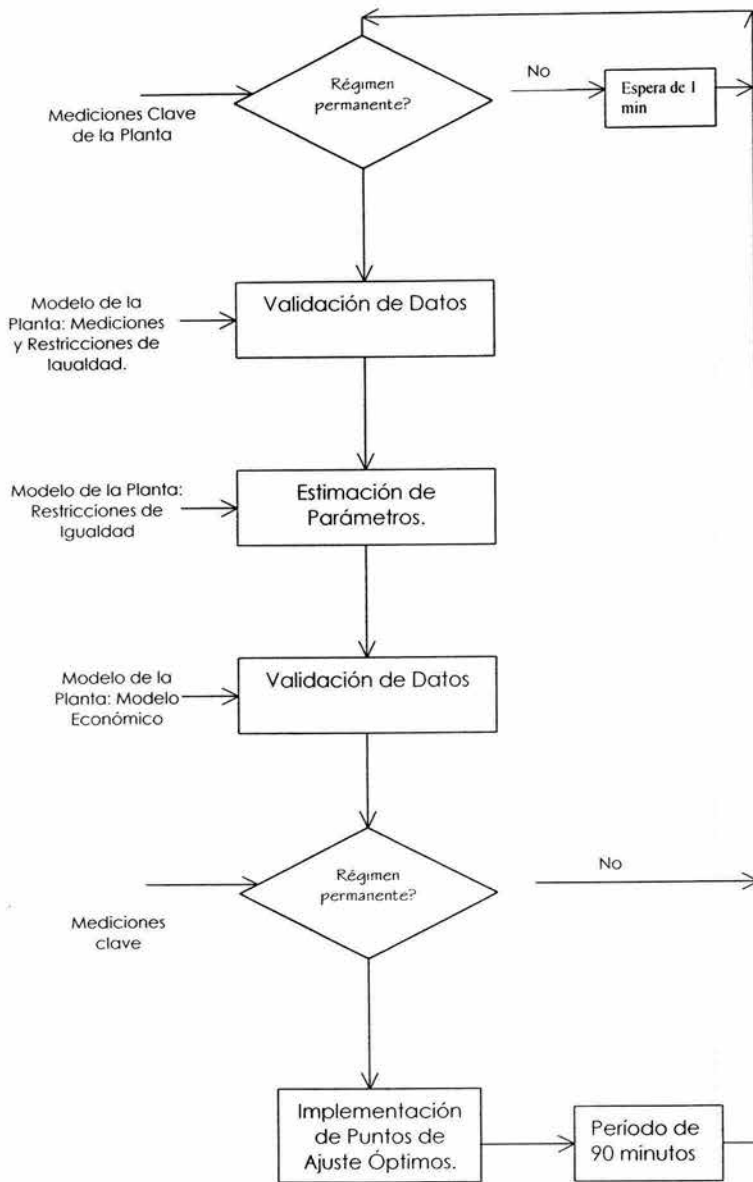


Figura 38: Procedimiento de implementación para la optimización en línea.

Al ejecutarse On-Line Optimization se genera el juego de puntos de ajuste óptimos. Luego este juego de puntos óptimos es transferido al programa principal o a los operadores como una hoja de cálculo de Excel. Estos puntos de ajuste óptimos pueden ser enviados directamente al SCD o ser revisados por los operadores antes de ser enviados al SCD. Antes de implementar los puntos de ajuste óptimos, el programa de detección del régimen permanente es ejecutado para asegurar que el proceso este en régimen permanente.

El proceso de ácido sulfúrico se usó para ilustrar el uso del programa para el análisis de series de tiempo para la detección del régimen permanente. Por lo que se creó un archivo de Excel, *steady_state.xls*, para incorporar la capacidad de detección del régimen permanente. La primera hoja del archivo de Excel tiene veinte juegos de los datos de la planta obtenidos para el proceso de ácido sulfúrico. Cada columna representa los datos para 29 variables medidas que fueron tomadas de la historia de datos del SCD para 20 intervalos de tiempo que terminan con el tiempo actual. Este juego de datos se presenta en la **Tabla 3**.

La segunda hoja de cálculo fue preparada para analizar estos datos para determinar el intervalo de tiempo que muestra que la planta esta operando a régimen permanente. En esta hoja se presentan series de tiempo para cuatro variables medidas. En las **Figuras 39** y **40** se presentan cuatro gráficas de variables medidas de la planta a través del tiempo para detectar si la planta se encuentra a régimen permanente.

Después de analizar los datos de la segunda hoja de cálculo, se determinó que la planta estaba a régimen permanente entre los períodos de tiempo 3 y 5. Estos tiempos corresponden a 11 a.m. y 7 p.m. el 3 de febrero de 1998. Por consiguiente, la decisión fue importar los datos a la 3 p.m. al programa on-line optimization.

Datos	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
F06	1.72	1.74	1.72	1.72	1.72	1.68	1.68	1.72	1.74	1.76	1.66
f50	0.245	0.245	0.248	0.245	0.248	0.245	0.24	0.245	0.245	0.245	0.245
f5fw	1.93	1.93	1.965	1.93	1.93	1.93	1.965	1.89	1.93	1.958	1.93
O2percent	6	6.03	6.01	6	5.9	6	6.01	6.06	5.7	5.9	6.1
Pshp1	614.7	610	614.7	614.7	614.7	612	614.7	614.7	610	614.7	614.7
Pshp2	614.7	610	614.7	614.7	614.7	608	614.7	614.7	610	614.7	614.7
Pss2	709.7	708.8	709.7	709.7	709.7	707.7	709.7	709.7	709.7	709.7	709.7
SO2ppm	349	355	359	355	355	357	360	355	355	360	355
T06	359.67	359.67	361.89	362.44	362.44	362.44	360.78	359.67	360.22	359.00	359.67
T07	1321.5	1323.2	1321.5	1321.5	1324.2	1319.4	1321.5	1318.9	1321.5	1321.5	1320
T09	646.5	646.2	646.5	646.5	646.5	645.8	646.5	646.5	646.8	646.5	645.5
T10	708	708.5	708	708.3	708	707.6	708	708	708.1	708	708
T11	893.56	894.11	893.56	893.00	892.44	893.56	894.11	894.67	893.56	893.00	892.44
T12	689.3	689.3	689.1	689.3	689.3	690.1	689.3	689.3	689	689.3	689.5
T13	785.7	785.9	785.9	785.8	785.9	786.1	785.9	785.9	786.3	785.9	786
T15	501.5	501.2	501.5	501.5	501.6	501.5	501.4	502	501.5	501.5	501.1
T16	349.8	349.8	349.5	349.7	349.8	349.8	349.9	350	349.8	349.8	349.6
T19	549.3	549.1	549.3	549.3	549.6	549.3	549.2	549.3	549.4	549.3	549.3
T20	690.9	691	690.9	691.1	690.9	690.8	690.9	690.8	690.7	690.6	690.9
T21	737	737.2	737	737.3	737	736.9	737	737.1	737	737	737.2
T22	683.5	683.5	683.3	683.3	683.5	683.6	683.5	683.5	683.6	683.6	683.5
T23	692.6	692.6	692.7	692.6	692.5	692.6	692.6	692.4	692.6	692.6	692.7
T235	673.2	673.2	673.3	673.2	673.1	673.2	673.2	673.3	673.2	673.4	673.2
T24	504.8	504.6	504.8	504.8	504.7	504.8	504.8	504.9	504.8	504.7	504.8
T25	350.4	350.6	350.4	350.4	350.2	350.4	350.4	350.5	350.4	350.5	350.4
T5BFW	225	225	225.1	225	225.2	225	224.9	225	225	225.1	225.2
T5HP1	665	664.8	665	665.2	665	665	664.9	665	665.1	665	665.1
T5HP2	650	650.2	650	649.7	650	650.2	650	650.1	650	649.8	650
T5W1	340	339.6	340	340	340.4	340	340.1	340	339.9	340	340

Tabla 3: Datos del SCD para 20 intervalos de tiempo.

Datos	12	13	14	15	16	17	18	19	20	Promedio	Std. Dev.
F06	1.76	1.72	1.74	1.66	1.72	1.72	1.74	1.72	1.68	1.74	0.10
F50	0.245	0.25	0.245	0.245	0.245	0.243	0.245	0.245	0.245	0.2454211	0.002112619
fslbw	1.93	1.93	1.93	1.89	1.93	1.93	1.93	1.93	1.9	1.9309474	0.019637236
O2percent	5.97	6	6.07	5.7	6	5.9	5.9	6	6.1	5.9605263	0.2
P3hp1	608	614.7	614.7	614.7	612.8	614.7	614.7	616	614.7	613.67895	2.088086508
P3hp2	608	614.7	614.7	614.7	612.8	614.7	614.7	616	614.7	613.46842	2.42662859
Pss2	709.7	712	709.7	709.7	715	709.7	709.7	709.7	709.7	710.05263	1.2966685765
SO2bpm	355	351	355	355	355	344	355	355	355	354.73684	3.567027363
T06	360.22	362.44	363.00	361.89	360.78	360.22	358.56	360.78	361.89	360.83	3.00
T07	1321.5	1321.5	1321.5	1322	1321.5	1320.8	1321.5	1321.5	1321	1321.3947	1.98024E-05
T09	646.5	646.5	646.5	646.5	646.5	646.5	646.5	646.5	646.5	646.41053	1.98024E-05
T10	707.9	708	708	708	708	708	708	708	708	708.02105	1.98024E-05
T11	893.00	893.56	893.56	894.11	894.67	893.56	892.44	893.00	893.56	893.70	1.50
T12	689.3	689.2	689.3	689.3	689.3	689.3	689.3	689.3	689.3	689.32105	1.98024E-05
T13	785.9	785.9	785.6	785.9	785.9	785.9	785.9	785.9	785.9	785.90526	2.21398E-03
T15	501.5	501	501.5	501.5	501.5	501.5	501.5	501.5	501.5	501.46316	9.90121E-06
T16	349.8	350	349.8	349.8	349.8	349.8	349.8	349.8	349.8	349.79474	9.90121E-06
T19	549.6	549.3	549.3	549.3	549.3	549.3	549.3	549.3	549.3	549.32105	9.90121E-06
T20	691	690.9	690.9	690.9	690.9	690.9	690.9	690.9	690.9	690.88421	1.71494E-05
T21	737	737	737	737	737	737	737	737	737	737.04211	1.71494E-05
T22	683.5	683.4	683.5	683.5	683.5	683.5	683.5	683.5	683.5	683.5	1.71494E-05
T23	692.6	692.7	692.6	692.6	692.6	692.6	692.6	692.6	692.6	692.6	1.71494E-05
T235	673.3	673.2	673.2	673.2	673.2	673.2	673.2	673.2	673.2	673.22105	1.71494E-05
T24	504.8	504.8	504.8	504.8	504.8	504.8	504.8	504.8	504.8	504.78421	1.71494E-05
T25	350.4	350.6	350.4	350.4	350.4	350.4	350.4	350.4	350.4	350.42105	8.5747E-06
TSBFW	225	225	225	225	225	225	225	225	225	225.02632	8.5747E-06
TSHP1	665	665	665	665	665	665	665	665	665	665.00526	8.5747E-06
TSHP2	650.3	650	650	650	650	650	650	650	650	650.01579	8.5747E-06
TSW1	340.6	340	340	340	340	340	340	340	340	340.03158	8.5747E-06

Tabla 3: Datos del SCD para 20 intervalos de tiempo.

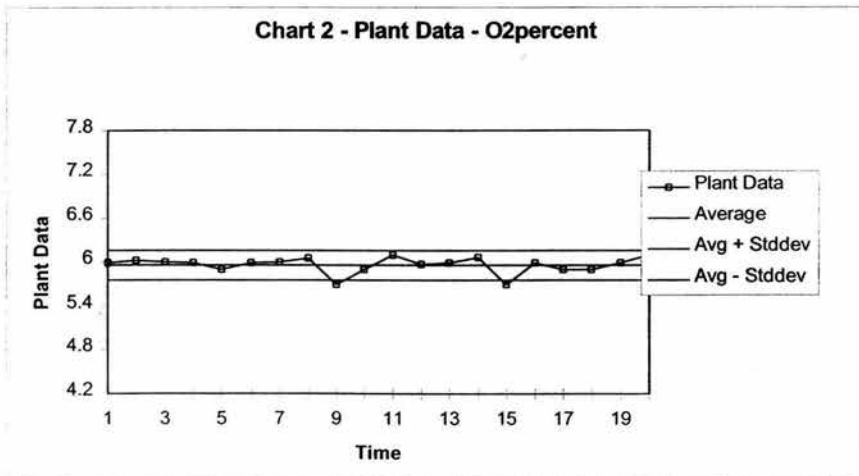
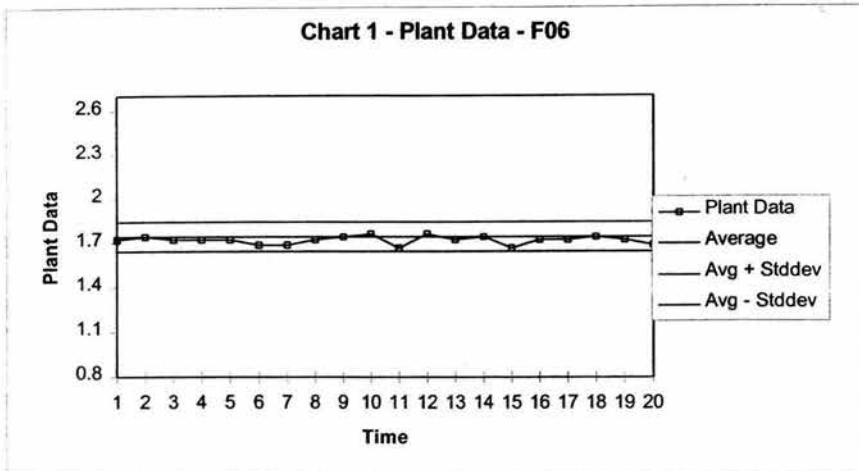


Figura 39: Gráficas de dos variables medidas con respecto al tiempo.

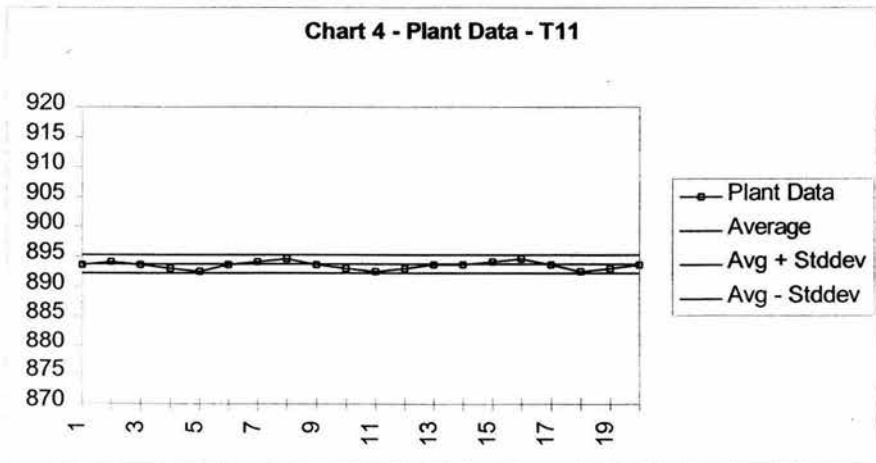
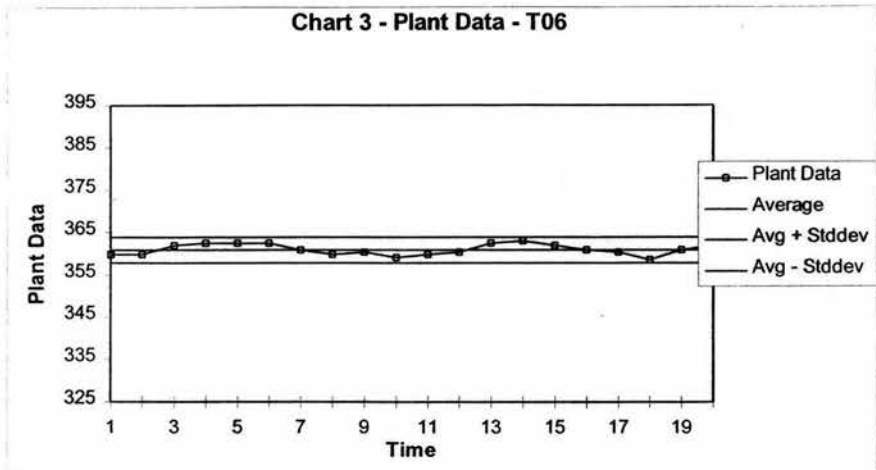


Figura 40: Gráficas de dos variables medidas con respecto al tiempo.

Después se transfieren los datos a régimen permanente al programa de optimización en línea. Para realizar esta operación se regresa a la ventana Measured Variables del programa y se selecciona el Menú File presentado en la **Figura 41**. Seleccionamos la opción Import Plant Data, la cual abre el cuadro de dialogo de la **Figura 42** en donde se proporciona el archivo de Excel. Al oprimir el botón abrir se abre un cuadro de dialogo en el que se solicita el rango de celdas en el que se encuentran los datos de las variables a régimen permanente. Este cuadro de dialogo se presenta en la **Figura 43**. Teniendo los nuevos datos se puede ejecutar el programa de optimización en línea para generar el nuevo juegos de puntos óptimos para SCD.

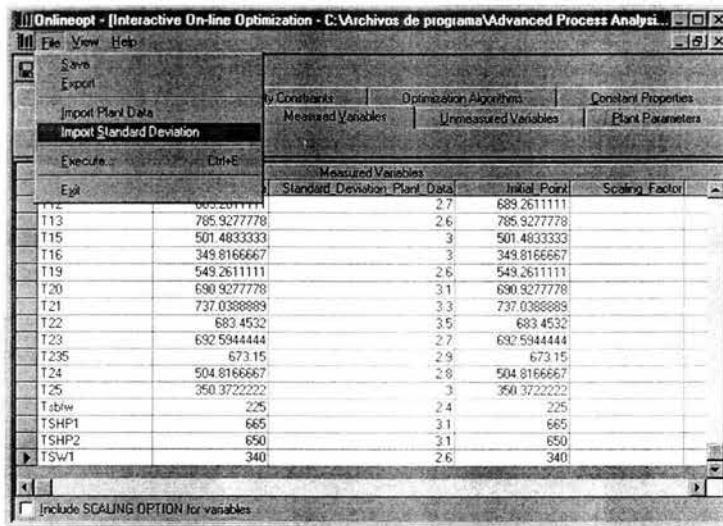


Figura 41: Opción Importar en el menú File.

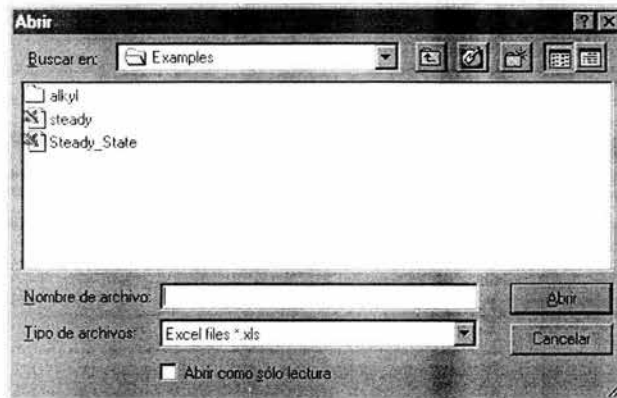


Figura 42: Cuadro de dialogo para importar datos.

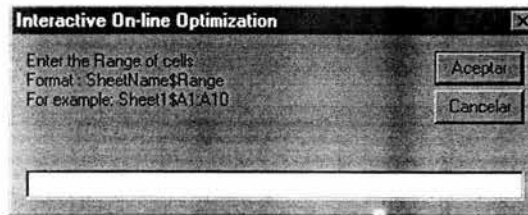


Figura 43: Cuadro de dialogo para introducir las celdas de Excel.

La ejecución del programa de optimización en línea genera un juego de datos para el SCD. Estos valores pueden ser exportados utilizando el mismo procedimiento que para importar. El programa de optimización en línea requiere la desviación estándar de las variables medidas. El programa de Excel *steady_state.xls* se utiliza también para calcular la desviación estándar de las variables medidas. Sin embargo, no es necesario utilizar los datos recientes de la planta para evaluar la desviación estándar, se puede usar cualquier juego de datos para determinar apropiadamente los valores de desviación estándar.

Esto concluye la descripción de la detección del régimen permanente y la frecuencia de ejecución de la optimización en línea. El siguiente paso del APAS es la optimización de la red de intercambio de calor.

7 APLICACIÓN DE THE HEAT EXCHANGER NETWORK PROGRAM.

Al seleccionar el botón 'Pinch Analysis' del escritorio de APAS, la ventana de información del modelo de la red de intercambiadores de calor se muestra en la **Figura 44**. Dado que es la primera vez que utilizamos este programa, damos clic al botón 'New Model'. La pantalla de bienvenida del programa aparece, en la cual se confirma que se está trabajando en el modelo de proceso de una planta de ácido sulfúrico. El modelo HEN en el que se trabaja es un modelo nuevo sin nombre. Un modelo HEN es un archivo de entrada creado por el programa de red de intercambiadores de calor para aplicar el análisis del punto de pliegue al modelo del proceso. Un modelo HEN es guardado como un archivo con la extensión 'hen' (ejemplo, sample.hen).

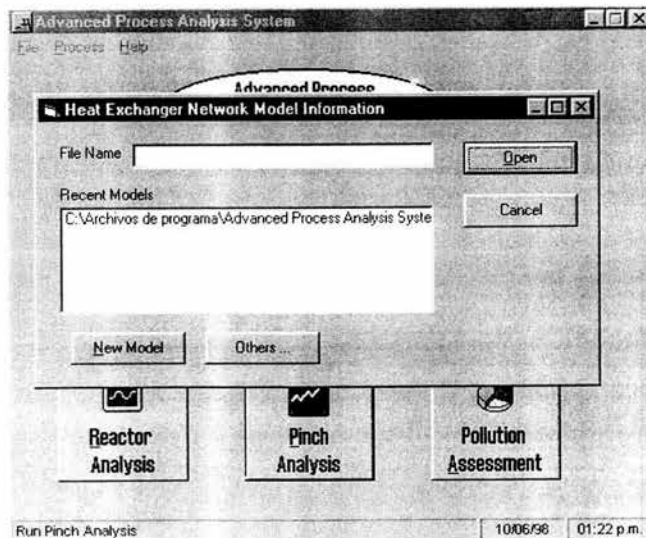


Figura 44: Ventana Heat Exchanger Network Model Information.

El menú principal de THEN, 'main menu', esta disponible durante toda la ejecución del programa. El botón 'Help' es para acceder a ayuda en línea. EL botón de 'About' proporciona información sobre los derechos de autor. El botón 'Exit' se usa para salir del programa en cualquier momento y regresar al escritorio del APAS.

Al presionar el botón 'Proceed', la ventana ' Stream List' se despliega presentada en la **Figura 45**. La caja del centro muestra la lista de todas las corrientes del proceso con su descripción. Esta lista es automáticamente recuperada basándose en la información del diagrama de flujo. Al lado del nombre de las corrientes hay un cuadro para seleccionar cada corriente. Si una corriente del proceso es importante para la integración de energía, la corriente debe ser seleccionada. Para este modelo, las corrientes importantes para la integración de energía son: s08, s09, s11, s12, s13, s15, s16, s20, s21, s2, s23 y s24. Seleccionamos todas estas corrientes haciendo clic en el cuadro respectivo a cada una de las corrientes.

El botón 'Show the flowsheet diagram' en la parte superior de la ventana nos permite acceder al diagrama de flujo del modelo en cualquier momento. Además de las corrientes enlistadas, se puede añadir nuevas corrientes haciendo clic en 'Click here'. Se desplegará una pequeña ventana en la cual se introducirá el nombre de la corriente y su descripción.

Después de haber seleccionado las corrientes importantes se oprime el botón 'OK' para continuar.

A continuación se despliega la ventana ' Retrieving Stream Data' que se muestra en la **Figura 46**. Una línea vertical divide esta ventana en dos partes. El lado izquierdo de la ventana se encuentra la lista de las corrientes seleccionadas.

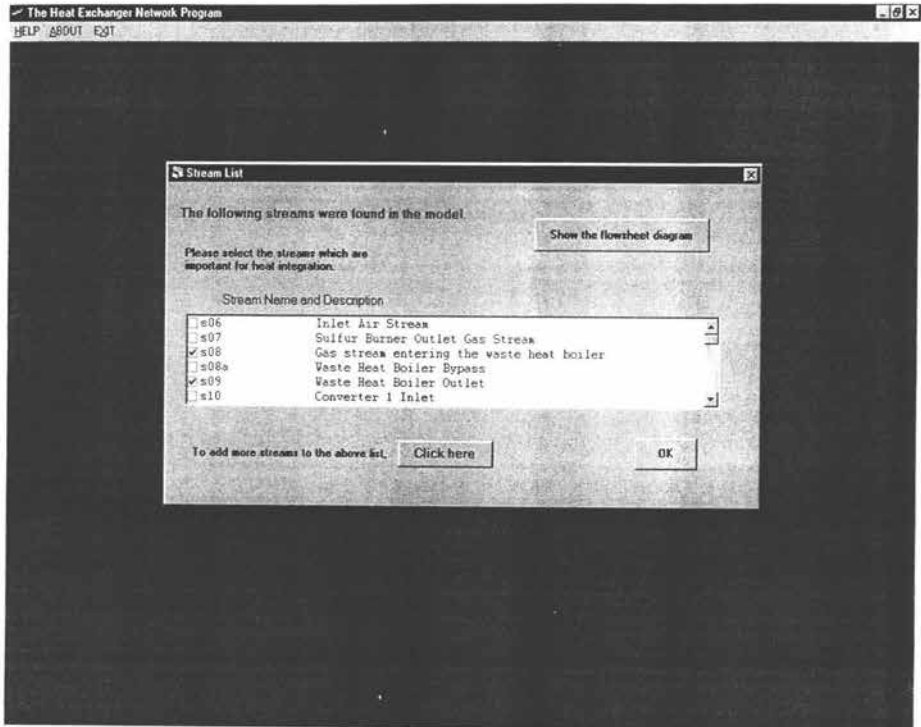


Figura 45: Ventana Stream List.

El THEN necesita cierta información de cada corriente para poder aplicar el análisis de punto de pliegue. Esta información es: la temperatura, el flujo, la entalpía y el coeficiente de transferencia de calor. Los valores para la temperatura y el flujo son automáticamente recuperados por el programa de los resultados de la optimización económica previamente realizada. Los valores para la entalpía y el coeficiente de calor deben ser introducidos por el usuario.

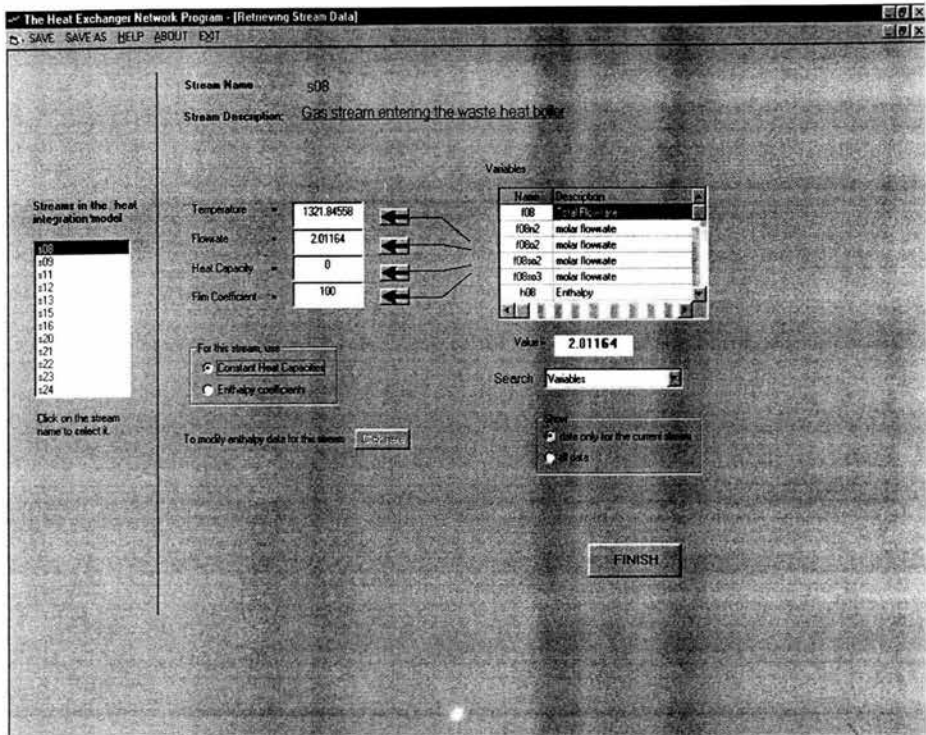


Figura 46: Ventana Retrieving Stream Data.

Para ejemplificar tomaremos la corriente s08. En el lado izquierdo de la pantalla se muestra el nombre de la corriente y su descripción. Los valores de la temperatura y el flujo se muestran automáticamente. Los valores de la capacidad calorífica y el coeficiente de película por default son 0 y 100 respectivamente (Ver **Figura 46**).

Los datos de entalpía para cualquier corriente pueden ser introducidos como coeficientes de capacidades caloríficas constantes o coeficientes de entalpía en función de la temperatura. La variación de la temperatura es grande, por lo que se utilizarán coeficientes de entalpía para todas las corrientes. Para introducir los coeficientes de entalpía para la corriente s08, se selecciona la opción 'enthalpy coefficients'. Una vez que es

seleccionada esta opción, el botón para modificar los datos de entalpía esta disponible y aparece un pequeño cuadro para los coeficientes de entalpía promedio(Ver **Figura 47**). El cuadro también muestra la fórmula de la entalpía usada en el programa.

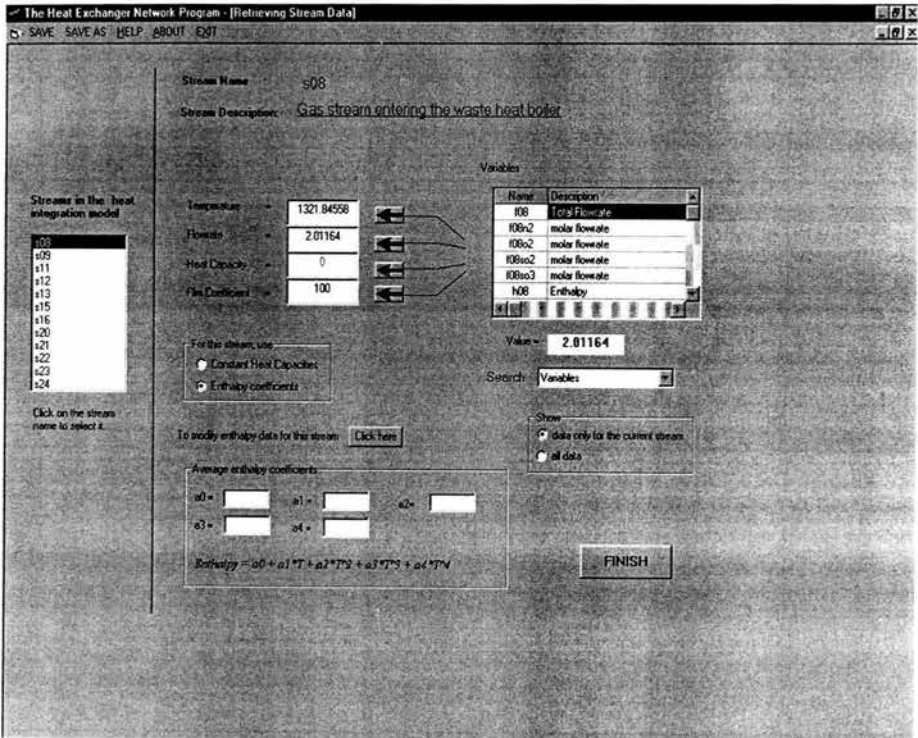


Figura 47: Ventana Retrieving Stream Data con Coeficientes de Entalpía Promedio.

Si los valores para los coeficientes de entalpía promedio son conocidos para la corriente, pueden ser introducidos en los cuadros correspondientes. Como nosotros no tenemos los valores promedios, los calcularemos a partir de la composición de la corriente y los valores de los coeficientes de entalpía para cada una de las especies químicas

presentes en la corriente. Para llevar a cabo estos cálculos, se oprime el botón 'click here' que abrirá la ventana 'Enthalpy Data' presentada en la Figura 48.

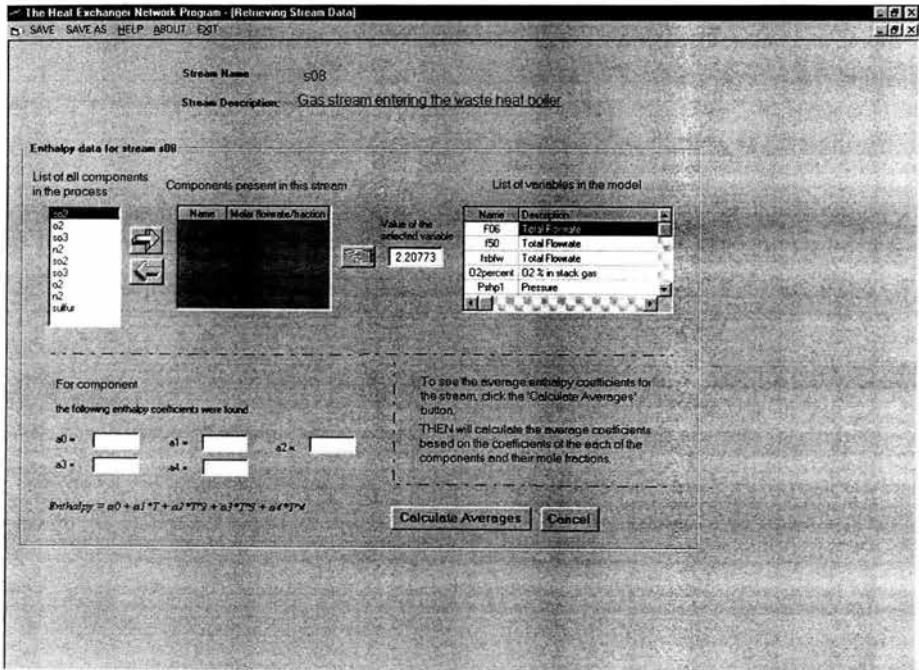


Figura 48: Ventana Enthalpy Data.

La ventana 'Enthalpy Data' muestra una lista de todos los componentes químicos presentes en el proceso. Los componentes presentes en el gas son: O₂, N₂, SO₂ y SO₃. Estos son automáticamente recuperados de Flowsim. En la tabla 'Components present in this stream' se muestra los componentes presentes en la corriente. Se debe introducir cada uno de los componentes de la corriente s08. Para introducirlos, se selecciona una componente de la lista de componentes del proceso y se oprime la flecha en dirección derecha.

Para calcular los coeficientes de entalpía promedio de la corriente, se necesita la composición de la corriente y los coeficientes de entalpía de los componentes químicos. Los coeficientes de entalpía para los componentes químicos fueron introducidos en Flowsim. Éstos pueden ser vistos en la parte inferior izquierda de la pantalla haciendo clic en uno de los componentes de la corriente.

La segunda columna de la tabla 'Componentes present in this stream' muestra los flujos molares o la fracción mol de los componentes en esa corriente. Estos valores deben ser recuperados manualmente por el usuario. Los valores que deseamos usar son los flujos molares de los resultados de la optimización en línea. Estos valores son recuperados utilizando la tabla 'List of variables in the model' localizada en el lado derecho de la pantalla. Esta tabla muestra una lista de todas las variables (medidas e inmedibles) con su descripción. Cuando una variable en esta lista es seleccionada, el valor de esa variable obtenido de la optimización en línea aparece en el cuadro titulado 'value of the selected variable'. La variable correspondiente al flujo molar del SO₂ en la corriente s08 es f08so2. Buscamos esta variable en la tabla. Las variables medidas en el modelo son enlistadas primero seguidas de las variables inmedibles, ambas en orden alfabético. Cuando la variable f08so2 es oprimida, su valor aparece en el cuadro adyacente. Para agregarlo a la tabla 'Componentes present in this stream' seleccionamos so2 y oprimimos el botón con la mano señalando hacia la dirección de la tabla. Este procedimiento se realiza para todos los componentes. (Ver **Figura 49**).

Ahora que ya tenemos la composición de la corriente s08 en términos de flujos molares y los coeficientes de entalpía de los compuestos, los coeficientes de entalpía promedio pueden ser calculados. Se hace clic en el botón 'Calculate Averages'. El programa calcula los coeficientes para la corriente s08 y los muestra en la parte inferior izquierda de la

pantalla. También aparece el botón 'OK' en la parte inferior derecha de la pantalla.

Si deseas aceptar los valores de los coeficientes promedios calculados por el programa, presionas OK. Si los valores no parecen estar dentro del rango esperado y no son aceptables, presionas Cancel. Para la corriente s08, los valores calculados son aceptables. La pantalla regresa a la ventana 'Retrieving stream data' mostrando los coeficientes promedios calculados (Ver **Figura 50**).

La última pieza de información faltante es el coeficiente de película de transferencia de calor. Para este modelo, el valor del coeficiente de película es 0.05675 kJ/ft² K s para todas las corrientes del proceso. Esto completa todos los datos recuperados para la corriente s08.

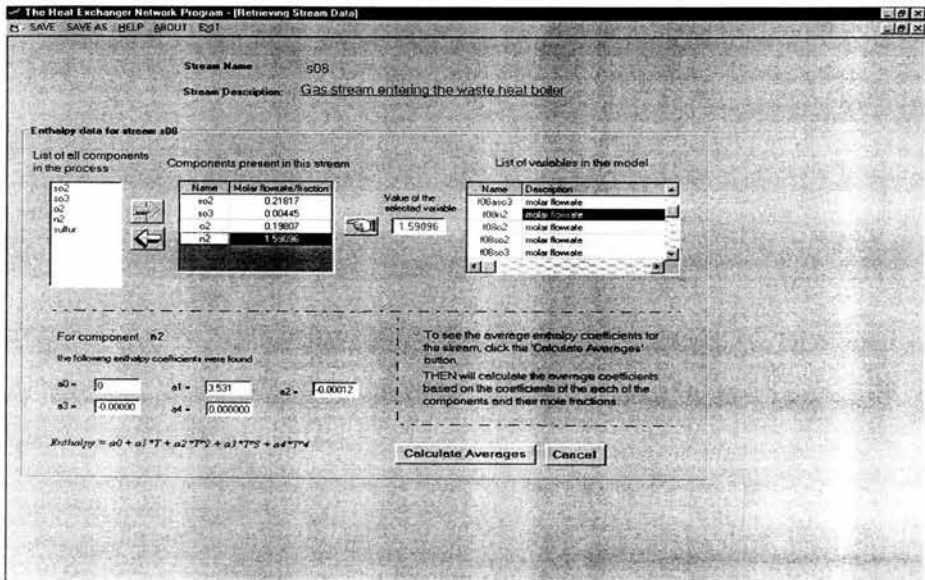


Figura 49: Flujos Molares de la Corriente s08.

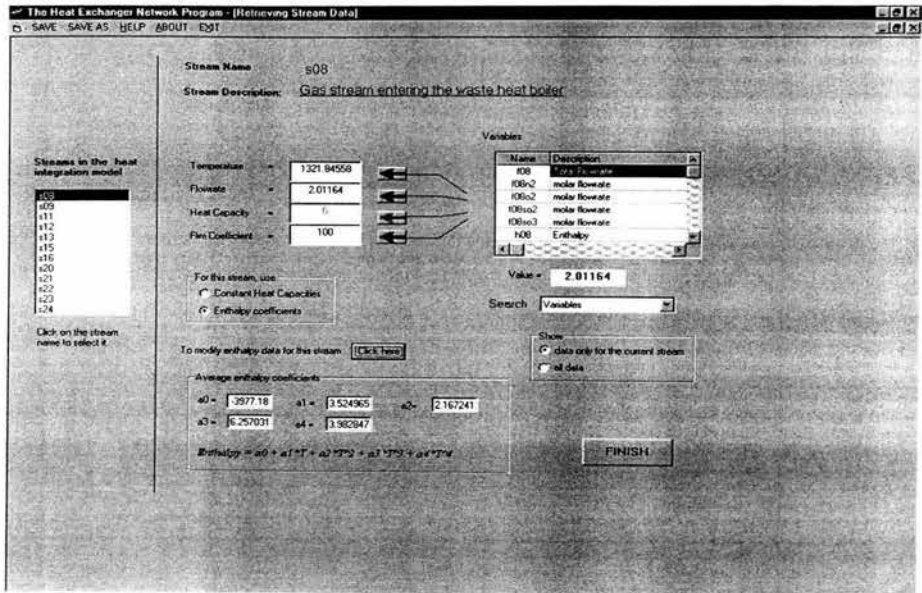


Figura 50 Ventana-Recorriendo Stream Data con la Entalpía Promedio de la Corriente s08.

Este procedimiento debe ser repetido para todas las corrientes enlistadas del lado izquierdo de la pantalla. Para cada corriente, la temperatura y el flujo son recuperados automáticamente. Los coeficientes de entalpía son calculados como los de la corriente s08. El valor del coeficiente de película de transferencia de calor para todas las corrientes es de 0.05675. La parte de recuperación de datos para el modelo es completado y oprimimos el botón 'Finish'.

Cuando el botón 'Finish' es oprimido, la ventana 'build Model' aparece en la pantalla presentada en la Figura 51. En esta ventana, se lleva a cabo la clasificación de las corrientes en pares de calientes y frías. Esta clasificación de corriente constituye el modelo THEN. En el modelo THEN, una corriente caliente es una corriente que necesita ser enfriada y una corriente fría es una corriente que necesita ser calentada.

La tabla en el lado izquierdo de la pantalla muestra la lista de las corrientes del proceso seleccionadas anteriormente. Las dos pares de listas en el lado derecho de la pantalla muestran las corrientes calientes y frías en le modelo.

Sabemos que la corriente s08 entra a la unidad wboiler así como la corriente s09 sale. Por lo tanto, las corrientes s08 y s09 son la fuente y el objetivo respectivamente de la corriente caliente. Para introducir esta corriente caliente, primero seleccionamos la corriente s08 de la tabla. Seleccionamos las opciones 'Hot streams' y 'As Source' y luego oprimimos el botón 'Add selected stream to'. La corriente s08 es añadida a la lista de las corrientes calientes como fuente. Ahora seleccionamos la corriente s09 de la tabla y dejamos la opción 'Hot streams' pero ahora seleccionamos la opción 'As Target'. De esta manera, s08 y s09 están en la lista de corrientes calientes como fuente y objetivo respectivamente. Estas dos corrientes constituyen una corriente caliente. (Ver **Figura 51**)

Se repite este procedimiento para las demás corrientes del proceso. Los pares de corrientes calientes para nuestro proceso son: s08-s09, s11-s12, s13-s15, s21-s22 y s23-s24. Solamente hay un par de corriente fría, s16-s20. En todos estos pares, la primera corriente es la fuente y la segunda corriente es el objetivo. Una vez que todas estas corrientes son introducidas, el modelo THEN para el proceso de producción de ácido sulfúrico esta completo. (Ver **Figura 51**). La última pieza de información requerida es la temperatura de acercamiento mínima entre las corrientes. No hay un valor fijo recomendado. Nosotros usaremos un acercamiento mínimo de temperatura de 15°C.

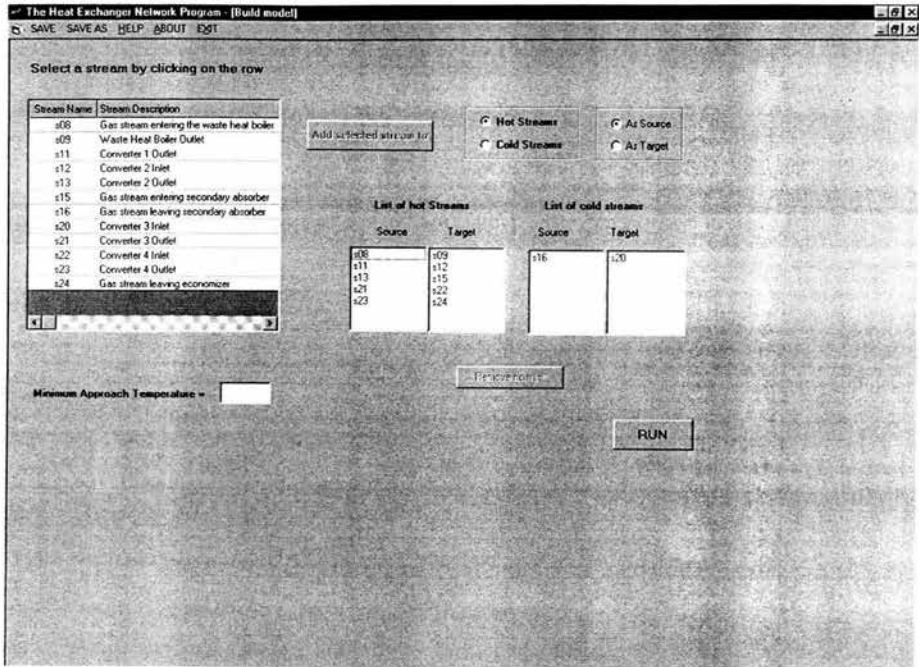


Figura 51: Ventana Build Model con todas las Corrientes Calientes y Frías.

La parte de introducción de datos del programa esta terminada y es conveniente guardar toda la información introducida. Ahora, damos clic al botón 'Run'. El programa utiliza toda la información introducida y aplica los conceptos de punto de pliegue en el modelo del proceso. La siguiente ventana que aparece en pantalla es 'Output Window' mostrada en la **Figura 52**.

Al seleccionar 'View and save the GCC' aparece en pantalla la gran curva compuesta (Ver **Figura 53**). Es una gráfica de flujos de entalpías del sistema contra temperatura. Las unidades para la temperatura y la entalpía son las mismas que la de los datos de entrada. Las temperaturas esta en Kelvin y las entalpías están en kJ/s. Como e puede ver en la **Figura 53**, la curva toca el eje de la temperatura en el punto más alto. Este es un

problema debajo del punto de pliegue. El problema sólo necesita servicios de enfriamiento. La cantidad de servicios de enfriamiento es la coordenada de entalpía en el punto más bajo de la curva. Esta cantidad es alrededor de 85000 kJ/s . La cantidad exacta de los servicios de enfriamientos se encuentra en el archivo de salida, el cual se explicará más adelante.

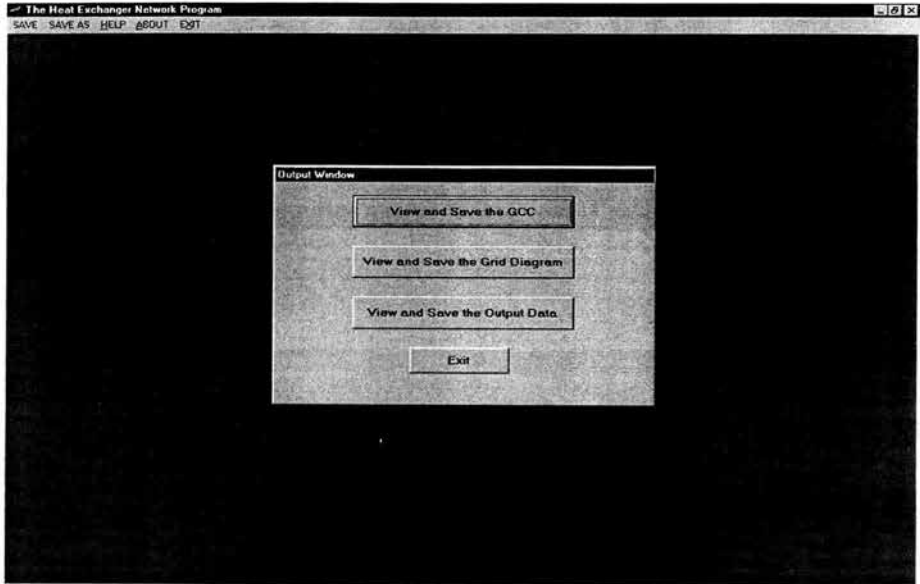


Figura 52: Ventana de Salida.

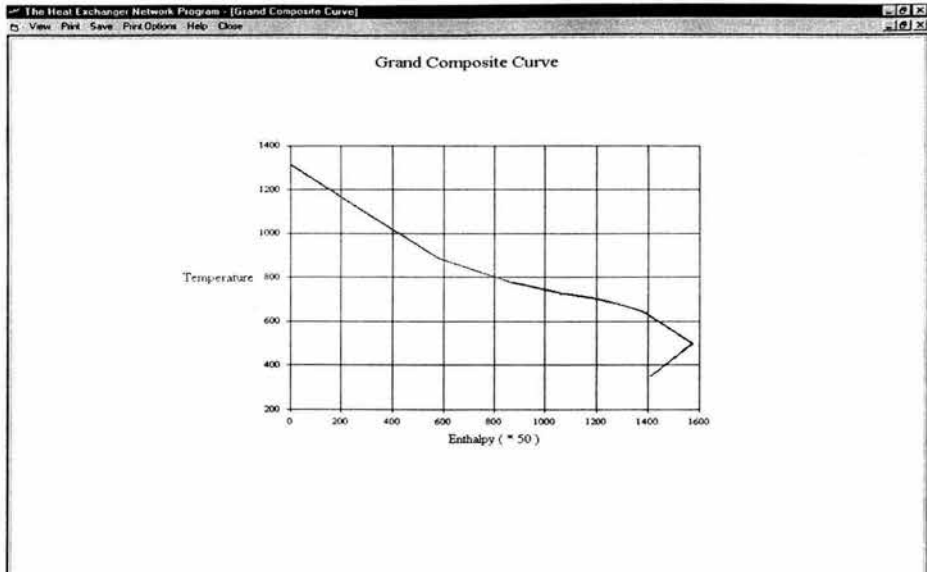


Figura 53: Gran Curva Compuesta.

El segundo botón 'View and save the Grid Diagram' muestra el diagrama de red (Ver **Figura 54**). Es una representación gráfica de la solución de la red diseñada por el programa. Muestra el arreglo de los intercambiadores de calor, calentadores y enfriadores del sistema. Las líneas rojas que van de izquierda a derecha representan las corrientes calientes y las líneas azules que van de derecha a izquierda representan las corrientes frías. Un círculo rojo sobre una línea azul representa un calentador y un círculo azul sobre una línea roja representa un enfriador. Los círculos verdes unidos por una línea verde vertical representan un intercambiador de calor entre las corrientes en que los dos círculos se encuentran.

El diagrama de red es una manera conveniente de entender la solución de la red. Dando clic en una unidad del diagrama, se muestra un pequeño cuadro el cual contiene toda la información relevante para esa unidad. Por ejemplo, seleccionando un círculo verde aparece la

información de ese intercambiador de calor como es: el nombre de las corrientes fría y caliente, su carga calorífica y su área. Seleccionando un calentador o un enfriador se mostrará el nombre de la corriente y su carga calorífica. De manera similar, seleccionando una línea horizontal se mostrará la temperatura, el flujo másico y la capacidad calorífica promedio de la corriente.

Al cerrar esta ventana se regresa a la ventana 'Output Window'. El tercer botón de esta ventana, 'View and save the Output Data', nos permite acceder al archivo de salida (Ver **Figura 55**).

Todos los resultados de THEN pueden guardarse así como imprimirse.

7.1 Manejo de los resultados de THEN.

7.1.1 Gran Curva Compuesta (Grand Composite Curve, GCC).

La GCC para el proceso del ácido sulfúrico se muestra en la **Figura 53**. Es una gráfica de temperatura, eje de las Y, contra entalpía, eje de las X. Si la curva toca el eje de la temperatura excepto en los puntos finales, es un proceso con punto de pliegue, y la temperatura correspondiente a ese punto es la temperatura de pliegue. Si la curva toca el eje de las X en el punto más alto, es un proceso por debajo del punto de pliegue. Si toca en el punto más bajo, es un proceso arriba del punto de pliegue. Para nuestro proceso, la GCC encuentra el eje de la temperatura en el punto más alto por lo que es un proceso por debajo del punto de pliegue.

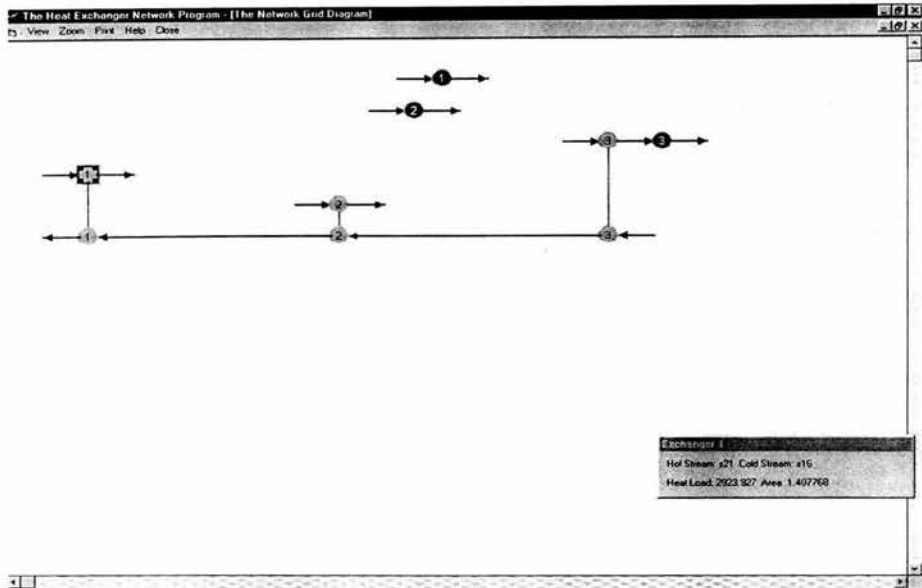


Figura 54: Diagrama de Rejilla de la Red.

HEAT EXCHANGER NETWORK SYNTHESIS

DETAILS OF HOT STREAMS

ST NAME	FLOWRATE	MCP	INLET T	OUTLET T	FILM COEFFICIENT
s08	2.0	32.7	1721.0	650.0	100.0
s11	2.1	92.4	892.2	692.2	100.0
s13	2.1	31.9	784.1	505.0	100.0
s21	1.9	30.3	736.0	684.6	100.0
s23	1.9	25.9	693.4	506.8	100.0

DETAILS OF COLD STREAMS

ST NAME	FLOWRATE	MCP	INLET T	OUTLET T	FILM COEFFICIENT
s16	1.9	25.6	345.0	695.0	100.0

MINIMUM DELTA T FOR THE MATCHES IS 15.00 DEG

UNFINCHED PROBLEM

PROB BELOW PINCH

ALL STRMS EXHAUSTED

0	0	0	0	1.0
0	0	0	0	85.8
0	0	0	0	382.1

Figura 55: Ventana Output Data.

Además, la GCC se puede utilizar para determinar la cantidad mínima de servicios de calentamiento y enfriamiento para el proceso. Para encontrar la cantidad requerida de servicio de calentamiento, localizamos el punto más alto de la curva y leemos la coordenada correspondiente en el eje de las X la cual es igual a la cantidad del servicio de calentamiento. De manera similar, para encontrar la cantidad requerida de servicios de enfriamiento, localizamos el punto más bajo de la curva y leemos la coordenada correspondiente en el eje de las X. De la **Figura 53**, se puede observar que nuestro proceso no requiere de servicios de calentamiento y la cantidad requerida de servicios de enfriamiento es cerca de 85000 kJ/s.

7.1.2 Diagrama de Red.

El diagrama de la red para nuestro proceso se presenta en la **Figura 53**. Las cinco líneas horizontales rojas en la parte superior que van de izquierda a derecha representan las corrientes calientes s08, s11, s13, s21 y s23. La línea horizontal azul en la parte inferior que va de derecha a izquierda representa la corriente s16. Los círculos azules (numerados 1, 2 y 3) indican que esas corrientes requieren enfriadores. No hay círculos rojos en el diagrama indicando la ausencia de calentadores. Hay tres pares de círculos verdes (numerados 1, 2 y 3) unidos con líneas verticales verdes, los cuales representan los tres intercambiadores de calor del proceso. Cada intercambiador intercambia calor entre las dos corrientes en las cuales se encuentran los círculos. Por ejemplo, el intercambiador de calor 1 intercambia calor entre la corriente caliente s21 y la corriente fría s16. De modo que para nuestro proceso se requieren tres intercambiadores de calor, 3 enfriadores y ningún calentador en la nueva solución de la red.

7.1.3 Archivo de Salida de Datos.

El archivo de salida de datos generado por THEN se presenta en la **Tabla 4**. Las primeras dos secciones 'Details of hot stream' y 'Details of cold

stream' son un resumen de la información introducida por el usuario. Ésta consiste en los datos de las corrientes seguida de la temperatura de acercamiento mínima especificada.

El resumen de los datos de entrada es seguido por los resultados del proceso. Las primeras dos líneas de salida indican que el problema era un problema por debajo del punto de pliegue.

La siguiente parte es una matriz de valores la cual es la solución generada por THEN para el problema por debajo del punto pliegue. La última parte que es la más importante de los datos de salida es la tabla de los intercambiadores de calor, los calentadores y los enfriadores.

El resumen de los intercambiadores de calor indica que debería de haber tres, cada uno entre las corrientes: s16-s21, s16-s23 y s16-s13. Para el intercambiador 1 entre s16 y s13, el flujo de calor transferido será de 3280 kJ/s. También indica las temperaturas de entrada y de salida de ambas corrientes. El área de transferencia de calor es de 2627 ft².

El resumen que sigue es el de los enfriadores. El cual indica que es necesario tres enfriadores en el sistema uno para cada corriente caliente. La carga de enfriamiento para el enfriador en la corriente s08 es de 53.101 MJ/s. La corriente s08 entra al enfriador a una temperatura de 1321 K y la deja a 650K. De manera similar, los otros enfriadores tienen una carga de enfriamiento de 15.98 y 15.26 MJ/s.

La siguiente información es acerca de la presencia de ciclos en la red. Un ciclo es cualquier trayectoria en la red de intercambiadores de calor que comienza en un punto y regresa al mismo punto. Para nuestro proceso no hay ningún ciclo.

DETAILS OF HOT STREAMS

ST NAME	FLOWRATE	MCP	INLET T	OUTLET T	FILM COEFFICIENT
s08	2.0	39.3	1321.9	650.0	.1
s11	2.1	37.5	892.2	692.6	.1
s13	2.1	35.7	784.1	505.0	.1
s21	1.9	33.8	736.0	684.2	.1
s23	1.9	32.0	693.4	504.9	.1

DETAILS OF COLD STREAMS

ST NAME	FLOWRATE	MCP	INLET T	OUTLET T	FILM COEFFICIENT
s16	1.9	30.7	345.0	694.4	.1

MINIMUM DELTA T FOR THE MATCHES IS 15.00 DEG

UNPINCHED PROBLEM

PROB. BELOW PINCH

ALL STRMS EXHAUSTED

.0	.0	.0	.0	1.0
.0	.0	.0	.0	57.9
.0	.0	.0	.0	352.5
.0	.0	.0	.0	.0
1.0	79.0	1314.4	53101.1	.0
2.0	80.0	884.7	15980.5	.0
3.0	75.1	700.9	15268.5	5677.7
4.0	63.4	676.7	.0	3284.2
5.0	59.8	497.4	.0	11277.3

HEAT EXCHANGER SUMMARY BELOW PINCH

HEX	CS	HS	HEAT	THIN	THOUT	TCIN	TCOUT	CPH	CPC	AREA
1.	s16	s21	.328E+04	736.03	684.22	637.68	694.37	.63E+02	.58E+02	2627.052
2.	s16	s23	.113E+05	693.41	504.92	443.01	637.68	.60E+02	.58E+02	6763.037
3.	s16	s13	.568E+04	784.07	708.42	345.00	443.01	.75E+02	.58E+02	568.262

COOLER SUMMARY BELOW THE PINCH

COOLER	CNO	HEAT	THIN	THOUT	CPH
1.0	1.0	53101.1	1321.9	650.0	79.0
2.0	2.0	15980.5	892.2	692.6	80.0
3.0	3.0	15268.5	708.4	505.0	75.1

NO LOOPS PRESENT IN THIS NETWORK

THE MINIMUM HOT UTILITY REQUIREMENT IS: 0.000000E+00

THE MINIMUM COLD UTILITY REQUIREMENT IS: 85073.790000

Tabla 4: Solución de THEN para el Proceso de Ácido Sulfúrico-Archivo de Salida de Datos.

Finalmente, las dos últimas líneas dan las utilidades mínimas requeridas de calentamiento y de enfriamiento para el proceso. La cantidad mínima de servicios de enfriamiento para nuestro proceso es de 85073.79 kJ/s. Y no es necesario ningún servicio de calentamiento.

Cabe hacer notar que justo arriba de la solución generada por THEN hay un mensaje el cual indica si todas las corrientes han sido agotadas o no. Si el mensaje es 'All streams exhausted', THEN ha generado exitosamente una red de intercambiadores de calor. Por el contrario, si el mensaje es 'Error- not all streams exhausted', THEN no encontró una solución al problema. En este caso, el orden de las corrientes en los datos de entrada debe ser cambiado. Por ejemplo, el dato de la corriente s11 debe ser introducido primero que el de la corriente s08. El programa usa un método de solución que es sensible al orden en el cual se ingresan los datos.

En resumen, el proceso para la producción de ácido sulfúrico es un proceso por debajo del punto de pliegue y es necesario 3 intercambiadores de calor y 3 enfriadores para maximizar la utilización de energía. La cantidad mínima de servicios de enfriamiento es de 85073.79 kJ/s y la cantidad mínima de servicios de calentamiento es cero.

Esto concluye la implementación de THEN en el APAS.

8 APLICACIÓN DE POLLUTION INDEX PROGRAM.

Para comenzar seleccionamos el botón 'Pollution Index' del escritorio de APAS, el cual nos presenta la primera ventana 'Process' (Ver **Figura 56**).

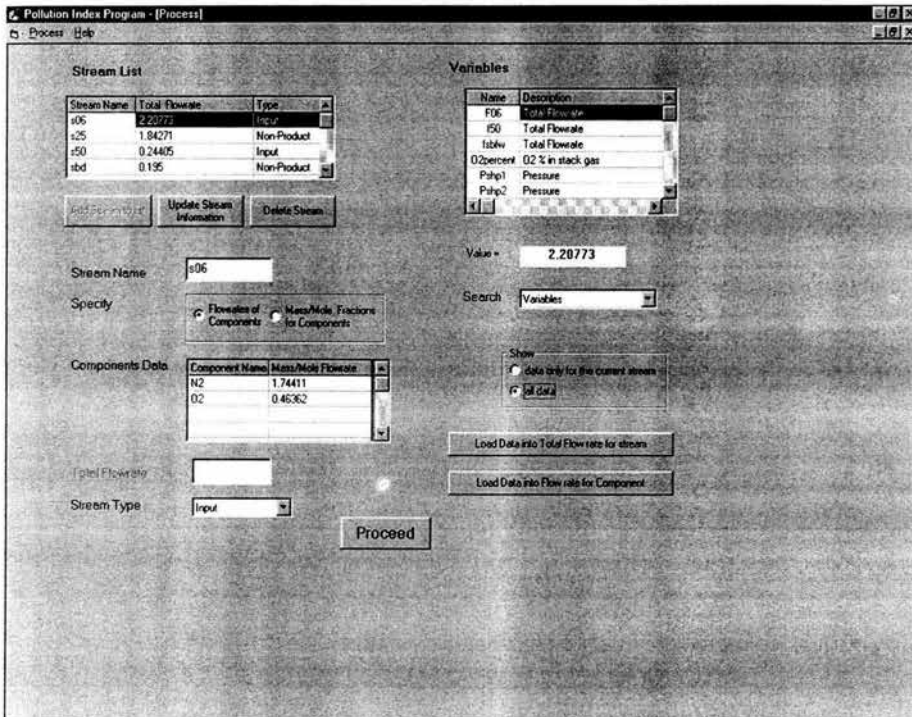


Figura 56: Ventana Process con la Composición de la Corriente s06.

La ventana presenta una tabla llamada 'Stream list' en la cual se enlistan todas las corrientes de entrada y de salida del proceso. Esta lista es automáticamente recuperada del diagrama de flujo introducido anteriormente. La segunda columna de la tabla presenta los flujos molares de las corrientes y la tercer columna indica el tipo de corriente. Como se vio anteriormente, las corrientes importantes para calcular los

índices de contaminación son las corrientes de entrada y de salida. Éstas últimas a su vez se clasifican en Productos y No-Productos. La clasificación de las corrientes se hace automáticamente. Por default, se asume que todas las corrientes de salida son Productos. Para clasificarlas en Productos y No-Productos es necesario que el usuario lo realice.

Para calcular los índices de contaminación se requiere la composición de las corrientes del proceso ya sea en términos de flujos molares o en fracción mol. Estos valores son recuperados de los resultados de la optimización en línea. Para recuperar los valores de la primera corriente de la lista, s06, seleccionamos la corriente y elegimos la opción 'Flowrates of components' para especificar la composición. La otra opción es especificar la corriente ya sea en fracción mol o masa. A continuación se describe el procedimiento para la recuperación de los valores de los flujos molares para la corriente s06.

En la parte superior de la pantalla se encuentra una tabla llamada 'Variables'. Esta tabla muestra todas las variables presentes en el proceso o sólo las variables para esa corriente. Para escoger cualquiera de las dos opciones sólo debemos elegir entre 'data only for the current stream' o 'all data'. Elegimos la primera para mayor facilidad y la tabla nos presenta el nombre y la descripción de las seis variables asociadas con la corriente s06. En la parte inferior de la tabla se encuentra un cuadro, el cual nos indica el valor de la variable obtenido de la optimización económica que seleccionemos. La corriente s06 es una entrada de aire y sólo contiene oxígeno y nitrógeno. En la tabla 'Variables', se encuentran los flujos molares del nitrógeno y el oxígeno bajo los nombres f06n2 y f06o2 respectivamente.

Para ingresar estos valores en la tabla 'Components Data', escribimos N2 en la primera columna y luego seleccionamos la variable f06n2. Para introducir su valor a la tabla 'Component Data' sólo damos clic al botón

'Load Data into Mass/Mole Flow rate for Component'. Se realiza el mismo procedimiento con el oxígeno. El último paso para especificar las corrientes es indicar el tipo de corriente entre 'Input', 'Product' y 'Non-Product'. Para las corrientes de entrada no es necesario realizar este paso ya que el programa la identifica como Input. Al tener toda la corriente especificada se guarda los datos de la corriente oprimiendo el botón 'Update Stream Information'.

Se repite el mismo procedimiento para las demás corrientes de la tabla 'Stream List'. Se selecciona una corriente de la tabla. Se introduce el nombre de los componentes y se recuperan sus flujos molares de la tabla 'variables'. Si una de las variables requeridas no se encuentra, se selecciona la opción 'all data'. Para las corrientes de salida, el programa las identifica a todas como 'Product' la cual se debe modificar a 'Non-Product' si es necesario. En nuestro proceso, las corrientes s25 y sbd son corrientes 'Non.Products' y por tanto hay que modificarlas. Y por último para cada corriente se actualizan los datos con ayuda del botón 'Update Stream Information'.

Cuando la composición de todas las corrientes esta especificada en la tabla 'Stream List' damos clic al botón 'Proceed'. Ahora se abre la ventana 'Components' presentada en la **Figura 57**. Esta ventana nos permite especificar el potencial de impacto ambiental específico para los componentes del proceso. Hay nueve categorías de impactos ambientales. Los valores del potencial de impacto ambiental específico deben ser introducidos para cada componente y para cada uno de los nueve tipos de impactos.

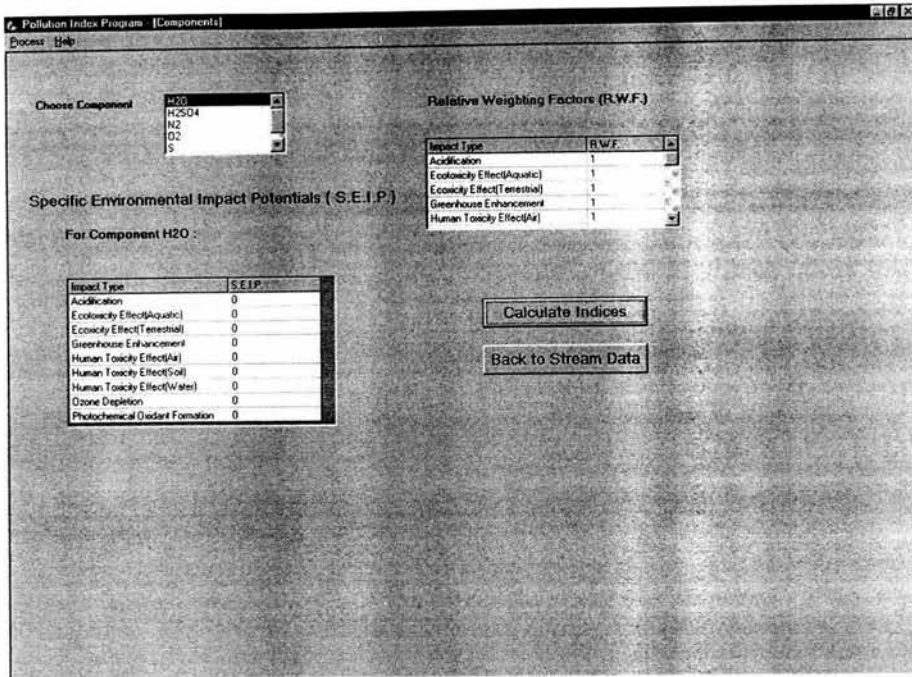


Figura 57: Ventana Componentes.

La tabla 'Choose Component' da una lista de los componentes presentes en las corrientes de entrada y de salida del modelo. Los valores del potencial de impacto para los componentes del proceso de producción del ácido sulfúrico fueron obtenidos del reporte sobre la evaluación ambiental del ciclo de vida de los productos (Heijungs, 1992) publicado por EPA. Los impactos potenciales ambientales específicos para el O₂, N₂, S, H₂O y H₂SO₄ son cero para las nueve categorías de impacto. El potencial de impacto del SO₂ es 1 por acidificación y 1.2 por efecto tóxico para el humano en el aire. Para las otras siete categorías, el potencial de impacto para el SO₂ es cero.

Dado que el valor de default para todos los potenciales de impacto es cero, sólo debemos modificar los valores para el SO₂. Para realizarlo

seleccionamos SO₂ de la lista de componentes. Y en la tabla Specific Environmental Impact Potentials (S.E.I.P) seleccionamos el tipo de impacto y modificamos su valor, 'Acidification' = 1 y 'Human Toxicity Effect (Air)' = 1.2. La última pieza de información son los factores relativos de peso. Para nuestro proceso, dejamos el valor de default de 1 para todos los factores de peso. Una vez introducidos todos los datos necesarios se procede a calcular los índices de contaminación oprimiendo el botón 'Calculate Indices'.

El programa presenta los resultados en la pantalla 'Index Calculations' presentada en la **Figura 58**. Los índices del lado izquierdo son índices basados en la generación de impactos ambientales potenciales, y los índices del lado derecho son índices basados en la emisión de impactos. Cada índice está acompañado por un botón de ayuda, el cual nos proporciona información sobre el índice en particular. También el programa calcula los valores de los índices de contaminación para cada una de las corrientes. Para ver estos valores, damos clic en el botón 'Show WAR algorithm'. El programa abre la ventana 'Waste reduction Algorithm' mostrada en la **Figura 59**.

Pollution Index Program [Index Calculations]

Process Help

Indices based on Generation of Potential Environmental Impact

Total rate of Impact Generation

0.00154 Impact/Time

Specific Impact Generation

7.32168836231 Impact/Product

Rate of Generation of Pollutants per unit product

1.1239599074 Mass Pollutants / Mass of products

Indices based on Emission of Potential Environmental Impact

Total rate of Impact Emission

0.00154 Impact/Time

Specific Impact Emission

7.32168836231 Impact/Product

Rate of Emission of Pollutants per unit product

0.9687974628 Mass Pollutants / Mass of products

Figura 58: Ventana Index Calculations.

Waste Reduction Algorithm

The Pollution Index of a stream is a measure of its potential environmental impact.

Stream name	Pollution Index
s06	0
s25	0.00154
s50	0
sbd	0
sbfw	0
shp1	0

Note: All product streams have a pollution index of zero.

The Waste Reduction Algorithm:

- Identify the streams with high pollution index.
- Identify the process units from which these streams originate.
- Carry out sensitivity analysis i.e. determine the variables which significantly affect the performance characteristics of that process unit.
- Manipulate these variables to minimize the pollution index values. This is a nonlinear optimization problem.
- Apply any heuristic rules if necessary to solve the waste minimization problem.

Figura 59: Ventana Waste Reduction Algorithm.

Esta ventana contiene una tabla en el lado derecho la cual presenta los valores de los índices de contaminación para todas las corrientes de entrada y salida en el proceso. La comparación de los valores de los índices de contaminación ayuda a la identificación de corrientes con alto contenido de contaminantes. Para todas las corrientes de nuestro proceso los valores de los índices de contaminación son cero exceptuando el de la corriente s25. Lo que nos indica que la corriente proveniente de la unidad Finalab es la principal fuente de contaminación del proceso y necesita atención.

En el lado derecho de la ventana 'Waste Reduction Algorithm' se describe los pasos más importantes del algoritmo WAR, el cual proporciona una manera sistemática de abordar el problema de minimización de desechos. El botón 'Back' se utiliza para regresar a ventanas anteriores y realizar cambios en los datos.

El programa permite guardar los datos y los resultados con ayuda del botón 'save' y guarda el archivo con la extensión '.pnd'.

Para salir del programa sólo damos clic al botón 'Exit' y el programa nos envía al escritorio de APAS.

9 APLICACIÓN DE CHEMICAL REACTOR ANALYSIS.

Este programa se usa para predecir el comportamiento de los lechos empacados de los reactores catalíticos dentro del proceso del ácido sulfúrico.

Seleccionando el botón 'Reactor Analysis' del escritorio de APAS aparece una ventana 'Reactor Analysis Model Information' la cual nos da la opción de crear un nuevo modelo o de abrir un archivo. Al elegir la opción 'New Model' se muestra el diagrama de flujo del proceso con una lista de todas las unidades del modelo la cual nos permitirá elegir el primer lecho del reactor. Seleccionamos el nombre correspondiente a la unidad Converter 1 y cerramos la ventana lo que nos llevará la pantalla principal del programa presentada en la **Figura 60**.

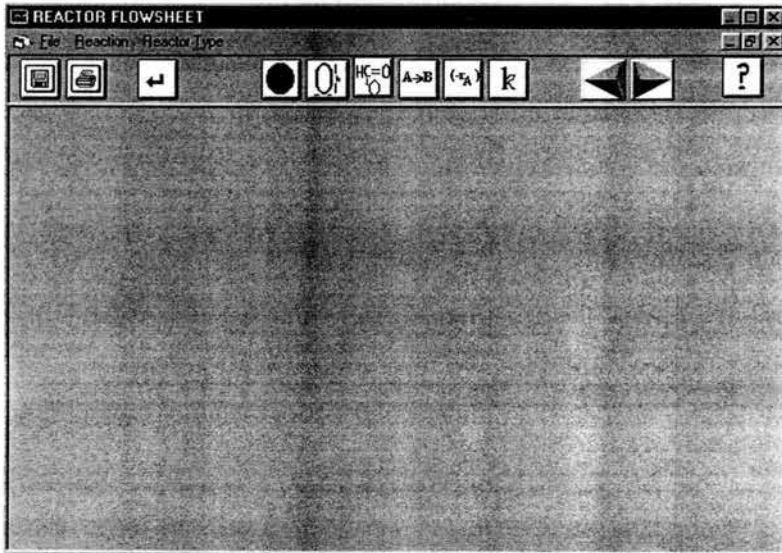


Figura 60: Ventana Principal para el Análisis del Reactor.

Para especificar el reactor comenzaremos con la fase de reacción, la cual se selecciona del menú 'Reaction'. Este menú contiene seis opciones las cuales son: 'Gas Homogeneous', 'Liquid Homogeneous', 'Catalytic Gas', 'Catalytic Liquid', 'Gas-Liquid' y 'Catalytic Gas-Liquid'. Seleccionamos 'Catalytic Gas'. Después especificamos el tipo de reactor del menú 'Reactor Type'. Las opciones de este menú dependen de la elección de la fase de la reacción. Para la fase de reacción que seleccionamos, tenemos tres opciones: 'Fixed-Bed', 'Sulfuric Acid Production' y 'Fluidized-Bed'. Elegimos la segunda opción como tipo de reactor (Ver **Figura 61**).

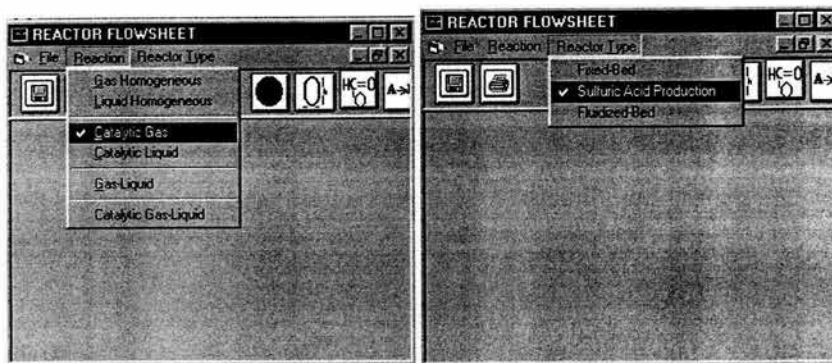


Figura 61: Menús Reaction y Reactor Type.

El siguiente paso son las opciones globales del reactor, las cuales se ingresan dando clic en el icono 'Global Options'. La información que se requiere en esta ventana es:

Número de reacciones	1
Número total de especies en la reacción	3
Temperatura de entrada (°F)	787
Presión de entrada (Psia)	19.4
Número total de incrementos	25

Así como también se selecciona el modelo de energía, el modelo de flujo y el tipo de datos. Para el modelo de energía se tienen tres opciones: 'Isothermal', 'Non-Isothermal' y 'Non-Adibatic'. De las cuales elegimos la segunda. Para el modelo de flujo se tienen dos opciones: 'Plug Flow' y 'Dispersión'. Seleccionamos la primera opción. Y por último especificamos el tipo de datos si son concentraciones o presiones parciales. Seleccionamos 'Partial Pressure'. Cerramos la ventana con la ayuda del botón 'Exit' y regresamos a la pantalla principal (Ver **Figura 62**).

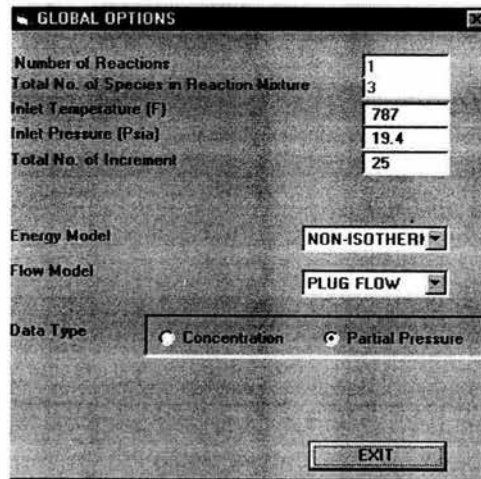


Figura 62: Opciones Globales.

Continuamos con las especificaciones del reactor, las cuales se ingresan dando clic en el icono 'Reactor Specifications'. En la ventana 'Reactor Specifications' presentada en la **Figura 63** ingresamos para: el diámetro del reactor, 2.456 ft; la longitud del reactor, 44 ft y el flujo, 5493.175 SCFM.

REACTOR SPECIFICATION

REACTOR TYPE : Cat. Fixed Bed Sulfuric Acid Production

Reactor Diameter, FT: 2.453

Reactor Length, FT: 44

Flow Rate, SCFM: 5493.175

FEED CATPROP [Circular Arrow Icon] EXIT

Figura 63: Especificaciones del Reactor.

Al oprimir el botón 'Feed' nos permite ingresar las presiones parciales de los componentes. El valor para el componente A es 11.08, para el B es 7.9586 y para C es 0.362 (Ver **Figura 64**). Cerramos la ventana. Y regresamos a la ventana 'Reactor Specifications' para ingresar los datos del catalizador.

FEED CONDITIONS

Component	Partial Pressure(Psia)
A	11.08
B	7.9586
C	0.362
D	
E	
F	
G	
H	
I	
J	
K	
L	

EXIT

Figura 64: Composición de entrada.

Oprimiendo el botón 'CATPROP' podemos ingresar las propiedades del catalizador. Introducimos para la densidad del catalizador, el diámetro

del catalizador y el vacío del lecho los valores 33.8, 0.0405 y 0.45 respectivamente (Ver **Figura 65**). Y dejemos el tipo de catalizador LP-110. Habiendo introducido todos los datos requeridos para el reactor, salimos de la ventana 'Reactor Specifications'.

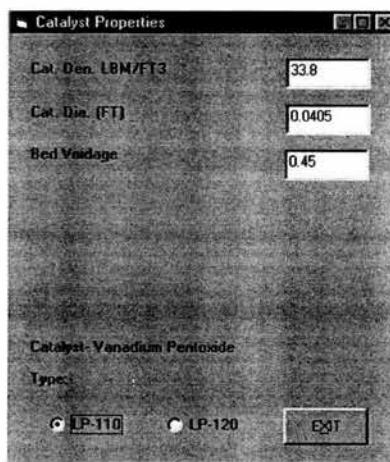


Figura 65: Propiedades del Catalizador.

Al dar clic en el icono 'Reactant' se abre la ventana 'Reactant Properties' presentada en la **Figura 66**. Hay tres componentes en el gas del convertidor 1, y son: SO_2 , O_2 y SO_3 . Los tres componentes con sus pesos moleculares y sus coeficientes de capacidad calorífica son recuperados de la base de datos.

REACTANT PROPERTIES

Comp	Description	MW	Cp. a	Cp. b
A	so2	64	3.2665	0.005323E
B	o2	32	3.78246	-0.002996
C	so3	80	2.578	0.014556

$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3$. BTU/Lbmol-F'

Viscosity (LB/FT.HR)

Variables

Name	Description
F06	Total Flowrate
F50	Total Flowrate
fsbw	Total Flowrate
O2percent	02 % in stack gas
Pshp1	Pressure
Pshp2	Pressure

Value =

Search

Figura 66: Propiedades de los Reactivos y Productos.

La tabla 'Variables' en la parte derecha muestra una lista de todos las variables del modelo del proceso. El valor correspondiente a la variable seleccionada se muestra en el recuadro de bajo de la tabla. De manera similar, la lista de parámetros y constantes del modelo se pueden ver seleccionando 'Parameters' y 'Constants' de la lista del cuadro 'Search'.

El último dato necesario es el valor de la viscosidad que es 0.09 lb/ft.h.

Al dar clic en el botón 'Stoichiometry' de la barra de herramientas la pantalla 'Reactions' se abre presentada en al **Figura 67**. Los coeficientes estequiométricos pueden ser introducidos. Un coeficiente estequiométrico negativo indica que el componente esta actuando como reactivo en la reacción, mientras que un coeficiente positivo es un producto. Los coeficientes de nuestra reacción son: -1 para A (SO₂), -0.5 para B (O₂) y 1 para C (SO₃).

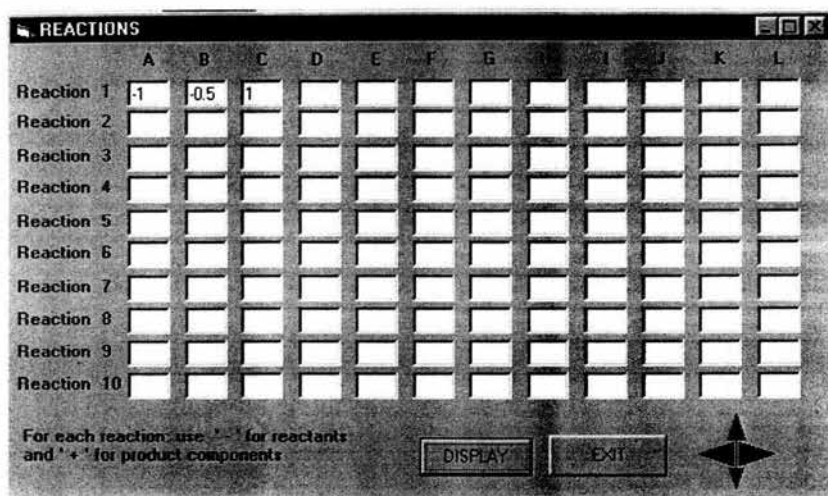


Figura 67: Ventana Stoichiometry.

Al oprimir el icono 'Rate' se abre la ventana 'Reaction Rate' la cual presenta la ecuación de rapidez para el proceso del ácido sulfúrico (Ver Figura 68).

Rate Equation:

$$r_{SO_2} = \frac{P'_{SO_2} P'^{1/2}_{O_2}}{(A + B P'^{1/2}_{O_2} + C P'_{SO_2} + D P'_{SO_3})^2} \left[1 - \frac{P'_{SO_3}}{K_p P'_{SO_2} P'^{1/2}_{O_2}} \right]$$

Where P' are the Interfacial Partial Pressures at zero conversion under total pressure at the point in the reactor.

P⁰ SO₂ [P_{sia}]:

P⁰ O₂ [P_{sia}]:

Button: EXIT

Figura 68: Ventana Reaction Rate.

Habiendo especificado por completo nuestro reactor procedemos a ejecutar el programa oprimiendo el icono 'Run' de la barra de herramientas. Los resultados son presentados en una gráfica de concentración contra longitud del reactor (Ver **Figura 69**). De manera similar, la gráfica puede ser de temperatura, presión, concentración o conversión contra longitud o volumen.

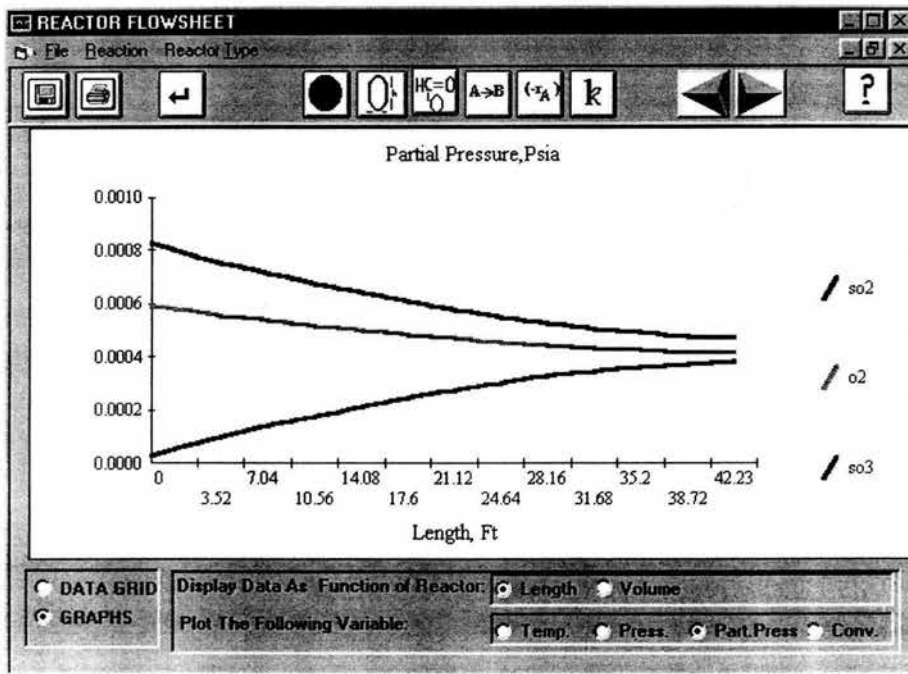


Figura 69: Resultados en la Forma Gráfica.

Los resultados también pueden ser presentados en forma tabular dando seleccionando 'Data Grid' (Ver **Figura 70**). Los datos pueden ser presentados en función de la longitud o del volumen del reactor.

Los archivos se guardan con la extensión '.REC'. Para salir del programa seleccionamos la opción 'End' del menú 'File'.

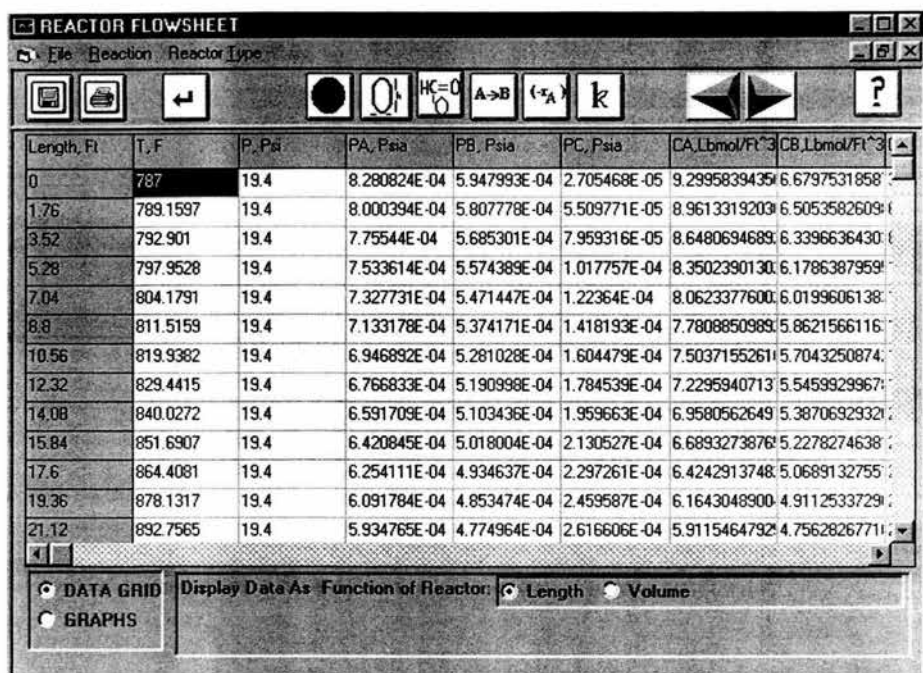


Figura 70: Resultados en Forma Tabular.

10 COMPARACIÓN CON LA SIMULACIÓN EN UNA ESTRUCTURA CONVENCIONAL.

En este capítulo se comparará la simulación realizada en el APAS con una simulación de estructura convencional. Las dos secciones más importantes del proceso que son la sección de reacción y la sección de absorción. Y son en estas secciones donde se encuentran las diferencias más importantes entre las simulaciones.

El diagrama de flujo para la simulación con una estructura convencional se presenta en la **Figura 71** y en la **Tabla 5** se presenta los nombres de las unidades con su descripción.

El proceso es el siguiente: el gas de entrada contiene: agua, dióxido y trióxido de azufre que se encuentra a una temperatura de 600°F por lo que es necesario bajar la temperatura introduciéndolo a una torre de humidificación. El gas proveniente de la torre de humidificación es saturado con vapor a una temperatura de 130-170°F. La cantidad de agua excede los requerimientos estequiométricos para la formación de ácido lo que ocasionaría un producto por debajo de la concentración deseada. Una torre de enfriamiento se utiliza para reducir la concentración de agua. El gas proveniente de la torre de enfriamiento pasa a la torre de secado y de ahí a un compresor para aumentar la presión del gas. La corriente del gas del dióxido de azufre es calentada a 430°C aproximadamente para que pase por los convertidores y se lleve a cabo la transformación del dióxido de azufre a trióxido. La reacción es exotérmica por lo que es necesario enfriar la corriente entre cada convertidor para lograr una mayor conversión. El gas proveniente de los convertidores es enfriado entre 300-500°F para entrar finalmente a la torre de absorción y obtener el producto final.

Nombre de la unidad	Descripción
HT	Torre de Humidificación
CT	Torre de Enfriamiento
MIXR	Mezclador de corriente
P-HT	Bomba
DV-1	Divisor de corriente
P-CT	Bomba
DV-2	Divisor de corriente
CTHX	Enfriador
AIRD	Mezclador de corriente
DT	Torre de secado
DTPT	Tanque
P-DT	Bomba
DV-3	Divisor
DTHX	Enfriador
BLOW	Compresor
COLD	Intercambiador de calor
INTM	Intercambiador de calor
HOT	Intercambiador de calor
CNV1	Convertidor 1
CNV2	Convertidor 2
CNV3	Convertidor 3
AT	Torre de Absorción
DV-4	Divisor de corriente
ATHX	Enfriador
P-AT	Bomba
ATPT	Tanque

Tabla 5: Unidades del Proceso.

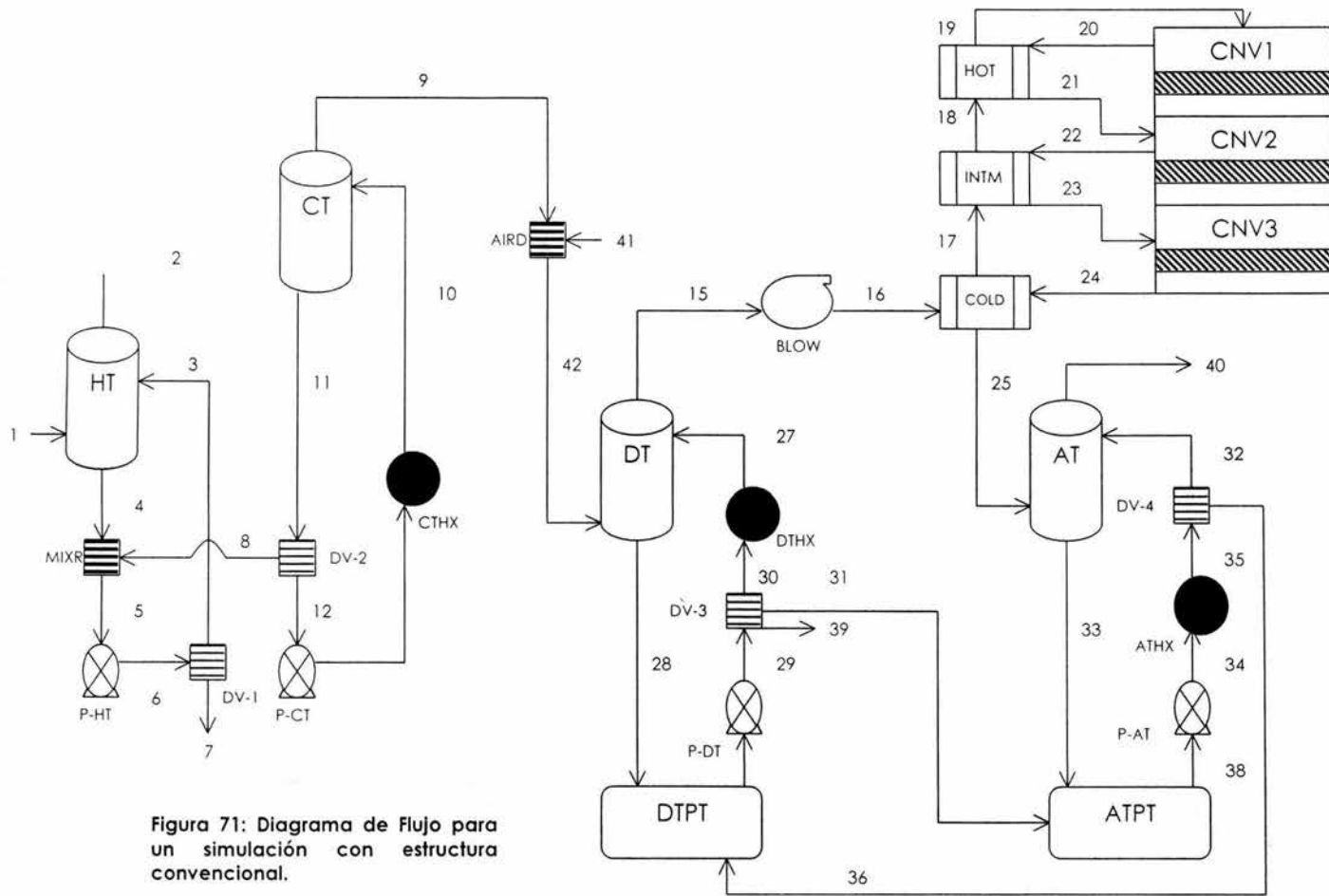
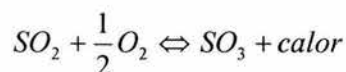


Figura 71: Diagrama de Flujo para un simulación con estructura convencional.

10.1 Sección del Reactor.

El reactor consiste en cuatro lechos empacados con dos diferentes tipos de catalizadores de pentóxido de vanadio. Los primeros dos lechos están empacados con el catalizador LP-120 de Monsanto mientras que el tercero y el cuarto lecho están empacados con el catalizador LP-110.

En los lechos catalíticos se produce el trióxido de azufre y se genera calor de acuerdo a la reacción:



Un conjunto de intercambiadores de calor está colocado de tal manera para aprovechar al máximo el calor de reacción. Ya sea para calentar el gas de entrada al primer lecho o para la generación de vapor.

Los cuatro reactores catalíticos son adiabáticos y reactores de flujo tapón. En estos convertidores, el dióxido de azufre es transformado a trióxido de azufre en una reacción química exotérmica. El modelo cinético para la reacción catalítica fue estudiada por Harris y Norman (1972). Harris y Norman desarrollaron una función empírica para determinar la rapidez intrínseca de la reacción de oxidación del dióxido de azufre. La rapidez de reacción esta dada por la siguiente ecuación:

$$r_{SO_2} = \frac{P_{SO_2}^{\circ} P_{O_2}^{\circ 1/2}}{(A + BP_{O_2}^{\circ 1/2} + CP_{SO_2}^{\circ} + DP_{SO_3}^{\circ})^2} \left[1 - \frac{P_{SO_3}}{kp P_{SO_2} P_{O_2}^{1/2}} \right] \quad (1)$$

donde: r_{SO_2} es la rapidez de reacción, $\frac{\text{lbmol de SO}_2 \text{ convertido}}{\text{h lbmol de catalizador}}$;

$P_{O_2}, P_{SO_2}, P_{SO_3}$ son las presiones parciales interfaciales del O_2 ,
 SO_2, SO_3 , atm;

$P_{O_2}^{\circ}, P_{SO_2}^{\circ}$ son las presiones parciales interfaciales del O_2 y del
 SO_2 a conversión cero a presión total, atm;

kp es la constante de equilibrio, atm^{1/2},

$$\log_{10} kp = 5129/T - 4.869, T \text{ en K}$$

(2)

A, B, C, D son parámetros de las relaciones de Arrhenius;

Catalizador LP-110:

$$A = e^{-6.80+4960/T}, B = 0, C = e^{10.32-7350/T}, D = e^{-7.38+6370/T}$$

(3)

Catalizador LP-120:

$$A = e^{-5.69+4960/T}, B = 0, C = e^{6.45-4610/T}, D = e^{-8.59+7020/T}$$

(4)

T en K.

La rapidez de reacción real del SO_2 (r_{SO_3}) se calcula a partir de la rapidez intrínseca multiplicada por el factor de efectividad de la reacción.

$$r_{SO_3} = r * E_f * \rho_B$$

(5)

donde: r es la rapidez de reacción de la ecuación (2),

lbmol/h lb de catalizador;

E_f es el factor de efectividad de la ecuación (7);

ρ_B es la densidad del catalizador de la ecuación (14), lb/ft³.

Este factor toma en cuenta la difusión a través de los poros del catalizador. El factor de rapidez representa la rapidez de reacción actual

dividida entre la rapidez a la cual ocurre si la concentración intra partícula del reactivo fuera idéntica en cualquier lugar de la superficie del catalizador.

Hasta aquí el planteamiento del modelo es el mismo para ambas simulaciones. La diferencia es que el APAS toma el factor de efectividad E_i como un parámetro del proceso a estimarse. El parámetro E_i se estima en el segundo paso del programa de On-Line optimization. Este paso consiste en la estimación de todos los parámetros dentro del proceso. Por lo que no es necesario introducir ningún modelo matemático para obtener el valor del E_i .

Por el contrario, en una simulación convencional es necesario plantear el modelo matemático para obtener el valor de efectividad. El factor de efectividad se calcula mediante el método de Thiele, basado en la correlación de la rapidez de primer pseudo orden. El módulo de Thiele esta dado por:

$$TH = \frac{dp}{2} \sqrt{\frac{k}{D_{eff}(1-\varepsilon)}} \quad (6)$$

donde: k es r^*_{pB}/C_{SO_2} , h^{-1} ;

r es la rapidez de reacción de la ecuación (1), $lbmol/h\ ft^3$;

C_{SO_2} es la concentración del SO_2 en el gas, $lbmol/ft^3$;

D_p es el diámetro del catalizador (como esfera), ft ;

D_{eff} es la difusividad efectiva del SO_2 en los poros del catalizador, ft^2/h ;

ε fracción de vacío del catalizador

y el factor de efectividad esta dado por

$$E_f = \frac{3}{TH} \left(\frac{1}{\tanh(TH)} - \frac{1}{TH} \right) \quad (7)$$

De acuerdo con Kadlec, Hudgings y Silveston (1973), la difusividad efectiva de la oxidación del SO₂ esta dada por la siguiente ecuación:

$$D_{Eff,SO_2} = (\theta_p / \tau) D_{p,SO_2} \quad (8)$$

donde: θ_p es la porosidad o la fracción de volumen vacío dentro del pellet del catalizador;

τ es el factor de tortuosidad;

D_{p,SO_2} es la difusividad del SO₂ en el poro, cm²/s;

D_{Eff,SO_2} es la difusividad efectiva del SO₂, cm²/s (*3.88=ft²/h).

La difusividad en el poro puede ser calculada de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$D_{p,SO_2} = \frac{1}{\left(\frac{1}{D_{SO_2,air}} + \frac{1}{D_{k,SO_2}} \right)} \quad (9)$$

La difusividad de Knudsen, D_{k,SO_2} , se calcula a partir de

$$D_{k,SO_2} = 9700 \bar{a} \left(T / M_{SO_2} \right)^{1/2} \quad (10)$$

donde: \bar{a} es el radio promedio del poro, cm;

T es la temperatura, K;

M_{SO_2} es el peso molecular del SO₂, g/mol.

La difusividad binaria en el bulbo del SO₂ se calcula a partir de la ecuación de Reid y Sherwood (1966):

$$D_{SO_2,air} = \frac{0.001858 T^{3/2} (M_{SO_2} + M_{air})}{M_{SO_2} M_{air} P_T \sigma_{SO_2,air}^2 \Omega_D} \quad (11)$$

donde: T es la temperatura, K;

M es el peso molecular, g/mol;

P_T es la presión total, atm;

σ_{SO₂,air} es igual a ½(σ_{air}+σ_{SO₂}). Sustituyendo los valores

correspondientes tenemos que ½(3.711+4.112)=3.911;

y Ω_D se calcula a partir de la siguiente ecuación (Chen, 1959)

$$\Omega_D = 1.075 \left(\frac{T}{162.3} \right) - 0.1615 + 2 \left(\frac{T}{162.3} \right) - 0.74 \log_{10} \left(\frac{T}{162.3} \right) \quad (12)$$

El número 162.3 K en la ecuación (9) es el valor de ε_o/k para el SO₂y el aire es cual se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\varepsilon_{SO_2,air} = \left(\varepsilon_o / k_{SO_2} * \varepsilon_o / k_{air} \right)^{1/2} = (335.4 * 78.6)^{1/2} = 162.3 \quad (13)$$

Las propiedades físicas del catalizador son:

Tipo de catalizador	T-210	T-110
\bar{a} , cm	6.01*10 ⁻⁵	3.76*10 ⁻⁵
θ _p	0.483	0.534
τ	8.19	3.0
ρ _{app} , g/cm ³	0.985	0.873

La densidad de bulto esta dada por:

$$\rho_B = 62.4(1 - \varepsilon)\rho_{app} \quad (14)$$

donde: ρ_B es la densidad de bulto del catalizador, lb/ft³;

ε es fracción de vacío del catalizador;

ρ_{app} es la densidad aparente del pellet del catalizador, g/cm³.

El calor de reacción de la oxidación del SO₂ se determina a partir de una función empírica que es:

$$h_{rxn}SO_3 = 1.827 * (-24097 - 0.26T + 1.69 \times 10^{-3} T^2 + 1.5 \times 10^5 / T) \quad (15)$$

donde: $h_{rxn}SO_3$ es el calor de reacción para el SO₂, cal/gmol;

T es la temperatura, K.

Ya teniendo todos los datos para calcular la rapidez de reacción, asumimos que para los cuatro reactores hay flujo tapón perfecto. Por tanto, las ecuaciones del balance de materia y energía son ecuaciones diferenciales, el cual se basa en las leyes de conservación. El modelo que describe al reactor es el siguiente:

$$\begin{aligned} \frac{dF_{SO_3}}{dz} &= A r_{SO_3} \\ \frac{dH}{dz} &= -A r_{SO_3} h_{rxn} SO_3 \end{aligned} \quad (16,17)$$

donde: F_{SO_3} es el flujo de SO₃ en la corriente, lbmol/h;

A es el área transversal del lecho, ft²;

r_{SO_3} es la rapidez de formación del SO₃, lbmol/h ft³;

z es la profundidad del lecho catalítico, ft;

H es la entalpía de la corriente, Btu/h;

h_{rxnSO_3} es el calor de reacción para el SO_3 , Btu/lbmol.

Las ecuaciones diferenciales (16) y (17) son integradas por el método de Runge-Kutta de cuarto orden.

10.2 Sección de Absorción.

Una vez que el gas pasa por la sección de reactores, la única operación restante es la absorción del SO_3 del gas a una corriente de recirculación de H_2SO_4 al 98%. El SO_3 reacciona con el agua del ácido para formar H_2SO_4 . El gas entonces es enviado a un eliminador de neblina y de ahí a un recipiente.

En general, el propósito de esta sección es la absorción del agua y del SO_3 en la torre de secado y la torre de absorción. En una simulación convencional, los cálculos de la separación multicomponente son ignorados. En su lugar, los balances de materia y energía para el ácido se llevan a cabo.

En la torre de secado, el agua es absorbida por ácido sulfúrico al 93%. Esta agua absorbida debe ser combinada con suficiente ácido sulfúrico al 98% para mantener la concentración del ácido sulfúrico al 93% en la torre de absorción. El ácido sulfúrico al 93% que se forma es el producto y el ácido enviado al tanque de la torre de absorción para diluir el ácido absorbido de modo que no exceda el 98%. La torre de secado a contraflujo se calcula a partir de la siguiente ecuación:

$$DTXF = ARXF + H_2O \quad (30)$$

donde $DTXF$ es el flujo de la torre de secado, lb/h;

ATXF es el flujo de l torre de absorción, lb/h;

H₂O es la cantidad de agua absorbida en la torre de secado, lb/h.

El balance del agua para la ecuación (30) esta dado por:

$$E_2 * ATXF + H_2O = E_1 * DTXF \quad (31)$$

donde E₂ es la fracción masa del agua en el ácido de la torre de absorción

E₁ es la fracción masa del agua en la torre de secado

El valor de E se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$E = C * 18 / 98 + 1 - C \quad (32)$$

donde E es la fracción masa del agua en el ácido,

C es la fracción masa del H₂SO₄ en el ácido, 0.93 para la torre de Secado y 0.98 para la torre de absorción.

Sustituyendo la ecuación (30) en la ecuación (31) y usando la ecuación (32) nos da el valor para el ATXF:

$$ATFX = H_2O * (1 - E_1) / (E_1 - E_2) \quad (33)$$

El balance de energía para la torre de secado es el siguiente:

$$Q_{DT} = \Delta H_{gas} + H_2O * H_v + Q_{DTXF} + Q_{ARXF} + \Omega_{DIL} \quad (34)$$

donde: Q_{DT} es la carga total de la torre de secado, Btu/h;

ΔH_{gas} es $H_{\text{entrada}} - H_{\text{salida}}$ de gas;

H_v es el calor de condensación para el agua, Btu/lb;

H_2O es la cantidad de agua condensada y absorbida en la torre de secado, lb/h;

Q_{DTXF} es el calor emitido por la torre de secado, Btu/h;

Q_{ATXF} es el calor emitido por la torre de absorción, Btu/h;

Q_{DIL} es el calor de dilución de 98% al 93%, Btu/h.

Dado que el calor de dilución se lleva a cabo a 86°F,

$$Q_{\text{ATXF}} = C_p * \text{ATXF} * (T - 86)$$

$$Q_{\text{DTXF}} = C_p * \text{DTXF} * (86 - T)$$

$$Q_{\text{DIL}} = \text{ATXF} * C_2 * (C_2 - C_1) * H$$

(35)

donde: C_p es la capacidad calorífica del ácido, Btu/lb°F;

T es la temperatura del ácido en el sistema, °F;

C_2 es la fracción masa del ácido de la torre de absorción;

C_1 es la fracción masa del ácido de la torre de secado;

H es el calor de dilución, Btu/%ácido.

El área transversal de la torre de secado es determinada asumiendo un flujo del gas a 300 ft/min en lo alto de la torre. La circulación total de la torre se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$F1 = Q_{DT} / C_p(T_2 - T_1)$$

(36)

donde $F1$ es el flujo total del ácido, lb/h;

T_2 es la temperatura de salida del ácido, °F;

T_1 es la temperatura de entrada del ácido, °F;

Un mínimo de 7 gpm/ft² de circulación del ácido es requerido y es calculado por:

$$G = F_2 / (\rho * A) \tag{37}$$

donde: G es la circulación del ácido, gpm/ft²;
 F₂ es la circulación total del ácido, F1-DTXF, lb/h;
 ρ es la densidad del ácido, lb/gal;
 A es el área transversal de la torre, ft².

La capacidad calorífica y la densidad del ácido sulfúrico son las siguientes:

$$\begin{aligned} \rho &= 13.5 + 2C - 0.0043T \\ Cp &= 16.904 + 55.7465C - 59.2585C^2 + 20.736C^3 + 0.0002T \end{aligned} \tag{39}$$

donde: Cp es la capacidad calorífica, Btu/lb °F;
 ρ es la densidad, lb/gal;
 C la fracción masa del ácido sulfúrico en solución;
 T es la temperatura, °F.

La ecuación (38) proviene de una curva de datos de Bump y Sibbitt (1955) y la ecuación (39) proviene de una curva de datos de Duecker y West (1959). Si la ecuación (37) da una G menor a 7gpm/ft², T₂ es disminuida hasta G=7.

El balance de energía para la torre de absorción es el siguiente:

$$\underline{Q}_{AT} = \Delta H_{gas} + SO_3 * 98 * H_f + Q_{sis} + Q_{prod} - Q_{DTXF} - Q_{ATNF} - Q_{DIL} \tag{40}$$

donde: Q_{AT} es la carga calorífica de la torre de absorción, Btu/lb;
 H_f es el calor de formación para el H₂SO₄ a 86 °F, Btu/lb 100# ácido;
 SO₃ es la cantidad de SO₃ absorbido en la torre, lbmol/h;

Q_{SO_3} es el calor por enfriar el SO_3 a 86 °F, Btu/h;

Q_{prod} el calor perdido, Btu/h

El calor de formación es:

$$H_f = -825.67 + 3936.9C - 2555.3C^2 \quad (41)$$

la cual proviene de una curva de datos de Miles (1944). El calor de dilución esta incluida en el calor de formación y por esta razón Q_{DTXF} , Q_{ATFX} y Q_{DIL} se obtienen de la ecuación (40). A una temperatura máxima de 230 °F se asume una circulación de ácido del 98%. El área transversal de la torre de absorción y la rapidez del flujo del ácido se obtienen de la misma forma que la torre de secado. La caída de presión a través de las torres a 300 ft/min es de 0.3 psi.

El balance de materia y energía descritos anteriormente es un modelo riguroso que describe la sección de absorción del proceso.

Para el Advanced Analysis System, el modelo de la sección de absorción del proceso se simplifica. El modelo simplificado no hace un balance de materia y energía para las corrientes del ácido. Y sólo realiza un balance sobre las corrientes del gas suponiendo una absorción total del SO_3 .

La sección de absorción del Advanced Analysis System esta compuesta por dos equipos: INTERAB y FINALAB. Los balances de materia para estos equipos son los siguientes:

Restricciones de igualdad para INTERAB:

$$f16n2=e=f15n2$$

$$f16o2=e=f15o2$$

$$f16so2=e=f15so2$$

Restricciones de igualdad para FINALAB:

$$f25n2=e=f24n2$$

$$f25o2=e=f24o2$$

$$f25so2=e=f24so2$$

10.3 Resultados de las Simulaciones.

10.3.1 Simulación del APAS.

Tabla 6 : Valores obtenidos del APAS para las variables medidas.

Nombre	Punto Óptimo	Dato Reconciliados:		Dato de la planta	Corriente	Unidades	Descripción
		Estimación de parámetros	Validación de datos.				
F06	2.20773	2.18251	2.1992	1.741	s06	kmol/s	Flujo total
f50	0.24405	0.24072	0.244	0.245	s50	kmol/s	Flujo total
fsbfw	1.95	1.91	1.94325	1.93	sbfw	kmol/s	Flujo total
O2percent	5.31276	5.3484	5.23721	6	s25	%	%O ₂
Pshp1	700	614.7	614.7	614.7	shp1	psia	Presión
Pshp2	700	614.7	614.7	614.7	shp2	psia	Presión
Pss2	712.51882	709.7	710.26211	709.7	ss1	psia	Presión
SO2ppm	380	219.56088	219.59239	355	s25	ppm	SO ₂ ppm
T06	355	359.18972	355	359.816667	s06	K	Temperatura
T07	1321.84558	1322.41247	1325	1321.48333	s07	K	Temperatura
T09	650	646.48333	642.62905	646.483333	s09	K	Temperatura
T10	712.6556	710.2611	713.23195	708	s10	K	Temperatura
T11	892.21502	890.99131	890	893.705556	s11	K	Temperatura
T12	692.21161	690.76099	689.8464	689.261111	s12	K	Temperatura
T13	784.06521	781.89845	780.55496	785.927778	s13	K	Temperatura
T15	505	504.69012	505	501.483333	s15	K	Temperatura
T16	345	347.2783	350.49975	349.816667	s16	K	Temperatura
T19	548.24266	549.26111	545	549.261111	s19	K	Temperatura
T20	695	694.73609	694.4827	690.927778	s20	K	Temperatura
T21	736.02893	735.96129	739.77512	737.038889	s21	K	Temperatura
T22	684.64517	684.27833	677.89991	683.4532	s22	K	Temperatura
T23	693.39082	692.10213	689.31811	692.594444	s23	K	Temperatura
T235	674.51185	673.28853	677.14728	673.15	s235	K	Temperatura
T24	506.81736	504.69186	500	504.816667	s24	K	Temperatura
T25	350.43414	350.37222	350.37222	350.372222	s25	K	Temperatura
Tsbfw	226.69765	225.13203	224.98982	225	sbfw	F	Temperatura
TSHP1	670	665	665.20447	665	shp1	F	Temperatura
TSHP2	655	650	649.96027	650	shp2	F	Temperatura
TSW1	339.81935	339.83995	344.93093	340	sw1	F	Temperatura

Tabla 7 : Valores obtenidos del APAS para las variables inmedibles.

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
ai1201	0.92594	0.94666	0.92759		Converter1		Temp Diff Relación
ai1202	0.65099	0.65653	0.64327		Converter1		
ai1203	0.46151	0.45887	0.45207		Converter1		
ai1204	0.35971	0.35644	0.35334		Converter1		
ai1205	0.31595	0.31502	0.31314		Converter1		
aii1201	1.17864	1.16846	1.15348		Converter2		
aii1202	1.01218	0.99771	0.98288		Converter2		
aii1203	0.84356	0.82602	0.81227		Converter2		
aii1204	0.69234	0.67792	0.66692		Converter2		
aii1205	0.59516	0.59298	0.58484		Converter2		
aiii1101	1.39166	1.38924	1.3855		Converter3		
aiii1102	1.26083	1.26777	1.2653		Converter3		
aiii1103	1.13258	1.1485	1.14726		Converter3		
aiii1104	1.0082	1.03274	1.03253		Converter3		
aiii1105	0.8964	0.92965	0.92882		Converter3		
aiv1101	1.67038	1.56203	1.55594		Converter4		
aiv1102	1.61092	1.52362	1.51743		Converter4		
aiv1103	1.5535	1.48712	1.48019		Converter4		
aiv1104	1.50404	1.45628	1.44603		Converter4		
aiv1105	1.48492	1.44228	1.42178		Converter4		
blrdt	508.08735	509.73651	513.2954		wboiler		
bypass	0.09739	0.0888	0.08781		furnspl		
ci1201	1.07957	1.05277	1.07739		Converter1		
ci1202	1.61059	1.59516	1.63255		Converter1		
ci1203	2.38021	2.39579	2.43672		Converter1		
ci1204	3.15868	3.19163	3.22343		Converter1		
ci1205	3.65987	3.67213	3.69724		Converter1		
cii1201	0.82083	0.82895	0.84119		Converter2		
cii1202	0.97574	0.99182	1.00883		Converter2		
cii1203	1.20004	1.22902	1.25267		Converter2		
cii1204	1.50181	1.53813	1.56697		Converter2		
cii1205	1.7832	1.79064	1.81897		Converter2		
ciiii101	0.78164	0.78366	0.7868		Converter3		
ciiii102	0.90478	0.89745	0.90005		Converter3		
ciiii103	1.06067	1.03895	1.04062		Converter3		
ciiii104	1.26021	1.21611	1.21647		Converter3		
ciiii105	1.5	1.42117	1.42305		Converter3		
civ1101	0.59638	0.65869	0.66251		Converter4		
civ1102	0.62928	0.68345	0.68758		Converter4		

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
civ1103	0.66406	0.70845	0.71337		Converter4		
civ1104	0.69667	0.73079	0.73848		Converter4		
civ1105	0.71001	0.74133	0.75723		Converter4		
clrdt	314.19603	316.16477	319.58592		cboiler	K	Temp Diff
Cpi1	0.03335	0.03331	0.03333		Converter1		
Cpi2	0.03403	0.03401	0.03404		Converter1		
Cpi3	0.03484	0.03486	0.03489		Converter1		
Cpi4	0.03558	0.03562	0.03563		Converter1		
Cpi5	0.03605	0.03607	0.03608		Converter1		
Cpii1	0.0344	0.03443	0.03444		Converter2		
Cpii2	0.03468	0.03472	0.03473		Converter2		
Cpii3	0.03504	0.03509	0.03511		Converter2		
Cpii4	0.03547	0.03553	0.03556		Converter2		
Cpii5	0.03587	0.0359	0.03592		Converter2		
Cpiii1	0.03119	0.03114	0.03115		Converter3		
Cpiii2	0.03131	0.03126	0.03127		Converter3		
Cpiii3	0.03146	0.03139	0.03139		Converter3		
Cpiii4	0.03162	0.03153	0.03154		Converter3		
Cpiii5	0.03179	0.03168	0.03169		Converter3		
Cpiv1	0.03134	0.03131	0.03132		Converter4		
Cpiv2	0.03138	0.03134	0.03135		Converter4		
Cpiv3	0.03143	0.03137	0.03138		Converter4		
Cpiv4	0.03147	0.0314	0.03141		Converter4		
Cpiv5	0.03149	0.03141	0.03143		Converter4		
di1201	3.05057	3.16957	3.05996		Converter1		
di1202	1.6589	1.6834	1.62504		Converter1		
di1203	0.91519	0.90614	0.88307		Converter1		
di1204	0.59481	0.58548	0.57671		Converter1		
di1205	0.47531	0.4729	0.46802		Converter1		
dii1201	4.63005	4.56115	4.46048		Converter2		
dii1202	3.55837	3.47091	3.38217		Converter2		
dii1203	2.59664	2.504	2.43237		Converter2		
dii1204	1.84529	1.77936	1.72973		Converter2		
dii1205	1.42066	1.41168	1.37834		Converter2		
diii1101	4.84288	4.83207	4.81537		Converter3		
diii1102	4.26618	4.29639	4.28564		Converter3		
diii1103	3.71713	3.78439	3.77913		Converter3		
diii1104	3.2013	3.30169	3.30083		Converter3		
diii1105	2.75275	2.8846	2.88129		Converter3		
div1101	6.12247	5.6172	5.58911		Converter4		
div1102	5.84401	5.44043	5.41206		Converter4		
div1103	5.57786	5.27363	5.24206		Converter4		

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
div1105	5.2636	5.07028	4.97791		Converter4		
dti1	10.08215	10.21217	10.4293		Converter1		
dti2	13.07544	13.51768	13.65471		Converter1		
dti3	13.64124	14.15459	14.04405		Converter1		
dti4	9.88898	9.8885	9.71895		Converter1		
dti5	4.69872	4.28835	4.25102		Converter1		
dtii1	3.65353	3.7677	3.85394		Converter2		
dtii2	4.60198	4.77918	4.88988		Converter2		
dtii3	5.78834	6.00525	6.1221		Converter2		
dtii4	6.47423	6.41774	6.4528		Converter2		
dtii5	4.58127	3.79543	3.73584		Converter2		
dtiii1	1.12125	1.03774	1.03695		Converter3		
dtiii2	1.2624	1.15769	1.15551		Converter3		
dtiii3	1.39792	1.27244	1.26918		Converter3		
dtiii4	1.56329	1.40531	1.40286		Converter3		
dtiii5	1.56053	1.3597	1.38983		Converter3		
dtiv1	0.33931	0.23849	0.24069		Converter4		
dtiv2	0.34927	0.2392	0.24327		Converter4		
dtiv3	0.34831	0.23057	0.24044		Converter4		
dtiv4	0.29026	0.18522	0.22012		Converter4		
dtiv5	0.01506	0.03363	0.13043		Converter4		
emiss	2.18995	2.23933	3.79329			lb/ton	lb de SO ₂ /ton de ácido
emiss1	0.00219	0.00224	0.00379				emiss/1000
enthi1	28.95752	28.51297	29.02178		Converter1		
enthi2	32.31785	31.93887	32.52469		Converter1		
enthi3	36.32822	36.07615	36.69625		Converter1		
enthi4	39.9741	39.78944	40.39205		Converter1		
enthi5	42.29046	42.03378	42.61831		Converter1		
enthi1	27.27189	27.1235	27.54664		Converter2		
enthi2	28.56425	28.45806	28.92129		Converter2		
enthi3	30.21635	30.16948	30.68116		Converter2		
enthi4	32.20163	32.17731	32.72809		Converter2		
enthi5	34.02149	33.85419	34.41287		Converter2		
enthi1	22.4657	22.22202	22.50221		Converter3		
enthi2	23.03332	22.74219	23.02471		Converter3		
enthi3	23.67161	23.32198	23.60656		Converter3		
enthi4	24.38811	23.96579	24.25267		Converter3		
enthi5	25.15062	24.63582	24.93331		Converter3		
enthi1	21.49627	21.61882	21.89781		Converter4		
enthi2	21.69416	21.756	22.03761		Converter4		
enthi3	21.89514	21.89113	22.17759		Converter4		
enthi4	22.07955	22.01092	22.3111		Converter4		

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
enthiv5	22.16785	22.07404	22.41286		Converter4		
ex65dT	135.39022	137.18744	139.60414		coldIP	K	Temp Diff
ex66dT	101.17622	102.06272	104.13675		hotIP	K	Temp Diff
ex67dT	144.14397	145.08469	145.99131		sh1	K	Temp Diff
ex68dT	122.77365	121.82687	123.77226		sh2	K	Temp Diff
ex71dT	174.8886	176.67981	177.92505		economizer	K	Temp Diff
f06n2	1.73737	1.72419	1.74411	S06		kmol/s	
f06o2	0.46183	0.45833	0.46362	S06		kmol/s	
f07	2.19676	2.18011	2.20529	S07		kmol/s	Flujo total
f07n2	1.73737	1.72419	1.74411	S07		kmol/s	Flujo molar
f07o2	0.2154	0.2152	0.21713	S07		kmol/s	Flujo molar
f07so2	0.23912	0.2359	0.23917	S07		kmol/s	Flujo molar
f07so3	0.00488	0.00481	0.00488	S07		kmol/s	Flujo molar
f08	1.98283	1.9865	2.01164	S08		kmol/s	Flujo total
f08a	0.21394	0.1936	0.19364	S08a		kmol/s	Flujo total
f08an2	0.1692	0.15312	0.15315	S08a		kmol/s	Flujo molar
f08ao2	0.02098	0.01911	0.01907	s08a		kmol/s	Flujo molar
f08aso2	0.02329	0.02095	0.021	s08a		kmol/s	Flujo molar
f08aso3	0.00048	0.00043	0.00043	s08a		kmol/s	Flujo molar
f08n2	1.56818	1.57107	1.59096	S08		kmol/s	Flujo molar
f08o2	0.19442	0.19609	0.19807	s08		kmol/s	Flujo molar
f08so2	0.21583	0.21495	0.21817	s08		kmol/s	Flujo molar
f08so3	0.0044	0.00439	0.00445	s08		kmol/s	Flujo molar
f09	1.98283	1.9865	2.01164	s09		kmol/s	Flujo total
f09n2	1.56818	1.57107	1.59096	s09		kmol/s	Flujo molar
f09o2	0.19442	0.19609	0.19807	s09		kmol/s	Flujo molar
f09so2	0.21583	0.21495	0.21817	s09		kmol/s	Flujo molar
f09so3	0.0044	0.00439	0.00445	s09		kmol/s	Flujo molar
f10	2.19676	2.18011	2.20529	s10		kmol/s	Flujo total
f10n2	1.73737	1.72419	1.74411	s10		kmol/s	Flujo molar
f10o2	0.2154	0.2152	0.21713	s10		kmol/s	Flujo molar
f10so2	0.23912	0.2359	0.23917	s10		kmol/s	Flujo molar
f10so3	0.00488	0.00481	0.00488	s10		kmol/s	Flujo molar
f11	2.12865	2.11103	2.13582	s11		kmol/s	Flujo total
f11n2	1.73737	1.72419	1.74411	s11		kmol/s	Flujo molar
f11o2	0.14728	0.14613	0.14766	s11		kmol/s	Flujo molar
f11so2	0.10288	0.09776	0.10023	s11		kmol/s	Flujo molar
f11so3	0.14111	0.14296	0.14382	s11		kmol/s	Flujo molar
f12	2.12865	2.11103	2.13582	s12		kmol/s	Flujo total
f12n2	1.73737	1.72419	1.74411	s12		kmol/s	Flujo molar
f12o2	0.14728	0.14613	0.14766	s12		kmol/s	Flujo molar
f12so2	0.10288	0.09776	0.10023	s12		kmol/s	Flujo molar

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
f12so3	0.14111	0.14296	0.14382	s12		kmol/s	Flujo molar
f13	2.0944	2.07688	2.10097	s13		kmol/s	Flujo total
f13n2	1.73737	1.72419	1.74411	s13		kmol/s	Flujo molar
f13o2	0.11303	0.11197	0.11281	s13		kmol/s	Flujo molar
f13so2	0.03438	0.02945	0.03053	s13		kmol/s	Flujo molar
f13so3	0.20961	0.21127	0.21352	s13		kmol/s	Flujo molar
f14	2.0944	2.07688	2.10097	s14		kmol/s	Flujo total
f14n2	1.73737	1.72419	1.74411	s14		kmol/s	Flujo molar
f14o2	0.11303	0.11197	0.11281	s14		kmol/s	Flujo molar
f14so2	0.03438	0.02945	0.03053	s14		kmol/s	Flujo molar
f14so3	0.20961	0.21127	0.21352	s14		kmol/s	Flujo molar
f15	2.0944	2.07688	2.10097	s15		kmol/s	Flujo total
f15n2	1.73737	1.72419	1.74411	s15		kmol/s	Flujo molar
f15o2	0.11303	0.11197	0.11281	s15		kmol/s	Flujo molar
f15so2	0.03438	0.02945	0.03053	s15		kmol/s	Flujo molar
f15so3	0.20961	0.21127	0.21352	s15		kmol/s	Flujo molar
f16	1.88479	1.86561	1.88744	s16		kmol/s	Flujo total
f16n2	1.73737	1.72419	1.74411	s16		kmol/s	Flujo molar
f16o2	0.11303	0.11197	0.11281	s16		kmol/s	Flujo molar
f16so2	0.03438	0.02945	0.03053	s16		kmol/s	Flujo molar
f19	1.88479	1.86561	1.88744	s19		kmol/s	Flujo total
f19n2	1.73737	1.72419	1.74411	s19		kmol/s	Flujo molar
f19o2	0.11303	0.11197	0.11281	s19		kmol/s	Flujo molar
f19so2	0.03438	0.02945	0.03053	s19		kmol/s	Flujo molar
f20	1.88479	1.86561	1.88744	s20		kmol/s	Flujo total
f20n2	1.73737	1.72419	1.74411	s20		kmol/s	Flujo molar
f20o2	0.11303	0.11197	0.11281	s20		kmol/s	Flujo molar
f20so2	0.03438	0.02945	0.03053	s20		kmol/s	Flujo molar
f21	1.87119	1.85338	1.87513	s21		kmol/s	Flujo total
f21n2	1.73737	1.72419	1.74411	s21		kmol/s	Flujo molar
f21o2	0.09943	0.09975	0.1005	S21		kmol/s	Flujo molar
f21so2	0.00719	0.005	0.00591	S21		kmol/s	Flujo molar
f21so3	0.0272	0.02445	0.02462	S21		kmol/s	Flujo molar
f22	1.87119	1.85338	1.87513	s22		kmol/s	Flujo total
f22n2	1.73737	1.72419	1.74411	s22		kmol/s	Flujo molar
f22o2	0.09943	0.09975	0.1005	S22		kmol/s	Flujo molar
f22so2	0.00719	0.005	0.00591	S22		kmol/s	Flujo molar
f22so3	0.0272	0.02445	0.02462	S22		kmol/s	Flujo molar
f23	1.8678	1.85108	1.87253	s23		kmol/s	Flujo total
f235	1.8678	1.85108	1.87253	s235		kmol/s	Flujo total
f235n2	1.73737	1.72419	1.74411	s235		kmol/s	Flujo molar
f235o2	0.09604	0.09745	0.0979	S235		kmol/s	Flujo molar

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
f235so2	0.0004	0.0004	0.0007	S235		kmol/s	Flujo molar
f235so3	0.03398	0.02905	0.02983	S235		kmol/s	Flujo molar
f23n2	1.73737	1.72419	1.74411	s23		kmol/s	Flujo molar
f23o2	0.09604	0.09745	0.0979	S23		kmol/s	Flujo molar
f23so2	0.0004	0.0004	0.0007	S23		kmol/s	Flujo molar
f23so3	0.03398	0.02905	0.02983	S23		kmol/s	Flujo molar
f24	1.8678	1.85108	1.87253	S24		kmol/s	Flujo total
f24n2	1.73737	1.72419	1.74411	s24		kmol/s	Flujo molar
f24o2	0.09604	0.09745	0.0979	S24		kmol/s	Flujo molar
f24so2	0.0004	0.0004	0.0007	S24		kmol/s	Flujo molar
f24so3	0.03398	0.02905	0.02983	S24		kmol/s	Flujo molar
f25	1.83382	1.82204	1.8427	s25		kmol/s	Flujo total
f25n2	1.73737	1.72419	1.74411	s25		kmol/s	Flujo molar
f25o2	0.09604	0.09745	0.0979	S25		kmol/s	Flujo molar
f25so2	0.0004	0.0004	0.0007	S25		kmol/s	Flujo molar
fdw	0.35835	0.33187	0.36502			kmol/s	Flujo de dilución
ffiiiso21	-0.01025	-0.0094	-0.00944	Converter3			
ffiiiso22	-0.01154	-0.01048	-0.01052	Converter3			
ffiiiso23	-0.01296	-0.01165	-0.01169	Converter3			
ffiiiso24	-0.01381	-0.01213	-0.01232	Converter3			
ffiiiso21	-0.02502	-0.02584	-0.02662	Converter2			
ffiiiso22	-0.03204	-0.0332	-0.03415	Converter2			
ffiiiso23	-0.03859	-0.03904	-0.0398	Converter2			
ffiiiso24	-0.03544	-0.03266	-0.03282	Converter2			
ffiso21	-0.07224	-0.07363	-0.07531	Converter1			
ffiso22	-0.0866	-0.08934	-0.0901	Converter1			
ffiso23	-0.07908	-0.08055	-0.08018	Converter1			
ffiso24	-0.05042	-0.04885	-0.04847	Converter1			
ffivso21	-0.00292	-0.00202	-0.00206	Converter4			
ffivso22	-0.00296	-0.00199	-0.00206	Converter4			
ffivso23	-0.00272	-0.00177	-0.00197	Converter4			
ffivso24	-0.0013	-0.00093	-0.0015	Converter4			
ffprod	0.60194	0.57219	0.60837			kmol/s	Producto
fiio21	0.11303	0.11197	0.11281	Converter3			
fiio22	0.11016	0.10934	0.11017	Converter3			
fiio23	0.10693	0.10641	0.10722	Converter3			
fiio24	0.1033	0.10315	0.10395	Converter3			
fiio25	0.09943	0.09975	0.1005	Converter3			
fiiso21	0.03438	0.02945	0.03053	Converter3			
fiiso22	0.02864	0.02418	0.02524	Converter3			
fiiso23	0.02218	0.01832	0.01935	Converter3			
fiiso24	0.01492	0.01179	0.01281	Converter3			

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
fiiiso25	0.00719	0.005	0.00591		Converter3		
fiiiso31	0	0	0		Converter3		
fiiiso32	0.00574	0.00526	0.00528		Converter3		
fiiiso33	0.0122	0.01113	0.01117		Converter3		
fiiiso34	0.01946	0.01765	0.01772		Converter3		
fiiiso35	0.0272	0.02445	0.02462		Converter3		
fiiio21	0.14728	0.14613	0.14766		Converter2		
fiiio22	0.14074	0.13938	0.14071		Converter2		
fiiio23	0.13237	0.1307	0.13178		Converter2		
fiiio24	0.12229	0.12051	0.12139		Converter2		
fiiio25	0.11303	0.11197	0.11281		Converter2		
fiiiso21	0.10288	0.09776	0.10023		Converter2		
fiiiso22	0.08981	0.08426	0.08631		Converter2		
fiiiso23	0.07306	0.06691	0.06847		Converter2		
fiiiso24	0.0529	0.04651	0.04768		Converter2		
fiiiso25	0.03438	0.02945	0.03053		Converter2		
fiiiso31	0.14111	0.14296	0.14382		Converter2		
fiiiso32	0.15419	0.15646	0.15773		Converter2		
fiiiso33	0.17093	0.17381	0.17558		Converter2		
fiiiso34	0.19109	0.19421	0.19637		Converter2		
fiiiso35	0.20961	0.21127	0.21352		Converter2		
fiiio21	0.2154	0.2152	0.21713		Converter1		
fiiio22	0.19833	0.19781	0.19934		Converter1		
fiiio23	0.17787	0.1767	0.17806		Converter1		
fiiio24	0.15919	0.15767	0.15911		Converter1		
fiiio25	0.14728	0.14613	0.14766		Converter1		
fiiiso21	0.23912	0.2359	0.23917		Converter1		
fiiiso22	0.20498	0.20111	0.20359		Converter1		
fiiiso23	0.16407	0.1589	0.16101		Converter1		
fiiiso24	0.1267	0.12084	0.12313		Converter1		
fiiiso25	0.10288	0.09776	0.10023		Converter1		
fiiiso31	0.00488	0.00481	0.00488		Converter1		
fiiiso32	0.03901	0.03961	0.04046		Converter1		
fiiiso33	0.07993	0.08182	0.08304		Converter1		
fiiiso34	0.11729	0.11988	0.12092		Converter1		
fiiiso35	0.14111	0.14296	0.14382		Converter1		
fiiivo21	0.09943	0.09975	0.1005		Converter4		
fiiivo22	0.09843	0.09906	0.09979		Converter4		
fiiivo23	0.09742	0.09837	0.09909		Converter4		
fiiivo24	0.09649	0.09777	0.09841		Converter4		
fiiivo25	0.09604	0.09745	0.0979		Converter4		
fiiivso21	0.00719	0.005	0.00591		Converter4		

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
fivso22	0.00519	0.00361	0.00449		Converter4		
fivso23	0.00316	0.00225	0.00308		Converter4		
fivso24	0.00129	0.00104	0.00173		Converter4		
fivso25	0.0004	0.0004	0.0007		Converter4		
fivso31	0.0272	0.02445	0.02462		Converter4		
fivso32	0.02919	0.02583	0.02603		Converter4		
fivso33	0.03122	0.0272	0.02745		Converter4		
fivso34	0.03309	0.02841	0.0288		Converter4		
fivso35	0.03398	0.02905	0.02983		Converter4		
fprod	25.93767	25.19914	26.03841			kg/s	Producto
fsbd	0.19432	0.191	0.195	sbd		kmol/s	Flujo total
fshp1	1.42304	1.203	1.21998	shp1		kmol/s	Flujo total
fshp2	0.32589	0.516	0.53502	shp2		kmol/s	Flujo total
fss1	1.94325	1.91	1.95	ss1		kmol/s	Flujo total
fss1a	1.47598	1.45051	1.47951	ss1a		kmol/s	Flujo total
fss1b	0.46727	0.45949	0.47049	ss1b		kmol/s	Flujo total
fss2	1.74892	1.719	1.755	ss2		kmol/s	Flujo total
fss4	1.42304	1.203	1.21998	ss4		kmol/s	Flujo total
fss5	0.32589	0.516	0.53502	ss5		kmol/s	Flujo total
fsw1	1.94325	1.91	1.95	sw1		kmol/s	Flujo total
fsw1a	1.47598	1.45051	1.47951	sw1a		kmol/s	Flujo total
fsw1b	0.46727	0.45949	0.47049	sw1b		kmol/s	Flujo total
Ftriiin21	3.14785	3.14861	3.14941		Converter3		
Ftriiin22	3.17694	3.1756	3.1762		Converter3		
Ftriiin23	3.20938	3.20543	3.20578		Converter3		
Ftriiin24	3.24543	3.23827	3.23834		Converter3		
Ftriiin25	3.28339	3.27211	3.27231		Converter3		
Ftriiio21	2.74488	2.74557	2.74628		Converter3		
Ftriiio22	2.77074	2.76954	2.77007		Converter3		
Ftriiio23	2.79955	2.79604	2.79635		Converter3		
Ftriiio24	2.83156	2.8252	2.82526		Converter3		
Ftriiio25	2.86526	2.85525	2.85542		Converter3		
Ftriiiso21	1.28078	1.28117	1.28158		Converter3		
Ftriiiso22	1.29556	1.29487	1.29518		Converter3		
Ftriiiso23	1.31201	1.31001	1.31019		Converter3		
Ftriiiso24	1.3303	1.32667	1.3267		Converter3		
Ftriiiso25	1.34954	1.34382	1.34392		Converter3		
Ftriiiso31	1.14409	1.14445	1.14483		Converter3		
Ftriiiso32	1.15778	1.15715	1.15743		Converter3		
Ftriiiso33	1.17304	1.17118	1.17134		Converter3		
Ftriiiso34	1.18999	1.18662	1.18666		Converter3		
Ftriiiso35	1.20784	1.20254	1.20263		Converter3		

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
Ftriin21	3.13377	3.13655	3.14096		Converter2		
Ftriin22	3.18691	3.19179	3.19712		Converter2		
Ftriin23	3.25364	3.26134	3.2677		Converter2		
Ftriin24	3.33215	3.34118	3.348		Converter2		
Ftriin25	3.40259	3.40647	3.41273		Converter2		
Ftrio21	2.73238	2.73485	2.73876		Converter2		
Ftrio22	2.77959	2.78393	2.78866		Converter2		
Ftrio23	2.83885	2.84569	2.85133		Converter2		
Ftrio24	2.90853	2.91654	2.92259		Converter2		
Ftrio25	2.97101	2.97445	2.98		Converter2		
Ftriso21	1.27364	1.27505	1.27728		Converter2		
Ftriso22	1.30061	1.30309	1.3058		Converter2		
Ftriso23	1.33446	1.33836	1.34159		Converter2		
Ftriso24	1.37423	1.3788	1.38225		Converter2		
Ftriso25	1.40985	1.41181	1.41498		Converter2		
Ftriso31	1.13747	1.13878	1.14085		Converter2		
Ftriso32	1.16247	1.16477	1.16727		Converter2		
Ftriso33	1.19385	1.19748	1.20046		Converter2		
Ftriso34	1.23076	1.235	1.2382		Converter2		
Ftriso35	1.26384	1.26566	1.2686		Converter2		
Ftrin21	3.20438	3.19546	3.20265		Converter1		
Ftrin22	3.33897	3.33404	3.3424		Converter1		
Ftrin23	3.49311	3.49439	3.50187		Converter1		
Ftrin24	3.62774	3.63249	3.63751		Converter1		
Ftrin25	3.71081	3.71353	3.71689		Converter1		
Ftrio21	2.79511	2.78719	2.79357		Converter1		
Ftrio22	2.91458	2.9102	2.91762		Converter1		
Ftrio23	3.05125	3.0524	3.05902		Converter1		
Ftrio24	3.17051	3.17472	3.17916		Converter1		
Ftrio25	3.24404	3.24645	3.24942		Converter1		
Ftriso21	1.30948	1.30495	1.3086		Converter1		
Ftriso22	1.37768	1.37518	1.37942		Converter1		
Ftriso23	1.45555	1.4562	1.45997		Converter1		
Ftriso24	1.52331	1.52569	1.52822		Converter1		
Ftriso25	1.56499	1.56635	1.56804		Converter1		
Ftriso31	1.17069	1.16649	1.16987		Converter1		
Ftriso32	1.23396	1.23164	1.23557		Converter1		
Ftriso33	1.3063	1.3069	1.31041		Converter1		
Ftriso34	1.36931	1.37153	1.37388		Converter1		
Ftriso35	1.40809	1.40936	1.41093		Converter1		
Ftrivn21	3.09732	3.11681	3.11793		Converter4		
Ftrivn22	3.10763	3.12401	3.12517		Converter4		

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
Ftrivn23	3.11806	3.13108	3.13241		Converter4		
Ftrivn24	3.1276	3.13733	3.1393		Converter4		
Ftrivn25	3.13216	3.14062	3.14453		Converter4		
Ftrivo21	2.69998	2.71731	2.7183		Converter4		
Ftrivo22	2.70914	2.7237	2.72474		Converter4		
Ftrivo23	2.71841	2.72998	2.73117		Converter4		
Ftrivo24	2.7269	2.73554	2.73729		Converter4		
Ftrivo25	2.73095	2.73847	2.74194		Converter4		
Ftrivso21	1.25512	1.26502	1.26559		Converter4		
Ftrivso22	1.26035	1.26868	1.26927		Converter4		
Ftrivso23	1.26565	1.27227	1.27294		Converter4		
Ftrivso24	1.2705	1.27544	1.27644		Converter4		
Ftrivso25	1.27282	1.27712	1.2791		Converter4		
Ftrivso31	1.12032	1.12949	1.13002		Converter4		
Ftrivso32	1.12517	1.13288	1.13342		Converter4		
Ftrivso33	1.13008	1.1362	1.13683		Converter4		
Ftrivso34	1.13457	1.13914	1.14007		Converter4		
Ftrivso35	1.13671	1.14069	1.14253		Converter4		
h06	3.65496	3.89524	3.66913	S06		MJ/s	Entalpía
h07	76.48044	75.66578	76.50396	S07		MJ/s	Entalpía
h08	69.03227	68.9463	69.78621	S08		MJ/s	Entalpía
h08a	7.44817	6.71948	6.71775	S08a		MJ/s	Entalpía
h09	21.50935	21.79349	22.30404	S09		MJ/s	Entalpía
h10	28.95752	28.51297	29.02178	S10		MJ/s	Entalpía
h11	42.29046	42.03378	42.61831	S11		MJ/s	Entalpía
h12	27.27189	27.1235	27.54664	S12		MJ/s	Entalpía
h13	34.02149	33.85419	34.41287	S13		MJ/s	Entalpía
h14	25.19342	25.3526	25.73836	S14		MJ/s	Entalpía
h15	14.03986	13.90718	14.09113	S15		MJ/s	Entalpía
h16	2.89913	2.69007	2.59553	S16		MJ/s	Entalpía
h19	13.81859	13.90139	14.00866	S19		MJ/s	Entalpía
h20	22.4657	22.22202	22.50221	S20		MJ/s	Entalpía
h21	25.15062	24.63582	24.93331	S21		MJ/s	Entalpía
h22	21.49627	21.61882	21.89781	S22		MJ/s	Entalpía
h23	22.16785	22.07404	22.41286	S23		MJ/s	Entalpía
h235	21.45302	20.98241	21.30402	S235		MJ/s	Entalpía
h24	11.25684	11.39274	11.64845	S24		MJ/s	Entalpía
h25	2.79326	2.77536	2.81035	S25		MJ/s	Entalpía
h50	0.99448	0.98112	0.9947	S50		MJ/s	Entalpía
hrso2	314.07619	314.04846	314.04238		Burner	MJ/kmol	Calor de reacción
hrso3	90.77696	90.82236	90.83229		Burner	MJ/kmol	Calor de reacción
Hsbd	3.49045	3.44358	3.44743	sbd		MJ/s	Entalpía

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
Hsbfw	15.8573	15.59743	16.0529	sbfw		MJ/s	Entalpía
Hshp1	79.31654	67.04597	67.82779	shp1		MJ/s	Entalpía
Hshp2	18.0421	28.5681	29.53626	shp2		MJ/s	Entalpía
Hslp	10	10	10	slp		MJ/s	Entalpía
Hss1	87.11735	85.77257	86.78469	ss1		MJ/s	Entalpía
Hss1a	66.16912	65.13819	65.84546	ss1a		MJ/s	Entalpía
hss1b	20.94823	20.63438	20.93923	ss1b		MJ/s	Entalpía
Hss2	93.0653	91.58128	93.29555	ss2		MJ/s	Entalpía
Hss4	75.72397	64.09074	64.85408	ss4		MJ/s	Entalpía
Hss5	17.34133	27.49053	28.44147	ss5		MJ/s	Entalpía
Hsw1	25.84471	24.97835	25.4997	sw1		MJ/s	Entalpía
Hsw1a	19.6301	18.96928	19.34719	sw1a		MJ/s	Entalpía
hsw1b	6.21462	6.00906	6.15251	sw1b		MJ/s	Entalpía
jhi1	0.11679	0.11712	0.11656		Converter1		
jhi2	0.1193	0.11972	0.11916		Converter1		
jhi3	0.12211	0.12265	0.12206		Converter1		
jhi4	0.12451	0.12513	0.12447		Converter1		
jhi5	0.12597	0.12656	0.12586		Converter1		
jhi1	0.11529	0.11584	0.11523		Converter2		
jhi2	0.1163	0.11689	0.11629		Converter2		
jhi3	0.11755	0.1182	0.11761		Converter2		
jhi4	0.11901	0.11969	0.1191		Converter2		
jhi5	0.12031	0.12089	0.12029		Converter2		
jhi1	0.15364	0.15472	0.15379		Converter3		
jhi2	0.15436	0.15539	0.15445		Converter3		
jhi3	0.15516	0.15613	0.15517		Converter3		
jhi4	0.15604	0.15694	0.15597		Converter3		
jhi5	0.15696	0.15777	0.1568		Converter3		
jhi1	0.15233	0.15388	0.15296		Converter4		
jhi2	0.15259	0.15406	0.15314		Converter4		
jhi3	0.15284	0.15424	0.15332		Converter4		
jhi4	0.15308	0.15439	0.15349		Converter4		
jhi5	0.15319	0.15448	0.15362		Converter4		
kpi1	166.71394	177.79997	167.57899		Converter1		
kpi2	59.82639	61.32056	57.78663		Converter1		
kpi3	21.99549	21.63093	20.71221		Converter1		
kpi4	10.65389	10.37441	10.11421		Converter1		
kpi5	7.3056	7.24329	7.11794		Converter1		
kpi1	336.3714	327.99262	315.90679		Converter2		
kpi2	216.00854	207.15173	198.31975		Converter2		
kpi3	127.13389	119.59675	113.89738		Converter2		
kpi4	71.56348	67.31459	64.18649		Converter2		

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
Mfii5	498.40434	494.30273	500.13665		Converter2		
Mfiii1	381.07448	376.04366	380.61794		Converter3		
Mfiii2	381.07448	376.04366	380.61794		Converter3		
Mfiii3	381.07448	376.04366	380.61794		Converter3		
Mfiii4	381.07448	376.04366	380.61794		Converter3		
Mfiii5	381.07448	376.04366	380.61794		Converter3		
Mfiv1	381.07448	376.04366	380.61794		Converter4		
Mfiv2	381.07448	376.04366	380.61794		Converter4		
Mfiv3	381.07448	376.04366	380.61794		Converter4		
Mfiv4	381.07448	376.04366	380.61794		Converter4		
Mfiv5	381.07448	376.04366	380.61794		Converter4		
mwprod	43.09018	44.04	42.8			kg/kmol	Producto
profit	0.30503	0.29204	0.30765			\$/sec	Beneficio
Psb	710.26211	709.7	712.51882	sbd		psia	Presión
Pss1	710.26211	709.7	712.51882	ss2		psia	Presión
Pss1a	710.26211	709.7	712.51882	ss1a		psia	Presión
Pss1b	710.26211	709.7	712.51882	ss1b		psia	Presión
Pss4	710.26211	709.7	712.51882	ss4		psia	Presión
Pss5	710.26211	709.7	712.51882	ss5		psia	Presión
ratei1	0.01132	0.0114	0.01173		Converter1		
ratei2	0.01525	0.01569	0.01597		Converter1		
ratei3	0.01661	0.01718	0.01717		Converter1		
ratei4	0.01248	0.01246	0.01233		Converter1		
ratei5	0.00606	0.00552	0.0055		Converter1		
rateii1	0.00404	0.00415	0.00428		Converter2		
rateii2	0.00517	0.00535	0.00552		Converter2		
rateii3	0.00662	0.00686	0.00705		Converter2		
rateii4	0.00757	0.0075	0.0076		Converter2		
rateii5	0.00547	0.00452	0.00448		Converter2		
rateiii1	0.00199	0.00183	0.00184		Converter3		
rateiii2	0.00226	0.00206	0.00207		Converter3		
rateiii3	0.00252	0.00228	0.00229		Converter3		
rateiii4	0.00285	0.00255	0.00256		Converter3		
rateiii5	0.00288	0.00249	0.00256		Converter3		
rateiniii1	0.02153	0.02155	0.02166		Converter3		
rateiniii2	0.02443	0.02422	0.02431		Converter3		
rateiniii3	0.02729	0.02684	0.02692		Converter3		
rateiniii4	0.03082	0.02991	0.03002		Converter3		
rateiniii5	0.03109	0.0292	0.03002		Converter3		
rateinti1	0.0463	0.04486	0.04616		Converter1		
rateinti2	0.06236	0.06174	0.06286		Converter1		
rateinti3	0.0679	0.06759	0.06758		Converter1		

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
rateinti4	0.05105	0.04902	0.04851		Converter1		
rateinti5	0.02479	0.02171	0.02166		Converter1		
rateintii1	0.01731	0.01739	0.01791		Converter2		
rateintii2	0.02214	0.02241	0.02309		Converter2		
rateintii3	0.02838	0.02872	0.0295		Converter2		
rateintii4	0.03245	0.03139	0.0318		Converter2		
rateintii5	0.02342	0.0189	0.01874		Converter2		
rateintiv1	0.01116	0.0125	0.01269		Converter4		
rateintiv2	0.01152	0.01256	0.01285		Converter4		
rateintiv3	0.01152	0.01213	0.01272		Converter4		
rateintiv4	0.00963	0.00976	0.01167		Converter4		
rateintiv5	0.0005	0.00177	0.00692		Converter4		
rateiv1	0.0006	0.00042	0.00042		Converter4		
rateiv2	0.00061	0.00042	0.00043		Converter4		
rateiv3	0.00061	0.00041	0.00043		Converter4		
rateiv4	0.00051	0.00033	0.00039		Converter4		
rateiv5	0.00003	0.00006	0.00023		Converter4		
rheati1	44.70513	44.71549	44.70597		Converter1		
rheati2	44.51858	44.5236	44.51148		Converter1		
rheati3	44.28917	44.28486	44.27359		Converter1		
rheati4	44.0855	44.07732	44.06946		Converter1		
rheati5	43.96429	43.9614	43.9555		Converter1		
rheatii1	44.8106	44.80708	44.80181		Converter2		
rheatii2	44.74594	44.7395	44.73274		Converter2		
rheatii3	44.65986	44.64927	44.64071		Converter2		
rheatii4	44.55436	44.5423	44.53281		Converter2		
rheatii5	44.46381	44.4615	44.45274		Converter2		
rheatiii1	44.8034	44.80281	44.80191		Converter3		
rheatiii2	44.76948	44.77141	44.77072		Converter3		
rheatiii3	44.7306	44.73579	44.73538		Converter3		
rheatiii4	44.68591	44.69537	44.69529		Converter3		
rheatiii5	44.6379	44.6531	44.65273		Converter3		
rheativ1	44.86176	44.84095	44.83972		Converter4		
rheativ2	44.85061	44.83304	44.83174		Converter4		
rheativ3	44.83922	44.82524	44.82373		Converter4		
rheativ4	44.8289	44.81842	44.81611		Converter4		
rheativ5	44.82476	44.81525	44.81053		Converter4		
so2ppm1	0.21959	0.21956	0.38	s25			so2ppm/1000
T08	1325	1322.41247	1321.84558	S08		K	Temperatura
T08a	1325	1322.41247	1321.84558	S08a		K	Temperatura
T14	661.28018	666.22418	667.45094	s14		K	Temperatura
Tcatf1	723.3141	720.47327	723.08491		Converter1		

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
Tcati2	771.75485	770.51277	773.5083		Converter1		
Tcati3	825.7486	826.71468	829.23398		Converter1		
Tcati4	869.83685	871.54323	873.18002		Converter1		
Tcati5	894.69872	895.27966	896.46605		Converter1		
Tcatii1	693.49993	694.52869	696.06554		Converter2		
Tcatii2	712.01787	713.81963	715.70445		Converter2		
Tcatii3	735.52385	738.33413	740.59488		Converter2		
Tcatii4	762.82501	765.85282	768.22336		Converter2		
Tcatii5	785.13623	785.69388	787.80105		Converter2		
Tcatiii1	695.60394	695.77383	696.03695		Converter3		
Tcatiii2	705.37028	704.81952	705.01499		Converter3		
Tcatiii3	716.29749	714.85611	714.96774		Converter3		
Tcatiii4	728.53642	725.97276	725.9943		Converter3		
Tcatiii5	741.33565	737.32099	737.41876		Converter3		
Tcativ1	678.23922	684.51682	684.88585		Converter4		
Tcativ2	681.61752	686.87697	687.26449		Converter4		
Tcativ3	685.0343	689.19117	689.63911		Converter4		
Tcativ4	688.10933	691.20366	691.88483		Converter4		
Tcativ5	689.33316	692.13576	693.52124		Converter4		
ffi1	2.19676	2.18011	2.20529		Converter1		
ffi2	2.1797	2.16271	2.1875		Converter1		
ffi3	2.15924	2.14161	2.16621		Converter1		
ffi4	2.14056	2.12258	2.14727		Converter1		
ffi5	2.12865	2.11103	2.13582		Converter1		
ffii1	2.12865	2.11103	2.13582		Converter2		
ffii2	2.12211	2.10428	2.12886		Converter2		
ffii3	2.11374	2.09561	2.11994		Converter2		
ffii4	2.10366	2.08541	2.10954		Converter2		
ffii5	2.0944	2.07688	2.10097		Converter2		
ffiii1	1.88479	1.86561	1.88744		Converter3		
ffiii2	1.88192	1.86297	1.8848		Converter3		
ffiii3	1.87868	1.86004	1.88186		Converter3		
ffiii4	1.87505	1.85678	1.87858		Converter3		
ffiii5	1.87119	1.85338	1.87513		Converter3		
ffiv1	1.87119	1.85338	1.87513		Converter4		
ffiv2	1.87019	1.85269	1.87443		Converter4		
ffiv3	1.86917	1.85201	1.87372		Converter4		
ffiv4	1.86824	1.8514	1.87305		Converter4		
ffiv5	1.8678	1.85108	1.87253		Converter4		
Tgasi1	713.23195	710.2611	712.6556		Converter1		
Tgasi2	758.67942	756.99509	759.85359		Converter1		
Tgasi3	812.10736	812.56009	815.18993		Converter1		

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
Tgasi4	859.94788	861.65473	863.46107		Converter1		
Tgasi5	890	890.99131	892.21502		Converter1		
Tgasii1	689.8464	690.76099	692.21161		Converter2		
Tgasii2	707.41589	709.04045	710.81457		Converter2		
Tgasii3	729.7355	732.32888	734.47278		Converter2		
Tgasii4	756.35078	759.43508	761.77057		Converter2		
Tgasii5	780.55496	781.89845	784.06521		Converter2		
Tgasiii1	694.4827	694.73609	695		Converter3		
Tgasiii2	704.10787	703.66183	703.85948		Converter3		
Tgasiii3	714.89957	713.58367	713.69856		Converter3		
Tgasiii4	726.97312	724.56745	724.59144		Converter3		
Tgasiii5	739.77512	735.96129	736.02893		Converter3		
Tgasiv1	677.89991	684.27833	684.64517		Converter4		
Tgasiv2	681.26825	686.63778	687.02122		Converter4		
Tgasiv3	684.68598	688.9606	689.39867		Converter4		
Tgasiv4	687.81907	691.01844	691.66471		Converter4		
Tgasiv5	689.31811	692.10213	693.39082		Converter4		
thhi1	7.11182	7.25058	7.41356		Converter1		
thhi2	8.48756	8.75616	8.8287		Converter1		
thhi3	7.71615	7.85881	7.8218		Converter1		
thhi4	4.90234	4.74992	4.71166		Converter1		
thhii1	2.47341	2.55419	2.63091		Converter2		
thhii2	3.16191	3.27545	3.36817		Converter2		
thhii3	3.79958	3.84274	3.91757		Converter2		
thhii4	3.48297	3.20934	3.22446		Converter2		
thhiii1	1.01361	0.92887	0.93304		Converter3		
thhiii2	1.13981	1.03534	1.03901		Converter3		
thhiii3	1.27946	1.14965	1.15377		Converter3		
thhiii4	1.36163	1.19649	1.21543		Converter3		
thhiv1	0.28888	0.20025	0.20409		Converter4		
thhiv2	0.2934	0.19728	0.20435		Converter4		
thhiv3	0.26922	0.17488	0.1949		Converter4		
thhiv4	0.12889	0.09214	0.14855		Converter4		
Triin21	5.50303	5.50504	5.50713		Converter3		
Triin22	5.5793	5.57577	5.57733		Converter3		
Triin23	5.66481	5.65439	5.6553		Converter3		
Triin24	5.76048	5.74142	5.74161		Converter3		
Triin25	5.86193	5.83171	5.83224		Converter3		
Triio21	4.49213	4.49377	4.49547		Converter3		
Triio22	4.55438	4.5515	4.55278		Converter3		
Triio23	4.62419	4.61568	4.61642		Converter3		
Triio24	4.70228	4.68672	4.68688		Converter3		

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
Triiso25	4.78509	4.76042	4.76086		Converter3		
Triiso21	1.61373	1.61431	1.61493		Converter3		
Triiso22	1.63609	1.63505	1.63551		Converter3		
Triiso23	1.66117	1.65811	1.65838		Converter3		
Triiso24	1.68922	1.68363	1.68369		Converter3		
Triiso25	1.71897	1.71011	1.71026		Converter3		
Triiso31	1.4131	1.41362	1.41415		Converter3		
Triiso32	1.43269	1.43178	1.43218		Converter3		
Triiso33	1.45464	1.45197	1.4522		Converter3		
Triiso34	1.47921	1.47432	1.47437		Converter3		
Triiso35	1.50526	1.4975	1.49764		Converter3		
Triin21	5.46629	5.47354	5.48504		Converter2		
Triin22	5.60551	5.61839	5.63245		Converter2		
Triin23	5.78237	5.80292	5.81991		Converter2		
Triin24	5.99327	6.01771	6.03622		Converter2		
Triin25	6.18506	6.19571	6.21288		Converter2		
Triio21	4.46214	4.46805	4.47744		Converter2		
Triio22	4.57578	4.58629	4.59777		Converter2		
Triio23	4.72015	4.73693	4.75079		Converter2		
Triio24	4.89231	4.91226	4.92736		Converter2		
Triio25	5.04887	5.05756	5.07157		Converter2		
Triiso21	1.60295	1.60508	1.60845		Converter2		
Triiso22	1.64378	1.64755	1.65167		Converter2		
Triiso23	1.69564	1.70167	1.70665		Converter2		
Triiso24	1.75748	1.76465	1.77008		Converter2		
Triiso25	1.81373	1.81685	1.82188		Converter2		
Triiso31	1.40367	1.40553	1.40848		Converter2		
Triiso32	1.43942	1.44272	1.44633		Converter2		
Triiso33	1.48483	1.49011	1.49447		Converter2		
Triiso34	1.53899	1.54526	1.55002		Converter2		
Triiso35	1.58824	1.59097	1.59538		Converter2		
Trin21	5.6516	5.62806	5.64703		Converter1		
Trin22	6.01172	5.99838	6.02103		Converter1		
Trin23	6.43508	6.43867	6.45951		Converter1		
Trin24	6.81417	6.82769	6.84201		Converter1		
Trin25	7.0523	7.06015	7.06985		Converter1		
Trio21	4.6134	4.59419	4.60967		Converter1		
Trio22	4.90737	4.89648	4.91497		Converter1		
Trio23	5.25296	5.25589	5.2729		Converter1		
Trio24	5.56241	5.57345	5.58513		Converter1		
Trio25	5.75679	5.7632	5.77112		Converter1		
Triiso21	1.65729	1.65039	1.65595		Converter1		

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
Triso22	1.76289	1.75898	1.76562		Converter1		
Triso23	1.88704	1.88809	1.8942		Converter1		
Triso24	1.99821	2.00217	2.00637		Converter1		
Triso25	2.06804	2.07034	2.07318		Converter1		
Triso31	1.45125	1.44521	1.45008		Converter1		
Triso32	1.54373	1.5403	1.54611		Converter1		
Triso33	1.65244	1.65336	1.65871		Converter1		
Triso34	1.74978	1.75326	1.75693		Converter1		
Triso35	1.81093	1.81295	1.81544		Converter1		
Trivn21	5.37163	5.42217	5.42508		Converter4		
Trivn22	5.39832	5.44087	5.44391		Converter4		
Trivn23	5.4254	5.45928	5.46275		Converter4		
Trivn24	5.45023	5.47558	5.4807		Converter4		
Trivn25	5.46211	5.48417	5.49438		Converter4		
Trivo21	4.38486	4.42612	4.42849		Converter4		
Trivo22	4.40665	4.44138	4.44386		Converter4		
Trivo23	4.42876	4.45641	4.45924		Converter4		
Trivo24	4.44902	4.46972	4.4739		Converter4		
Trivo25	4.45872	4.47673	4.48506		Converter4		
Trivso21	1.57519	1.59001	1.59087		Converter4		
Trivso22	1.58302	1.5955	1.59639		Converter4		
Trivso23	1.59096	1.60089	1.60191		Converter4		
Trivso24	1.59824	1.60568	1.60718		Converter4		
Trivso25	1.60172	1.60819	1.61119		Converter4		
Trivso31	1.37936	1.39234	1.39308		Converter4		
Trivso32	1.38621	1.39714	1.39792		Converter4		
Trivso33	1.39317	1.40187	1.40276		Converter4		
Trivso34	1.39954	1.40605	1.40737		Converter4		
Trivso35	1.40259	1.40826	1.41088		Converter4		
Tsbd	448.3469	449.78104	442.29925	sbd		F	Temperatura
Tss1	448.3469	449.78104	442.29925	ss1		F	Temperatura
Tss1a	448.3469	449.78104	442.29925	ss1a		F	Temperatura
Tss1b	448.3469	449.78104	442.29925	ss1b		F	Temperatura
Tss2	448.3469	449.78104	442.29925	ss2		F	Temperatura
Tss4	448.3469	449.78104	442.29925	ss4		F	Temperatura
Tss5	448.3469	449.78104	442.29925	ss5		F	Temperatura
Tsw1a	344.93093	339.83995	339.81935	sw1a		F	Temperatura
Tsw1b	344.93093	339.83995	339.81935	sw1b		F	Temperatura
Visci1	0.14304	0.14266	0.14298		Converter1		
Visci2	0.14913	0.14892	0.14929		Converter1		
Visci3	0.15609	0.15617	0.1565		Converter1		
Visci4	0.16217	0.1624	0.16262		Converter1		

Nombre	Valor de la:			Corriente	Unidad	Unidades	Descripción.
	Validación de datos	Estimación de parámetros	Optimización económica				
Visci5	0.16591	0.16606	0.1662		Converter1		
Viscii1	0.13945	0.1396	0.13979		Converter2		
Viscii2	0.14186	0.1421	0.14233		Converter2		
Viscii3	0.14487	0.14524	0.14552		Converter2		
Viscii4	0.14842	0.14885	0.14915		Converter2		
Viscii5	0.15161	0.1518	0.15208		Converter2		
Visciii1	0.14059	0.14066	0.14068		Converter3		
Visciii2	0.14188	0.14185	0.14187		Converter3		
Visciii3	0.14332	0.14318	0.14318		Converter3		
Visciii4	0.14492	0.14463	0.14462		Converter3		
Visciii5	0.1466	0.14613	0.14613		Converter3		
Visciv1	0.13824	0.13916	0.1392		Converter4		
Visciv2	0.1387	0.13948	0.13952		Converter4		
Visciv3	0.13916	0.13979	0.13984		Converter4		
Visciv4	0.13959	0.14007	0.14014		Converter4		
Visciv5	0.13979	0.14021	0.14038		Converter4		
wbratio	0.75954	0.75943	0.75872		splwater		fsw1a/fsw1
Xprod	0.40468	0.42	0.4			frac.mol SO ₂	producto

Tabla 8 : Valores obtenidos del APAS para los parámetros.

Parámetro	Punto inicial	Valor estimado	Unidad	Unidades
blrU	0.3638	0.3598	wboiler	10e-4 MJ/s-K-sqft
clrU	0.239	0.2358	cboiler	10e-4 MJ/s-K-sqft
effi	0.24458	0.25411	converter1	
effii	0.23338	0.23888	converter2	
effiii	0.09251	0.08512	converter3	
effiv	0.05334	0.03349	converter4	
ex65U	0.25744	0.26072	coldip	10e-4 MJ/s-K-sqft
ex66U	0.27267	0.26031	hotip	10e-4 MJ/s-K-sqft
ex67U	0.58178	0.47547	sh1	10e-4 MJ/s-K-sqft
ex68U	0.16887	0.26169	sh2	10e-4 MJ/s-K-sqft
ex71U	0.14259	0.13257	economizer	10e-4 MJ/s-K-sqft

10.3.2 Simulación de ASPEN.

Tabla 9: Resultados obtenidos para la simulación convencional.

Flow	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
From:	HT	HT	DV-1	HT	MIXR	P-HT	DV-1	DV-2	CT	CTHX
To:	VAPOR	CT	HT	MIXR	P-HT	DV-1	LIQUID	MIXR	AIRD	CT
Phase	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID
Temperature °F	540.3	166.2	167.4	166.2	167.3	167.4	167.4	209.9	118.7	111.9
Pressure PSI	14.7	14.7	35	14.7	14.1	35	35	14.1	14.1	35
Vapor Frac	1	1	0	0	0	0	0	0	1	0
Mole Flow LBMOL/HR	15362.15	14214.92	57605.629	58752.859	60377.965	60377.965	2777.386	1625.108	12591.75	63381.145
Mass Flow LB/HR	440269.03	417971.34	1071590	1093890	1123160	1123160	51665.496	29276.773	388729.47	1141830
Mole Flow LBMOL/HR	1339.95	1339.95	0	0	0	0	0	0	1339.95	0
SO2	26.27	0	544.844	571.114	571.114	571.114	26.271	0	0	0
SO3	551.74	551.74	0	0	0	0	0	0	551.74	0
OXYGEN	9248.29	9248.29	0	0	0	0	0	0	9248.29	0
NITROGEN	4195.9	3074.94	57060.785	58181.746	59806.852	59806.852	2751.115	1625.108	1451.77	63381.145
WATER										
Flow	11	12	13	15	16	17	18	19	20	21
From:	CT	DV-2	P-CT	DT	BLOW	COLD	INTM	HOT	CNV1	HOT
To:	DV-2	P-CT	CTHX	BLOW	COLD	INTM	HOT	CNV1	HOT	CONV2
Phase	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
Temperature °F	209.9	209.9	210	147.3	211.7	337.3	495.3	797.3	1125.3	837.9
Pressure PSI	14.1	14.1	50	13.6	19.67	19.67	19.67	19.67	17.36	17.36
Vapor Frac	0	0	0	1	1	1	1	1	1	1
Mole Flow LBMOL/HR	65004.313	63379.207	63379.207	15247.01	15247.01	15247.01	15247.01	15247.01	14773.603	14773.603
Mass Flow LB/HR	1171070	1141790	1141790	481079.66	481079.66	481079.66	481079.66	481079.66	481079.66	481079.66
Mole Flow LBMOL/HR	0	0	0	1338.933	1338.933	1338.933	1338.933	1338.933	392.119	392.119
SO2	0	0	0	0.992	0.992	0.992	0.992	0.992	947.807	947.807
SO3	0	0	0	1414.22	1414.22	1414.22	1414.22	1414.22	940.813	940.813
OXYGEN	0	0	0	12492.84	12492.84	12492.84	12492.84	12492.84	12492.84	12492.84
NITROGEN	0	0	0	0.025	0.025	0.025	0.025	0.025	0.025	0.025
WATER	65004.313	63379.207	63379.207							

Flow	22	23	24	25	27	28	29	30	31	32
From:	CNV2	INTM	CNV3	COLD	DTHX	DT	P-DT	DV-3	DV-3	DV-4
To:	INTM	CNV3	COLD	AT	DT	DPT	DV-3	DTHX	ATPT	AT
Phase	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
Temperature °F	940.7	792.8	818.4	707.8	147.3	177.3	177.3	177.3	177.3	175.3
Pressure PSI	16.52	16.52	15.9	15.9	60	13.6	72	72	72	60
Vapor Frac	1	1	1	1	0	0	0	0	0	0
Mole Flow LBMOL/HR	14626.204	14626.204	14590.027	14590.027	56307.398	57848.547	81723.359	56307.398	22555.648	92032.703
Mass Flow LB/HR	481079.66	481079.66	481079.66	481079.66	2617710	2645460	3799290	2617710	1048600	4447750
Mole Flow LBMOL/HR										
SO2	97.322	97.322	24.968	24.968	5.435	6.452	7.888	5.435	2.177	5.536
SO3	1242.603	1242.603	1314.957	1314.957	25835.5	25834.508	37497.098	25835.5	10349.199	44956.441
OXYGEN	793.415	793.415	757.238	757.238	0	0	0	0	0	0
NITROGEN	12492.84	12492.84	12492.84	12492.84	0	0	0	0	0	0
WATER	0.025	0.025	0.025	0.025	30466.461	32007.588	44218.375	30466.461	12204.272	47070.723

Flow	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42
From:	AT	P-AT	ATHX	DV-4	DPT	ATPT	DV-3	AT	AIRD	AIRD
To:	ATPT	ATHX	DV-4	DPT	P-DT	P-AT	LIQUID	VAPOR	AIRD	DT
Phase	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR	VAPOR
Temperature °F	93346.914	115902.56	115902.56	23875.928	177.33	115902.56	2860.318	13275.814	4196.41	16788.16
Pressure PSI	4552980	5601580	5601580	11153930	60	5601580	132975.05	375847.84	120099.66	508829.16
Vapor Frac	0	0	0	0	0	0	0	1	1	1
Mole Flow LBMOL/HR	4796	6.973	6.973	1.436	7.888	6.973	0.276	25.709	0	1339.95
SO2	46271.371	56620.57	56620.57	11663.838	37497.098	56620.57	1312.398	0.027	0	0
SO3	0	0	0	0	0	0	0	757.238	862.48	1414.22
OXYGEN	0	0	0	0	0	0	0	1292.84	3244.55	12492.84
NITROGEN	47070.75	59275.02	59275.02	12210.654	44218.375	59275.02	1547.643	89.38	89.38	1541.15
WATER										

10.4 Comparación de resultados.

Como anteriormente se menciona las dos secciones más importantes del proceso son la sección del reactor y la sección de absorción, por lo que se compararan las corrientes de estas secciones.

10.4.1 Sección del Reactor.

Las corrientes relacionadas con esta sección para la simulación en APAS son las siguientes: s10,s11, s12, s13, s20,s21, s22 y s23. Y se presentan en la **Tabla 10**.

Tabla 10: Resultados de las corrientes s10,s11, s12, s13, s20,s21, s22 y s23.

s10

Variables medidas.

Nombre	Valor óptimo	Unidades
T10	712.6556	K

Variables inmedibles

Nombre	Valor óptimo	Unidades
f10n2	1.74411	kmol/s
f10o2	0.21713	kmol/s
f10so2	0.23917	kmol/s
f10so3	0.00488	kmol/s
h10	29.02178	MJ/s
f10	2.20529	kmol/s

s11

Variables medidas.

Nombre	Valor óptimo	Unidades
T11	892.21502	K

Variables inmedibles

Nombre	Valor óptimo	Unidades
f11n2	1.74411	kmol/s
f11o2	0.14766	kmol/s
f11so2	0.10023	kmol/s
f11so3	0.14382	kmol/s
h11	42.61831	MJ/s
f11	2.13582	kmol/s

s12

Variables medidas.

Nombre	Valor óptimo	Unidades
T12	692.21161	K

Variables inmedibles

Nombre	Valor óptimo	Unidades
f12n2	1.74411	kmol/s
f12o2	0.14766	kmol/s
f12so2	0.10023	kmol/s
f12so3	0.14382	kmol/s
h12	27.54664	MJ/s
f12	2.13582	kmol/s

s13

Variables medidas.

Nombre	Valor óptimo	Unidades
T13	784.06521	K

Variables inmedibles

Nombre	Valor óptimo	Unidades
f13n2	1.74411	kmol/s
f13o2	0.11281	kmol/s
f13so2	0.03053	kmol/s
f13so3	0.21352	kmol/s
h13	34.41287	MJ/s
f13	2.10097	kmol/s

s20

Variables medidas.

Nombre	Valor óptimo	Unidades
T20	695	K

Variables inmedibles

Nombre	Valor óptimo	Unidades
f20n2	1.74411	kmol/s
f20o2	0.11281	kmol/s
f20so2	0.03053	kmol/s
f20	1.88744	kmol/s
h20	22.50221	MJ/s

s21

Variables medidas.

Nombre	Valor óptimo	Unidades
T21	736.02893	K

Variables inmedibles

Nombre	Valor óptimo	Unidades
f21	1.87513	kmol/s
h21	24.93331	MJ/s
f21so3	0.02462	kmol/s
f21so2	0.00591	kmol/s
f21o2	0.1005	kmol/s
f21n2	1.74411	kmol/s

s22

Variables medidas.

Nombre	Valor óptimo	Unidades
T22	684.64517	K

Variables inmedibles

Nombre	Valor óptimo	Unidades
f22	1.87513	kmol/s
h22	21.89781	MJ/s
f22so3	0.02462	kmol/s
f22so2	0.00591	kmol/s
f22o2	0.1005	kmol/s
f22n2	1.74411	kmol/s

s23

Variables medidas.

Nombre	Valor óptimo	Unidades
T23	693.39082	K

Variables inmedibles

Nombre	Valor óptimo	Unidades
h23	22.41286	MJ/s
f23	1.87253	kmol/s
f23n2	1.74411	kmol/s
f23o2	0.0979	kmol/s
f23so2	0.0007	kmol/s
f23so3	0.02983	kmol/s

Las corrientes relacionadas con esta sección para la simulación en ASPEN son las siguientes: 19,20, 21, 22, 23 y 24.

Tabla 11: Resultados de las corrientes 19,20,21,22,23 y 24.

Flow	19	20	21	22	23	24
From:	HOT	CNV1	HOT	CNV2	INTM	CNV3
To:	CNV1	HOT	CONV2	INTM	CNV3	COLD
Phase	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR
Temperature °F	797.3	1125.3	837.9	940.7	792.8	818.4
Pressure PSI	698.31	880.5	720.87	77.98	695.81	710.03
Vapor Frac	1	1	1	1	1	1
Mole Flow LBMOL/HR	15247.01	14773.603	14773.603	14626.204	14626.204	14590.027
Mass Flow LB/HR	481079.66	481079.66	481079.66	481079.66	481079.66	481079.66
Mole Flow LBMOL/HR						
SO2	1338.933	392.119	392.119	97.322	97.322	24.968
SO3	0.992	947.807	947.807	1242.603	1242.603	1314.957
OXYGEN	1414.22	940.813	940.813	793.415	793.415	757.238
NITROGEN	12492.84	12492.84	12492.84	12492.84	12492.84	12492.84
WATER	0.025	0.025	0.25	0.025	0.025	0.025

Lo más relevante de los resultados anteriores es ver como se comporta la conversión de dióxido de azufre con respecto a la temperatura para ambas simulaciones. En las **Figuras 72 y 73** se presentan las gráficas de Temperatura vs. Conversión de SO₂ en la que se puede observar que en ambas simulaciones se llega a la misma conversión de 0.98. Las temperaturas para ambas esta entre 690 y 900 K.

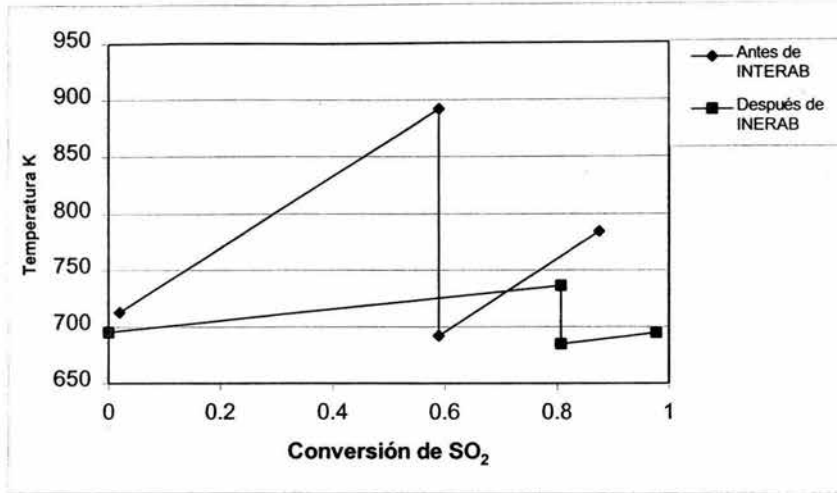


Figura 72: Gráfica de Temperatura vs. Conversión de SO₂ obtenida de los resultados de la simulación de APAS.

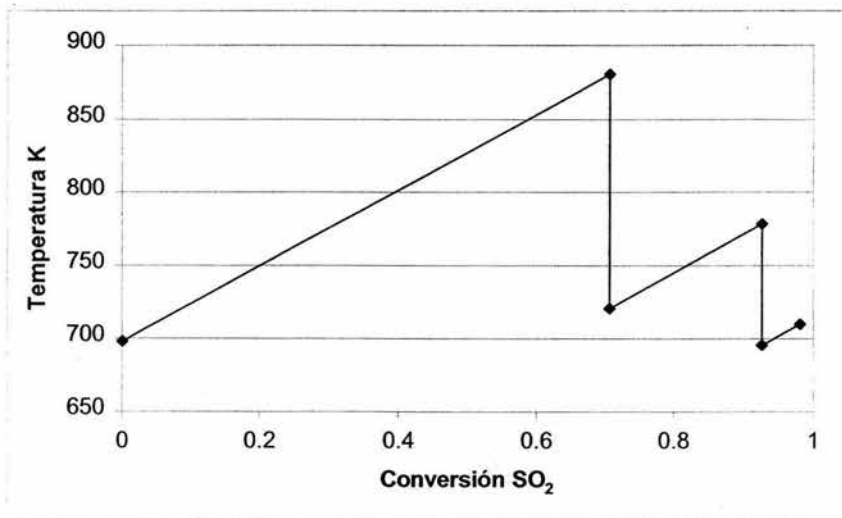


Figura 73: Gráfica de Temperatura vs. Conversión de SO₂ obtenida de los resultados de la simulación de ASPEN.

10.4.2 Sección de Absorción.

Las corrientes relacionadas con esta sección para la simulación en APAS son las siguientes: s15, s16, s24 y s25.

Tabla 12: Resultados de las corrientes s15, s16, s24 y s25.

s15

Variables medidas.

Nombre	Valor óptimo	Unidades
T15	505	

Variables inmedibles

Nombre	Valor óptimo	Unidades
f15n2	1.74411	kmol/s
f15o2	0.11281	kmol/s
f15so2	0.03053	kmol/s
f15so3	0.21352	kmol/s
h15	14.09113	MJ/s
f15	2.10097	kmol/s

s16

Variables medidas.

Nombre	Valor óptimo	Unidades
T16	345	K

Variables inmedibles

Nombre	Valor óptimo	Unidades
f16n2	1.74411	kmol/s
f16o2	0.11281	kmol/s
f16so2	0.03053	kmol/s
h16	2.59553	MJ/s
f16	1.88744	kmol/s

s24

Variables medidas.

Nombre	Valor óptimo	Unidades
T24	506.8173	K

Variables inmedibles

Nombre	Valor óptimo	Unidades
h24	11.64845	MJ/s
f24	1.87253	kmol/s
f24so3	0.02983	kmol/s
f24so2	0.0007	kmol/s
f24o2	0.0979	kmol/s
f24n2	1.74411	kmol/s

s25

Variables medidas.

Nombre	Valor óptimo	Unidades
SO2ppm	38	ppm
O2percent	5.3127	%
T25	350.4341	K

Variables inmedibles

Nombre	Valor óptimo	Unidades
so2ppm1	0.38	
f25	1.8427	kmol/s
h25	2.81035	MJ/s
f25so2	0.0007	kmol/s
f25o2	0.0979	kmol/s
f25n2	1.74411	kmol/s

Las corrientes relacionadas con esta sección para la simulación en ASPEN son las siguientes: 25, 32, 33 y 40.

Tabla 13: Resultados de las corrientes 25,32, 33 y 40.

Flow	32	33	40	25
From:	DV-4	AT	AT	COLD
To:	AT	ATPT		AT
Phase	LIQUID	LIQUID	VAPOR	VAPOR
Temperature °F	175.3	230.33	180.33	707.8
Pressure PSI	60	15.1	15.1	15.9
Vapor Frac	0	0	1	1
Mole Flow LBMOL/HR	92032.703	93346.914	13275.814	14590.027
Mass Flow LB/HR	4447750	4552980	375847.84	481079.66
Mole Flow LBMOL/HR				
SO2	5.536	4.796	25.709	24.968
SO3	44956.441	46271.371	0.027	1314.957
OXYGEN	0	0	757.238	757.238
NITROGEN	0	0	1292.84	12492.84
WATER	47070.723	47070.75	0	0.025

Como se puede observar en la simulación de una estructura convencional se hace un balance de materia más estricto en las torres de absorción. En ambas simulaciones la absorción del trióxido de azufre se absorbe completamente.

11 ANÁLISIS DE RESULTADOS.

Esta sección describe los resultados obtenidos de las simulaciones pero se enfoca principalmente en los resultados obtenidos de la aplicación del APAS.

De la aplicación del APAS al proceso del ácido sulfúrico se tienen los siguientes resultados.

Modelo del Proceso:

Un modelo fue desarrollado a partir del diagrama de flujo y de los datos de diseño del proceso. Los reactores catalíticos fueron simulados con el modelo cinético de Chen (1998). El modelo del proceso tiene 43 variables medidas, 732 variables inmedibles, 11 parámetros y 761 restricciones de igualdad lineales y no lineales. Las ecuaciones del modelo se introdujeron en el programa Flowsim, y la comparación de resultados del modelo del proceso con los datos de diseño de la planta se hizo para evaluar la validez y la precisión de la simulación. La simulación correspondió a los datos de diseño de la planta dentro de la precisión de los datos. También se hizo una comparación con los datos del proceso tomados de la planta operando cinco años después de arrancar. Y la simulación con los parámetros actualizados con los datos reconciliados de la planta coincidieron dentro de la precisión de los datos, por ejemplo las temperaturas de salida de los reactores coincidieron dentro de 3°F.

On-Line Optimization:

Dos juegos de datos de la planta del SCD se ocuparon para evaluar On-Line Optimization del proceso del ácido sulfúrico. Se encontró que seis mediciones de un total de 43 contenían errores crasos utilizando la opción de la función Gaussiana Contaminada. Éstas fueron cuatro temperaturas, un flujo y su composición, y fueron causadas por instrumentos mal calibrados. Estos valores fueron remplazados por los datos reconciliados, y

se ejecutó simultáneamente el programa de reconciliación de datos y la estimación de parámetros. Luego los parámetros actualizados fueron utilizados en el modelo de la planta para la optimización económica para obtener el juego de puntos óptimos. La optimización económica dio un incremento en la utilidad del 3.0% (o \$350,000/año) y una reducción del 10% en las emisiones del dióxido de azufre las condiciones de operación actuales. Esto es consistente con otras aplicaciones reportadas de la optimización en línea y puede llevar a un regreso de inversión de un año.

REACAT:

El proceso tiene cuatro reactores catalíticos que usan dos diferentes tipos de catalizador de pentóxido de vanadio para convertir el dióxido de azufre a trióxido de azufre. Esta reacción es exotérmica y alcanza el equilibrio en cada convertidor. El calor es removido para mover el equilibrio, y este calor se usa para producir vapor. Además, la conversión al equilibrio es incrementada removiendo SO_3 en el absorbedor de ácido primario. El modelo cinético fue introducido al REACAT realizó una evaluación del efecto de la presión en el reactor sobre la conversión. Se probó que la conversión puede incrementarse un 19% en el primer reactor y que el volumen puede disminuirse un 87% al usar una presión en el reactor de 10.3 atm en vez de la operación actual de 1.3 atm.

THEN:

THEN se ocupó para aplicar el análisis de punto de pliegue al proceso. Este proceso es altamente exotérmico, y el calor producido por la combustión de azufre y la conversión del dióxido de azufre a trióxido de azufre se utiliza para producir vapor. El proceso está por debajo del punto de pliegue y ningún servicio de calentamiento es requerido. La cantidad mínima de servicios de enfriamiento es de 3.703×10^8 KJ/h. La red de intercambiadores de calor propuesta tiene un área total menor del 25% que la actual. Los resultados muestran que el proceso actual no excede las utilidades y que la eficiencia de la energía no puede ser mejorada. Sin

embargo, la solución de la red tiene menos área que la red actual. Esto demuestra que el programa puede ser usado para verificar si esta funcionando óptimamente la red existente y para desarrollar nuevos diseños.

Pollution Index Program:

El programa Pollution Index se utilizó para demostrar el análisis de prevención para la contaminación. Los índices de contaminación fueron calculados para el proceso y el resultado indicó que el gas que sale del absorbedor de ácido secundario es la principal fuente de contaminación del proceso. El quemador de azufre y los convertidores se identificaron como candidatos para modificación del proceso. El programa Pollution Index se puede usar para evaluar la eficiencia ambiental de la planta y ayudar en las decisiones para el mejoramiento del proceso.

De la aplicación de APAS se puede decir que este proceso tiene tecnología madura y sólo pequeñas mejoras fueron obtenidas, pero el resultado importante es demostrar la capacidad del sistema en un proceso actual.

De la comparación de las dos simulaciones se puede decir que los resultados obtenidos por ambas simulaciones son válidos y que depende del modelo del proceso, ya que en este decidimos que tan estricto deseamos nuestros balances de materia y energía. En la parte principal del proceso, los convertidores catalíticos, no hubo diferencia ya que ambas simulaciones obtuvieron una conversión de SO_2 del 98%.

12 CONCLUSIONES

Las principales conclusiones son las siguientes:

- El proceso de producción del ácido sulfúrico tiene tecnología madura y sólo pequeñas mejoras fueron obtenidas de la aplicación del APAS en éste proceso, pero el resultado más importante fue demostrar la capacidad del sistema en un proceso actual.
- La introducción del diagrama de flujo y los datos requeridos en cada componente del APAS es fácil, ya que el sistema tiene una fase interactiva que permite ir guiando al usuario. Además que el programa esta organizado de una manera muy ordenada en donde cada variable tiene un lugar asignado.
- Una vez que se familiariza con los: menús, íconos, ventanas y cuadros de diálogos del simulador es fácil cambiar datos para modificar el modelo del proceso y proponer mejoras.
- On-Line Optimization nos permite llevar a cabo diferentes operaciones por separado como la detección de errores y reconciliación de datos, la reconciliación de datos y la estimación de parámetros y la optimización económica así como también llevarlas a cabo al mismo tiempo. Esta característica nos permite realizar simulaciones dependiendo de las necesidades del ingeniero.
- Los resultados obtenidos de cada uno de los componentes del APAS son presentados en tablas y gráficas facilitando al usuario la localización de variables específicas así como la comprensión de los resultados obtenidos y la localización de mejoras dentro del proceso.

- Una gran ventaja del APAS es que permite importar y exportar juegos de datos de Excel hacia APAS y de APAS hacia Excel.
- Una característica novedosa del APAS es la integración de un módulo para la identificación de fuentes contaminantes dentro del proceso permitiendo llevar a cabo una evaluación del impacto ambiental del proceso.
- El APAS puede ser de gran ayuda para los ingenieros de procesos para realizar evaluaciones y análisis de plantas químicas o para el diseño de nuevas plantas. Permite llevar a cabo un análisis completo de un proceso para desarrollar diseños y modificaciones innovadoras y económicamente viables con el objetivo de la minimización de contaminantes y del desperdicio de energía incrementando la eficiencia y la rentabilidad de plantas químicas.

13 BIBLIOGRAFÍA

1. Chen, X., 1998, The Optimal Implementation of On-line Optimization for Chemical and Refinery Processes, Ph. D. Dissertation, Louisiana State University, Baton Rouge, LA.
2. Knopf, F. C., Pethe, Singh, Bhargava and Dhooper, 1989, THEN User's Manual.
3. Hilaly, A. K. and Sikdar, S. K., 1994, "Pollution Balance: A New Methodology for Minimizing Waste Production in Manufacturing Processes", *J. Air and Waste Manage. Assoc.*, Vol. 44, p. 1303-1308.
4. Cabezas, H., J. C. Bare and S. K. Mallick, 1997, "Pollution Prevention with Chemical Process Simulators: The Generalized Waste Reduction Algorithm", *Computers Chem. Engng.*, Vol. 21, Supp. p. S305-S310.
5. Heijungs, R. (Final Ed.); Guinee, J. B., Huppes, G., Lankreijer, R. M., Udo de Haes, H. A. And Wegener, S. A., 1992, Environmental Life Cycle Assessment of Products Guide - October 1992, Center of Environmental Science, Leiden.
6. Harris, J. L. and J. R. Norman, 1972, "Temperature-Dependent Kinetic Equation for Catalytic Oxidation of Sulfur Dioxide", *Ind. Eng. Chem. Process Des. Develop.*, Vol. 11, p. 564.
7. Hertwig, T., 1997, Private Communication.
8. Reid, R. C., Sherwood, T.K., 1996, "The properties of Gases and Liquids", Chap. 11, McGraw Hill, New York, N.Y.
9. Chen, N.H., 1959, *Ind. Eng. Chem.*, 51, 1494.
10. Hopper, Jack R., Saleh, Jamal M, Pike, Ralph, 2001, Design of multi-phase and catalytic chemical reactors: a simulation tool for pollution prevention, *Clean Prod Process*, 3, 92-103.
11. Hertwig, Thomas A., Xu, Aimin, Pike, Ralph W, Knopf, Carl F., Hopper, Jack R., and Ywas, Carl L., 2002, Integrated Chemical complex and Cogeneration Analysis System: Energy Consevation and Greenhouse Gas Management Solutions, Presentaton at the 2002 annual Metting, indianapolis, IN, November 3-8.

12. Hertwig, Thomas A., Nagy, A.B., Pike, Ralph W., Hopper, Jack R., and Ywas, Carl L., 2002, A prototype system for economic, environmental and sustainable optimization of chemical complex, *Clean Techn Environ Policy*, 3, 363-370.
13. Cabezas, H., J. C. Bare and S. K. Mallick, 1998, Pollution prevention with chemical process simulators: the generalized waste reduction (WAR) algorithm-full version, *Computers and Chemical Engineering*, 23, 623-634.
14. Young, Douglas M., Cabezas Heriberto, 1999, Designing sustainable process with simulation: the waste reduction (WAR) algorithm, *Computers and Chemical Engineering*, 23, 1477-1491.
15. Telang, Kedar, Knopf, Carl F. and Pike, Ralph W., 2001, The Heat Exchanger Network (THEN): User's Manual and Tutorial, Mineral Processing Research Institute, Louisiana State University, Baton Rouge, LA-70803.
16. Telang, Kedar and Pike, Ralph W., 2001, The Pollution Index Program: User's Manual and Tutorial, Mineral Processing Research Institute, Louisiana State University, Baton Rouge, LA-70803.
17. Telang, Kedar, Pike, Ralph W., Hopper, Jake R., Punuru, Janardhana R. And Yaws, Carl, L., 2001, Advanced Process Analysis System : User's Manual and tutorial for the Contact Process for Sulfuric Acid, Mineral Processing Research Institute, Louisiana State University, Baton Rouge, LA-70803.
18. Doering, F.J. y Gaddy, J.L. (1976). Optimization of the Sulfuric Acid Process with a Flowsheet Simulator. Department of Chemical Engineering, University of Missouri.

APÉNDICE A:

INTERFASE DE WINDOWS.

Una parte importante del Advanced Process Analysis System fue el desarrollo de una interfase gráfica para el usuario (Graphical User Interface, GUI). Era necesario tener un lenguaje de programación, que pudiera integrar todos los programas del Advanced Process Analysis System. Así como también intercambiar información entre estos programas sin la intervención del ingeniero de proceso.

Cuatro softwares fueron utilizados para el desarrollo de GUI. Y son Microsoft's Visual Basic, Borland's Delphi32, IBM's Visual Age y Powersoft's Powerbuilder.

Fue elegido Visual Basic como el lenguaje de desarrollo de la interfase porque se integra con Windows 95 y Windows NT, tiene un bajo costo y puede ligar aplicaciones sobre una red de área local. También, Visual Basic respalda Object Linking y Embedding technology en OLE2. Esta característica permite que los programas intercambien la información sin importar la localización física o lógica, el tipo o de formato de los datos.

Visual Basic 5.0 fue utilizado para desarrollar la interfase de Windows para Flowsim, On-Line Optimization; Chemical Reactor Analysis Program; THEN; y Pollution Index Program. La llave para el programa principal es la integración de estos programas para compartir todo tipo de datos tanto del proceso como económicos y ambientales. Almacenar los datos de la salida de todos estos programas en diversos archivos tenía muchas desventajas. El almacenamiento y la recuperación de datos sería ineficaz. Así como también, el intercambio de la información entre los programas requeriría datos de lectura de un número de archivos que reducen la velocidad.

Como resultado se necesitaba una base de datos para almacenar toda la información necesaria que se compartirá por los programas componentes. Una base de datos no sino una colección de la información en forma de tablas. La información en una tabla se relaciona con un tema o un propósito particular. Un número de formatos de la base de datos están en la industria. Se eligió Microsoft Access como el sistema de base de datos para el Advanced Process Analysis System.

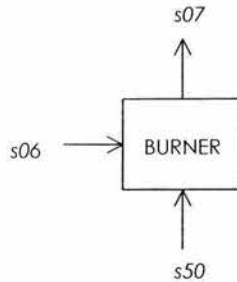
Una tabla en Microsoft Access consiste en filas y columnas, que se les denomina registros y campos respectivamente en la terminología de base de datos. Cada campo puede almacenar información de una clase en particular, ejemplo: una tabla 'Datos de la Corriente' puede tener un campo llamado 'Temperatura' en el cual almacena todas las temperaturas de la corriente. Otra tabla puede tener un campo llamado 'Precios' en el cual tiene los precios de todos los reactivos y productos. Cada registro es una entrada de datos, que llena todos los campos de una tabla. Así pues, la tabla de los datos de la corriente en el ejemplo antes dicho puede tener un registro para la corriente S1, que tiene valores para las temperaturas, presión, los índices de flujo etc. incorporados en los campos respectivos.

Microsoft Access es un sistema interactivo de base de datos que nos permite almacenar datos en tablas según el tema permitiéndonos localizar datos de manera muy eficiente. También, permite especificar relaciones entre varias tablas. Por lo tanto, es fácil reunir la información relacionada con los varios temas. Microsoft Access tiene total ventaja sobre el poder gráfico de Windows. También, es completamente compatible con Microsoft's Visual Basic y Excel, la cual es una ventaja significativa para esta aplicación.

APÉNDICE B:

BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA DE LAS UNIDADES DE PROCESO.

Quemador de Azufre.



Balance de Materia	
Global	$F_{06} - F_{07} + 0.01F_{50} = 0$ <p>donde: $F_{06} = F_{06}^{O_2} + F_{06}^{N_2}$,</p> $F_{07} = F_{07}^{O_2} + F_{07}^{N_2} + F_{07}^{SO_2} + F_{07}^{SO_3}$
Especies	$O_2 : F_{06}^{(O_2)} - F_{07}^{(O_2)} + 1.01F_{50} = 0$ $N_2 : F_{06}^{(N_2)} - F_{07}^{(N_2)} = 0$ $SO_2 : F_{06}^{(SO_2)} - F_{07}^{(SO_2)} + 0.98F_{50} = 0$ $SO_3 : F_{06}^{(SO_3)} - F_{07}^{(SO_3)} + 0.02F_{50} = 0$ $S : F_{50} - F_{07}^S - F_{07}^{SO_2} - F_{07}^{SO_3} = 0$ <p>donde: $F_{06}^{(SO_2)} = 0, F_{06}^{(SO_3)} = 0, F_{07}^S = 0$</p>
Balance de Energía	
Global	$F_{50}h^{(sulfor)} + \sum F_{06}^{(i)}h_{06}^{(i)} + F_{50}\Delta h_{rxn}^{SO_2} + 0.02F_{50}\Delta h_{rxn}^{SO_3} - \sum F_{07}^{(i)}h_{07}^{(i)} - Q_{loss} = 0$ <p>donde: $\Delta h_{rxn}^{SO_2} = h(T)^S + h(T)^{O_2} - h(T)^{SO_2}$,</p> $\Delta h_{rxn}^{SO_3} = 1.827 * (-24,097 - 0.26T + 1.69 * 10^{-3}T^2 + 1.5 * 10^5 / T), Btu / lbmol$
Función de entalpía	$h'_k(T) = R(a'_1T + \frac{1}{2}a'_2T^2 + \frac{1}{3}a'_3T^3 + \frac{1}{4}a'_4T^4 + \frac{1}{5}a'_5T^5 + b'_i + H'_{298}) MJ / kmol$ <p>$i = SO_2, SO_3, O_2, N_2, azufre(L); k = 06,07$</p>

Convertidor I.



Balance de Materia	
Global	$\frac{dF_l}{dL} = -\frac{1}{2} r_{SO_3} A$ $F_l = F_{l0}, a \ L = 0; \ F_l = F_{l1}, a \ L = l_l$ <p>donde: $r_{SO_3} = r^l_{SO_3} E_f \rho_B^l$; $F_l = \sum_i F_i^{(i)}$</p> $F_l = F_l^{SO_2} + F_l^{SO_3} + F_l^{O_2} + F_l^{N_2}$
Especies	$SO_3: \frac{dF_l^{(SO_3)}}{dL} = r_{SO_3} A$ $SO_2: \frac{dF_l^{(SO_2)}}{dL} = -r_{SO_3} A$ $O_2: \frac{dF_l^{(O_2)}}{dL} = -r_{SO_3} A$ $N_2: F_{l1}^{(N_2)} - F_{l0}^{(N_2)} = 0$ <p>C.F.: $F_l^{(i)} = F_{l0}^{(i)}, a \ L = 0$</p> $F_l^{(i)} = F_{l1}^{(i)}, a \ L = l_l$ <p>donde: $i = SO_3, SO_2, O_2$</p>
Balance de Energía	
Global	$\frac{dH_l}{dL} = r_{SO_3} \Delta h_{rxn}^{SO_3} A$ $H_l = H_{l0}, a \ L = 0; \ H_l = H_{l1}, a \ L = l_l$ <p>donde: $H_l = \sum F_i^{(i)} h_i^{(i)}$</p>
Función de entalpía	$h_i'(T) = R(a_1'T + \frac{1}{2} a_2'T^2 + \frac{1}{3} a_3'T^3 + \frac{1}{4} a_4'T^4 + \frac{1}{5} a_5'T^5 + b_1' + H_{298}') MJ / kmol$ <p>$i = SO_2, SO_3, O_2, N_2$</p>

Convertidor II.



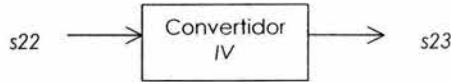
Balance de Materia	
Global	$\frac{dF_{II}}{dL} = -\frac{1}{2} r_{SO_3} A$ $F_{II} = F_{12}, a \quad L = 0; \quad F_{II} = F_{13}, a \quad L = l_{II}$ <p>donde: $r_{SO_3} = r''_{SO_2} E_f \rho_B''$; $F_{II} = \sum_i F_{II}^{(i)}$</p> $F_{II} = F_{II}^{SO_2} + F_{II}^{SO_3} + F_{II}^{O_2} + F_{II}^{N_2}$
Especies	$SO_3: \frac{dF_{II}^{(SO_3)}}{dL} = r_{SO_3} A$ $SO_2: \frac{dF_{II}^{(SO_2)}}{dL} = -r_{SO_3} A$ $O_2: \frac{dF_{II}^{(O_2)}}{dL} = -r_{SO_3} A$ $N_2: F_{13}^{(N_2)} - F_{12}^{(N_2)} = 0$ <p>C.F.: $F_{II}^{(i)} = F_{12}^{(i)}, a \quad L = 0$</p> $F_{II}^{(i)} = F_{13}^{(i)}, a \quad L = l_{II}$ <p>donde: $i = SO_3, SO_2, O_2$</p>
Balance de Energía	
Global	$\frac{dH_{II}}{dL} = r_{SO_3} \Delta h_{rxn}^{SO_3} A$ $H_{II} = H_{12}, a \quad L = 0; \quad H_{II} = H_{13}, a \quad L = l_{II}$ <p>donde: $H_{II} = \sum F_{II}^{(i)} h_{II}^{(i)}$</p>
Función de entalpia	$h'_{II}(T) = R(a'_1 T + \frac{1}{2} a'_2 T^2 + \frac{1}{3} a'_3 T^3 + \frac{1}{4} a'_4 T^4 + \frac{1}{5} a'_5 T^5 + b'_1 + H'_{298}) MJ / kmol$ <p>$i = SO_2, SO_3, O_2, N_2$</p>

Convertidor III.



Balance de Materia	
Global	$\frac{dF_{III}}{dL} = -\frac{1}{2} r_{SO_3} A$ $F_{III} = F_{20}, a \quad L = 0; \quad F_{III} = F_{21}, a \quad L = l_{III}$ <p>donde: $r_{SO_3} = r_{SO_3}^{III} E_f \rho_B^{III}; F_{III} = \sum_i F_{III}^{(i)}$</p> $F_{III} = F_{III}^{SO_3} + F_{III}^{SO_2} + F_{III}^{O_2} + F_{III}^{N_2}$
Especies	$SO_3: \frac{dF_{III}^{(SO_3)}}{dL} = r_{SO_3} A$ $SO_2: \frac{dF_{III}^{(SO_2)}}{dL} = -r_{SO_3} A$ $O_2: \frac{dF_{III}^{(O_2)}}{dL} = -r_{SO_3} A$ $N_2: F_{21}^{(N_2)} - F_{20}^{(N_2)} = 0$ <p>C.F.: $F_{III}^{(i)} = F_{20}^{(i)}, a \quad L = 0$</p> $F_{III}^{(i)} = F_{21}^{(i)}, a \quad L = l_{III}$ <p>donde: $i = SO_3, SO_2, O_2$</p>
Balance de Energía	
Global	$\frac{dH_{III}}{dL} = r_{SO_3} \Delta h_{r_{III}}^{SO_3} A$ $H_{III} = H_{20}, a \quad L = 0; \quad H_{III} = H_{21}, a \quad L = l_{III}$ <p>donde: $H_{III} = \sum F_{III}^{(i)} h_{III}^{(i)}$</p>
Función de entalpía	$h'_{III}(T) = R(a_1' T + \frac{1}{2} a_2' T^2 + \frac{1}{3} a_3' T^3 + \frac{1}{4} a_4' T^4 + \frac{1}{5} a_5' T^5 + b_1' + H'_{298}) MJ / kmol$ <p>$i = SO_2, SO_3, O_2, N_2$</p>

Convertidor IV.



Balance de Materia	
Global	$\frac{dF_{IV}}{dL} = -\frac{1}{2} r_{SO_3} A$ $F_{IV} = F22, a \ L = 0; \ F_{IV} = F23, a \ L = l_{IV}$ $\text{donde: } r_{SO_3} = r^{IV}_{SO_2} E_f^{IV} \rho_b^{IV}; \ F_{IV} = \sum_i F_{IV}^{(i)}$ $F_{IV} = F_{IV}^{SO_2} + F_{IV}^{SO_3} + F_{IV}^{O_2} + F_{IV}^{N_2}$
Especies	$SO_3: \frac{dF_{IV}^{(SO_3)}}{dL} = r_{SO_3} A$ $SO_2: \frac{dF_{IV}^{(SO_2)}}{dL} = -r_{SO_3} A$ $O_2: \frac{dF_{IV}^{(O_2)}}{dL} = -r_{SO_3} A$ $N_2: F_{23}^{(N_2)} - F_{22}^{(N_2)} = 0$ $C.F.: F_{IV}^{(i)} = F22^{(i)}, a \ L = 0$ $F_{IV}^{(i)} = F23^{(i)}, a \ L = l_{IV}$ $\text{donde: } i = SO_3, SO_2, O_2$
Balance de Energía	
Global	$\frac{dH_{IV}}{dL} = r_{SO_3} \Delta h_{rm}^{SO_3} A$ $H_{IV} = H22, a \ L = 0; \ H_{IV} = H23, a \ L = l_{IV}$ $\text{donde: } H_{IV} = \sum_i F_{IV}^{(i)} h_{IV}^{(i)}$
Función de entalpía	$h'_{IV}(T) = R(a_1 T + \frac{1}{2} a_2 T^2 + \frac{1}{3} a_3 T^3 + \frac{1}{4} a_4 T^4 + \frac{1}{5} a_5 T^5 + b'_1 + H'_{298}) \text{ MJ / kmol}$ $i = SO_2, SO_3, O_2, N_2$

Interenfriador.



Balance de Materia	
Global	$(F_{15}^{(SO_3)} + F_{15}^{(SO_2)} + F_{15}^{(O_2)} + F_{15}^{(N_2)}) - (F_{14}^{(SO_3)} + F_{14}^{(SO_2)} + F_{14}^{(O_2)} + F_{14}^{(N_2)}) = 0$ $(F_{19}^{(SO_3)} + F_{19}^{(SO_2)} + F_{19}^{(O_2)} + F_{19}^{(N_2)}) - (F_{16}^{(SO_3)} + F_{16}^{(SO_2)} + F_{16}^{(O_2)} + F_{16}^{(N_2)}) = 0$
Especies	$O_2 : F_{15}^{(O_2)} - F_{14}^{(O_2)} = 0, F_{19}^{(O_2)} - F_{16}^{(O_2)} = 0$ $N_2 : F_{15}^{(N_2)} - F_{14}^{(N_2)} = 0, F_{19}^{(N_2)} - F_{16}^{(N_2)} = 0$ $SO_2 : F_{15}^{(SO_2)} - F_{14}^{(SO_2)} = 0, F_{19}^{(SO_2)} - F_{16}^{(SO_2)} = 0$ $SO_3 : F_{15}^{(SO_3)} - F_{14}^{(SO_3)} = 0, F_{19}^{(SO_3)} - F_{16}^{(SO_3)} = 0$
Balance de Energía	
Global	$\left(\sum_i F_{15}^{(i)} h_{15}^{(i)} - \sum_i F_{14}^{(i)} h_{14}^{(i)} \right) - \left(\sum_i F_{16}^{(i)} h_{16}^{(i)} - \sum_i F_{19}^{(i)} h_{19}^{(i)} \right) + H_{lmss} = 0$ <p>donde :</p> $h'_k(T) = R(a'_1 T + \frac{1}{2} a'_2 T^2 + \frac{1}{3} a'_3 T^3 + \frac{1}{4} a'_4 T^4 + \frac{1}{5} a'_5 T^5 + b'_1 + H'_{298})$ $i = SO_2, SO_3, O_2, N_2; k = 13, 14, 19, 20$
Transferencia de Calor	$\left(\sum_i F_{19}^{(i)} h_{19}^{(i)} - \sum_i F_{16}^{(i)} h_{16}^{(i)} \right) - (U_{cx65} A_{cx65} T_{lm}) = 0$

Intercalentador.



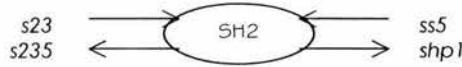
Balance de Materia	
Global	$(F_{14}^{(SO_3)} + F_{14}^{(SO_2)} + F_{14}^{(O_2)} + F_{14}^{(N_2)}) - (F_{13}^{(SO_3)} + F_{13}^{(SO_2)} + F_{13}^{(O_2)} + F_{13}^{(N_2)}) = 0$ $(F_{20}^{(SO_3)} + F_{20}^{(SO_2)} + F_{20}^{(O_2)} + F_{20}^{(N_2)}) - (F_{19}^{(SO_3)} + F_{19}^{(SO_2)} + F_{19}^{(O_2)} + F_{19}^{(N_2)}) = 0$
Especies	$O_2 : F_{14}^{(O_2)} - F_{13}^{(O_2)} = 0, \quad F_{20}^{(O_2)} - F_{19}^{(O_2)} = 0$ $N_2 : F_{14}^{(N_2)} - F_{13}^{(N_2)} = 0, \quad F_{20}^{(N_2)} - F_{19}^{(N_2)} = 0$ $SO_2 : F_{14}^{(SO_2)} - F_{13}^{(SO_2)} = 0, \quad F_{20}^{(SO_2)} - F_{19}^{(SO_2)} = 0$ $SO_3 : F_{14}^{(SO_3)} - F_{13}^{(SO_3)} = 0, \quad F_{20}^{(SO_3)} - F_{19}^{(SO_3)} = 0$
Balance de Energía	
Global	$\left(\sum_i F_{14}^{(i)} h_{14}^{(i)} - \sum_i F_{13}^{(i)} h_{13}^{(i)} \right) - \left(\sum_i F_{19}^{(i)} h_{19}^{(i)} - \sum_i F_{20}^{(i)} h_{20}^{(i)} \right) + H_{\text{loss}} = 0$ <p>donde :</p> $h'_{i,k}(T) = R(a'_1 T + \frac{1}{2} a'_2 T^2 + \frac{1}{3} a'_3 T^3 + \frac{1}{4} a'_4 T^4 + \frac{1}{5} a'_5 T^5 + b'_1 + H'_{298})$ $i = SO_2, SO_3, O_2, N_2; k = 13, 14, 19, 20$
Transferencia de Calor	$\left(\sum_i F_{19}^{(i)} h_{19}^{(i)} - \sum_i F_{16}^{(i)} h_{16}^{(i)} \right) - (U_{\text{ex66}} A_{\text{ex66}} T_{\text{lm}}) = 0$

Sobrecalentador 1.



Balance de Materia	
Global	$(F_{21}^{(SO_2)} + F_{21}^{(SO_3)} + F_{21}^{(O_2)} + F_{21}^{(N_2)}) - (F_{22}^{(SO_2)} + F_{22}^{(SO_3)} + F_{22}^{(O_2)} + F_{22}^{(N_2)}) = 0$ $F_{shp1} - F_{ss4} = 0$
Especies	$O_2 : F_{21}^{(O_2)} - F_{22}^{(O_2)} = 0,$ $N_2 : F_{21}^{(N_2)} - F_{22}^{(N_2)} = 0,$ $SO_2 : F_{21}^{(SO_2)} - F_{22}^{(SO_2)} = 0,$ $SO_3 : F_{21}^{(SO_3)} - F_{22}^{(SO_3)} = 0,$
Balance de Energía	
Global	$\left(\sum_i F_{22}^{(i)} h_{22}^{(i)} - \sum_i F_{21}^{(i)} h_{21}^{(i)} \right) - (F_{ss4} h_{ss4} - F_{shp1} h_{shp1}) + H_{loss} = 0$ <p>donde :</p> $h'_k(T) = R(a_1 T + \frac{1}{2} a_2 T^2 + \frac{1}{3} a_3 T^3 + \frac{1}{4} a_4 T^4 + \frac{1}{5} a_5 T^5 + b_1' + H_{298}^i)$ $i = SO_2, SO_3, O_2, N_2; k = 21, 22$ $h_{ss4} = h_{ss2}$ $h_{shp1} = 5.32661T + 0.2839015P + 7.352389 * 10^{-3} T^2 + 3.581547 * 10^{-6} T^{-3} + 7.289244 * 10^{-5} P^2 + 4.5954065 * 10^{-4} TP, BTU / lb$
Transferencia de Calor	$\left(\sum_i F_{21}^{(i)} h_{21}^{(i)} - \sum_i F_{22}^{(i)} h_{22}^{(i)} \right) - H_{loss} - (U_{sh1} A_{sh1} T_{lm}) = 0$

Sobrecalentador 2.



Balance de Materia	
Global	$(F_{23}^{(SO_2)} + F_{23}^{(SO_3)} + F_{23}^{(O_2)} + F_{23}^{(N_2)}) - (F_{235}^{(SO_2)} + F_{235}^{(SO_3)} + F_{235}^{(O_2)} + F_{235}^{(N_2)}) = 0$ $F_{shp2} - F_{ss5} = 0$
Especies	$O_2 : F_{23}^{(O_2)} - F_{235}^{(O_2)} = 0,$ $N_2 : F_{23}^{(N_2)} - F_{235}^{(N_2)} = 0,$ $SO_2 : F_{23}^{(SO_2)} - F_{235}^{(SO_2)} = 0,$ $SO_3 : F_{23}^{(SO_3)} - F_{235}^{(SO_3)} = 0,$
Balance de Energía	
Global	$\left(\sum_i F_{235}^{(i)} h_{235}^{(i)} - \sum_i F_{23}^{(i)} h_{23}^{(i)} \right) - (F_{ss5} h_{ss5} - F_{shp2} h_{shp2}) + H_{loss} = 0$ <p>donde:</p> $h_k^i(T) = R(a_1' T + \frac{1}{2} a_2' T^2 + \frac{1}{3} a_3' T^3 + \frac{1}{4} a_4' T^4 + \frac{1}{5} a_5' T^5 + b_1' + H_{298}')$ $i = SO_2, SO_3, O_2, N_2; k = 23, 235$ $h_{ss5} = h_{ss2}$ $h_{shp1} = 5.32661T + 0.2839015P + 7.352389 * 10^{-3} T^2 + 3.581547 * 10^{-6} T^{-3} + 7.289244 * 10^{-5} P^2 + 4.5954065 * 10^{-4} TP, BTU / lb$
Transferencia de Calor	$\left(\sum_i F_{23}^{(i)} h_{23}^{(i)} - \sum_i F_{235}^{(i)} h_{235}^{(i)} \right) - H_{loss} - (U_{sh2} A_{sh2} T_{lm}) = 0$

Recuperador de Calor.



Balance de Materia	
Global	$(F_{09}^{(SO_3)} + F_{09}^{(SO_2)} + F_{09}^{(O_2)} + F_{09}^{(N_2)}) - (F_{08}^{(SO_3)} + F_{08}^{(SO_2)} + F_{08}^{(O_2)} + F_{08}^{(N_2)}) = 0$ $F_{sw1a} - F_{ss1a} = 0$
Especies	$O_2 : F_{08}^{(O_2)} - F_{09}^{(O_2)} = 0,$ $N_2 : F_{08}^{(N_2)} - F_{09}^{(N_2)} = 0,$ $SO_2 : F_{08}^{(SO_2)} - F_{09}^{(SO_2)} = 0,$ $SO_3 : F_{08}^{(SO_3)} - F_{09}^{(SO_3)} = 0,$
Balance de Energía	
Global	$\left(\sum_i F_{09}^{(i)} h_{09}^{(i)} - \sum_i F_{08}^{(i)} h_{08}^{(i)} \right) - (F_{sw1a} h_{sw1a} - F_{ss1a} h_{ss1a}) + H_{loss} = 0$ <p>donde :</p> $h'_k(T) = R(a_1 T + \frac{1}{2} a_2 T^2 + \frac{1}{3} a_3 T^3 + \frac{1}{4} a_4 T^4 + \frac{1}{5} a_5 T^5 + b_1 + H_{298}^i)$ <p>$i = SO_2, SO_3, O_2, N_2; k = 08, 09$</p> $h_{sw1a} = h_{sw1}$ $h_{ss1a} = bdf\text{frac} - (1.08061707T + 5.63134 * 10^{-4} T^2 + 8.34491 * 10^{-7} T^3 + \frac{1.14266 * 10^4}{T} + \frac{1.01824 * 10^6}{T^2}) + (1 - bdf\text{frac}) * (5.32661T + 0.2839015P + 7.352389 * 10^{-3} T^2 + 3.581547 * 10^{-6} T^3 + 7.289244 * 10^{-5} P^2 + 4.595405 * 10^{-4} TP), BTU / lb,$ $bdf\text{frac} = 0.1$
Transferencia de Calor	$\left(\sum_i F_{08}^{(i)} h_{08}^{(i)} - \sum_i F_{09}^{(i)} h_{09}^{(i)} \right) - H_{loss} - (U_{wboiler} A_{wboiler} T_{lm}) = 0$

Calentador a Fuego Directo.



Balance de Materia	
Global	$(F_{12}^{(SO_2)} + F_{12}^{(NO_2)} + F_{12}^{(O_2)} + F_{12}^{(N_2)}) - (F_{11}^{(SO_2)} + F_{11}^{(NO_2)} + F_{11}^{(O_2)} + F_{11}^{(N_2)}) = 0$ $F_{sw1b} - F_{ss1b} = 0$
Especies	$O_2 : F_{11}^{(O_2)} - F_{12}^{(O_2)} = 0,$ $N_2 : F_{11}^{(N_2)} - F_{12}^{(N_2)} = 0,$ $SO_2 : F_{11}^{(SO_2)} - F_{12}^{(SO_2)} = 0,$ $SO_3 : F_{11}^{(SO_3)} - F_{12}^{(SO_3)} = 0,$
Balance de Energía	
Global	$\left(\sum_i F_{12}^{(i)} h_{12}^{(i)} - \sum_i F_{11}^{(i)} h_{11}^{(i)} \right) - (F_{sw1b} h_{sw1b} - F_{ss1b} h_{ss1b}) + H_{loss} = 0$ <p>donde :</p> $h'_k(T) = R(a'_1 T + \frac{1}{2} a'_2 T^2 + \frac{1}{3} a'_3 T^3 + \frac{1}{4} a'_4 T^4 + \frac{1}{5} a'_5 T^5 + b'_1 + H'_{298})$ $i = SO_2, SO_3, O_2, N_2; k = 11, 12$ $h_{sw1b} = h_{sw1}$ $h_{ss1b} = bdffrac * (1.08061707T + 5.63134 * 10^{-4} T^2 + 8.34491 * 10^{-7} T^3 + \frac{1.14266 * 10^4}{T} + \frac{1.01824 * 10^6}{T^2}) + (1 - bdffrac) * (5.32661T + 0.2839015P + 7.352389 * 10^{-3} T^2 + 3.581547 * 10^{-6} T^3 + 7.289244 * 10^{-5} P^2 + 4.595405 * 10^{-4} TP), BTU / lb,$ $bdffrac = 0.1$
Transferencia de Calor	$\left(\sum_i F_{11}^{(i)} h_{11}^{(i)} - \sum_i F_{12}^{(i)} h_{12}^{(i)} \right) - H_{loss} - (U_{boiler} A_{boiler} T_{lm}) = 0$

Economizador.



Balance de Materia	
Global	$(F_{235}^{(SO_2)} + F_{235}^{(SO_3)} + F_{235}^{(O_2)} + F_{235}^{(N_2)}) - (F_{24}^{(SO_2)} + F_{24}^{(SO_3)} + F_{24}^{(O_2)} + F_{24}^{(N_2)}) = 0$ $F_{sbfw} - F_{sw1} = 0$
Especies	$O_2 : F_{235}^{(O_2)} - F_{24}^{(O_2)} = 0,$ $N_2 : F_{235}^{(N_2)} - F_{24}^{(N_2)} = 0,$ $SO_2 : F_{235}^{(SO_2)} - F_{24}^{(SO_2)} = 0,$ $SO_3 : F_{235}^{(SO_3)} - F_{24}^{(SO_3)} = 0,$
Balance de Energía	
Global	$\left(\sum_i F_{24}^{(i)} h_{24}^{(i)} - \sum_i F_{235}^{(i)} h_{235}^{(i)} \right) - (F_{sbfw} h_{sbfw} - F_{sw1} h_{sw1}) + H_{loss} = 0$ <p>donde :</p> $h'_k(T) = R(a'_1 T + \frac{1}{2} a'_2 T^2 + \frac{1}{3} a'_3 T^3 + \frac{1}{4} a'_4 T^4 + \frac{1}{5} a'_5 T^5 + b'_1 + H'_{298})$ $i = SO_2, SO_3, O_2, N_2; k = 235, 24$ $h_n = 1.0861707T + 5.63134 * 10^{-4} T^2 + 8.34491 * 10^{-7} T^3 + \frac{1.14266 * 10^4}{T}$ $+ \frac{1.01824 * 10^6}{T^2}, BTU / lb$ $n = sbfw, sw1$
Transferencia de Calor	$\left(\sum_i F_{235}^{(i)} h_{235}^{(i)} - \sum_i F_{24}^{(i)} h_{24}^{(i)} \right) - H_{loss} - (U_{con} A_{con} T_{lm}) = 0$

Absorbedor de Ácido Primario y Secundario.



Balance de Materia para el Absorbedor de Ácido Primario	
Global	$F_{15} - F_{15}^{(SO_3)} = F_{16}$
Especies	$O_2 : F_{16}^{(O_2)} - F_{15}^{(O_2)} = 0$ $N_2 : F_{16}^{(N_2)} - F_{15}^{(N_2)} = 0$ $SO_2 : F_{16}^{(SO_2)} - F_{15}^{(SO_2)} = 0$ $SO_3 : F_{16}^{(SO_3)} = 0$
Balance de Materia para el Absorbedor de Ácido Secundario	
Global	$F_{24} - F_{24}^{(SO_3)} = F_{16}$
Especies	$O_2 : F_{25}^{(O_2)} - F_{24}^{(O_2)} = 0$ $N_2 : F_{25}^{(N_2)} - F_{24}^{(N_2)} = 0$ $SO_2 : F_{25}^{(SO_2)} - F_{24}^{(SO_2)} = 0$ $SO_3 : F_{25}^{(SO_3)} = 0$
Stack Gas	$F_{25} C_{O_2} = F_{25}^{(O_2)}$ $F_{25} C_{SO_2} = F_{25}^{(SO_2)}$

Divisor después del Quemador de Azufre.



Balance de Materia	
Global	$(F_{07}^{SO_3} + F_{07}^{SO_2} + F_{07}^{O_2} + F_{07}^{N_2}) = (F_{08}^{SO_3} + F_{08}^{SO_2} + F_{08}^{O_2} + F_{08}^{N_2})$ $+ (F_{08a}^{SO_3} + F_{08a}^{SO_2} + F_{08a}^{O_2} + F_{08a}^{N_2})$
Especies	$O_2 : F_{07}^{(O_2)} - F_{08}^{(O_2)} - F_{08a}^{O_2} = 0$ $N_2 : F_{07}^{(N_2)} - F_{08}^{(N_2)} - F_{08a}^{(N_2)} = 0$ $SO_2 : F_{07}^{(SO_2)} - F_{08}^{(SO_2)} - F_{08a}^{(SO_2)} = 0$ $SO_3 : F_{07}^{(SO_3)} - F_{08}^{(SO_3)} - F_{08a}^{(SO_3)} = 0$
Balance de Energía	
Global	$\sum_i F_{07}^{(i)} h_{07}^{(i)} - \sum_i F_{08}^{(i)} h_{08}^{(i)} - \sum_i F_{08a}^{(i)} h_{08a}^{(i)} = 0$ <p>donde</p> $h'_k(T) = R(a'_1 T + \frac{1}{2} a'_2 T^2 + \frac{1}{3} a'_3 T^3 + \frac{1}{4} a'_4 T^4 + \frac{1}{5} a'_5 T^5 + b'_1 + H'_{298}) \text{ MJ / kmol}$ $i = SO_2, SO_3, O_2, N_2; k = 07, 08, 08a$

Mezclador después del Recuperador de Calor.



Balance de Materia	
Global	$(F_{10}^{SO_2} + F_{10}^{SO_3} + F_{10}^{O_2} + F_{10}^{N_2}) = (F_{08a}^{SO_2} + F_{08a}^{SO_3} + F_{08a}^{O_2} + F_{08a}^{N_2})$ $+ (F_{09}^{SO_2} + F_{09}^{SO_3} + F_{09}^{O_2} + F_{09}^{N_2})$
Especies	$O_2 : F_{10}^{(O_2)} - F_{08a}^{(O_2)} - F_{09}^{(O_2)} = 0$ $N_2 : F_{10}^{(N_2)} - F_{08a}^{(N_2)} - F_{09}^{(N_2)} = 0$ $SO_2 : F_{10}^{(SO_2)} - F_{08a}^{(SO_2)} - F_{09}^{(SO_2)} = 0$ $SO_3 : F_{10}^{(SO_3)} - F_{08a}^{(SO_3)} - F_{09}^{(SO_3)} = 0$
Balance de Energía	
Global	$\sum_i F_{10}^{(i)} h_{10}^{(i)} - \sum_i F_{09}^{(i)} h_{09}^{(i)} - \sum_i F_{08a}^{(i)} h_{08a}^{(i)} = 0$ <p>donde</p> $h'_k(T) = R(a'_1 T + \frac{1}{2} a'_2 T^2 + \frac{1}{3} a'_3 T^3 + \frac{1}{4} a'_4 T^4 + \frac{1}{5} a'_5 T^5 + b'_1 + H'_{298}) MJ / kmol$ $i = SO_2, SO_3, O_2, N_2; k = 08a, 09, 10$

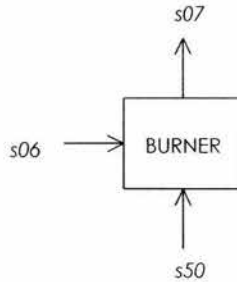
Mezclador de Vapor después del Tanque de Vapor.



Balance de Materia	
Global	$F_{ss1}^{(H_2O)} = F_{ss1a}^{(H_2O)} + F_{ss1b}^{(H_2O)}$
Balance de Energía	
Global	$F_{ss1} h_{ss1} - F_{ss1a} h_{ss1a} - F_{ss1b} h_{ss1b} = 0$ <p>donde</p> $h_n = bdfrac * (1.08061707T + 5.63134 * 10^{-4} T^2 + 8.34491 * 10^{-7} T^3$ $\frac{1.14266 * 10^4}{T} + \frac{1.01824 * 10^6}{T^2}) + (1 - bdfrac) * (5.32661T + 0.2839015P$ $+ 7.352389 * 10^{-3} T^2 + 3.581547 * 10^{-6} T^3 + 7.289244 * 10^{-5} P^2$ $+ 4.595405 * 10^{-4} TP), BTU / lb,$ <p>$n = ss1, ss1a, ss1b$</p> <p>$bdfrac = 0.1$</p>

APÉNDICE C: DATOS DE LAS UNIDADES Y CORRIENTES DEL PROCESO.

BURNER



Restricciones de igualdad

$HrSO_3 = e = -Factor1 * 1.827 * (-24097 - 0.26 * T07 + 1.69e-3 * T07^{**}2 + 1.5e5 / T07)$
$f07O_2 = e = f06O_2 - f50 * 1.01$
$f07N_2 = e = f06N_2$
$f07SO_2 = e = 0.98 * f50$
$H07 - H06 - H50 - f50 * (HrSO_2 + 0.02 * HrSO_3) + frnloss = E = 0$
$f07SO_3 = e = 0.02 * f50$

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
hrso2	calor de reacción	314.845	200	500		MJ/kmol
hrso3	calor de reacción	89.468	30	150		MJ/kmol

ENTRADAS

Corriente S06:

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Dev. Std.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T06	temperatura	359.817	2.9	359.817	355	364		K
F06	flujo total	1.741	0.1	1.741	1.7	2.4		Kmol/s

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f6n2	flujo molar	1.4	1.2	2.4		Kmol/s
f6o2	flujo molar	0.35	0.06	0.6		Kmol/s
h06	entalpía	2.261	0.01			MJ/s

Corriente S50:

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Dev. Std.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f50	flujo total	0.245	0.025	0.245	0.22	0.26		Kmol/s

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
h50	entalpía	1.6	0.01			MJ/s

SALIDAS

Corriente S07:

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T07	Temperatura	1321.483	3.2	1321.483	1315	1325		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f07n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f07o2	Flujo molar	0.103	0.0001	0.6	0.01	kmol/s
f07so2	Flujo molar	0.25	0.01	0.3		kmol/s
f07so2	Flujo molar	0.0049	0.0024	0.0072	0.001	kmol/s
h07	entalpía	59.312	0.01			MJ/s
F07	Flujo total	1.74	1.2	2.4		Kmol/s

CBOILER



Restricciones de igualdad

$CLRdT = e = (T11 + T12) / 2 - ((Tsw1b - 32) / 1.8 + 273.15 + (Tss1b - 32) / 1.8 + 273.15) / 2$
$(H11 - H12) - CLRArea * CLRU * CLRdT = e = 0$
$Hss1b + H12 + CLRloss - (Hsw1b + H11) = e = 0$
$f11SO3 = e = f12SO3$
$f11O2 = e = f12O2$
$fsw1b = e = fss1b$
$f11N2 = e = f12N2$
$f11SO2 = e = f12SO2$

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
clrdt	Temperatura diferencial	307.3	10	1000		

Parámetros de la planta

Nombre	Descripción	Punto inicial	Unidades
clrU	Coefficiente de transferencia de calor	0.239	10-e MJ/s*K*sqft

ENTRADAS

Corriente S11:

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T11	Temperatura	893.706	3.5	893.706	890	9.15		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f11n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f11o2	Flujo molar	0.14	0.001	0.4		kmol/s
f11so2	Flujo molar	0.0647	0.01	1		kmol/s

f11so3	Flujo molar	0.11	0.02	0.18		kmol/s
h11	Entalpía	47.484	0.01			MJ/s
F11	Flujo total	1.7	1.1	2.5		kmol/s

Corriente SW1B:

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Tsw1b	Temperatura	340	100	700		F
hsw1b	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Fsw1b	Flujo total	0.8	0.1			Kmol/s

SALIDAS

Corriente SS1B

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Pss1b	Presión	695	600	900		psia
Tss1b	Temperatura	450	100	700		F
hss1b	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Fss1b	Flujo total	0.8	0.1			Kmol/s

Corriente S12:

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T12	Temperatura	689.261	2.7	689.261	685	715		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f12n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f12o2	Flujo molar	0.14	0.01	0.22		kmol/s
f12so2	Flujo molar	0.0647	0.01	1		kmol/s
f12so3	Flujo molar	0.11	0.02	0.18		kmol/s
h12	Entalpía	33.92	0.01			MJ/s
F12	Flujo total	1.7	1.1	2.5		kmol/s

COLDIP



Restricciones de igualdad

$f15so3=e=f14so3$
$Ex65DT =e= (T14-T16 + T15-T19)/2.0$
$H15+H19-H14-H16 + ex65loss =E= 0$
$f19so2=e=f16so2$
$f19n2 =e=f16n2$
$H14- H15 -ex65area*ex65U*ex65dt =e=0$
$f15so2=e=f14so2$
$f15n2=e=f14n2$
$f15o2=e=f14o2$
$f19o2=e=f16o2$

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
ex65dt	Temperatura diferencial	100	10			K

Parámetros de la planta

Nombre	Descripción	Punto inicial	Unidades
ex65U	Coefficiente de transferencia de calor	0.25744	10-e MJ/s*K*sqft

ENTRADAS

Corriente S14

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f14n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f14o2	Flujo molar	0.118	0.01	0.2		kmol/s
f14so2	Flujo molar	0.0262	0.005	1		kmol/s
f14so3	Flujo molar	0.151	0.05	0.5		kmol/s
h14	Entalpía	30	0.01			MJ/s
F14	Flujo total	1.68	1	3		kmol/s

Corriente S16

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T16	Temperatura	349.817	3	349.817	345	355		k

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f162	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f162	Flujo molar	0.118	0.01	0.2		kmol/s
f16o2	Flujo molar	0.0262	0.005	1		kmol/s
F16	Flujo total	1.53	1	3		kmol/s
h16	Entalpía	15	0.01			MJ/s

SALIDAS

Corriente S15

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T15	Temperatura	501.483	3	501.483	495	505		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f15n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f15o2	Flujo molar	0.118	0.01	0.2		kmol/s
f15so2	Flujo molar	0.0262	0.005	1		kmol/s
f15so3	Flujo molar	0.151	0.05	0.5		
F15	Flujo molar	1.68	1	3		kmol/s
h15	Entalpía	20	0.01			MJ/s

Corriente S19

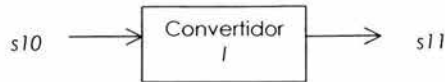
Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Limite inferior	Limite superior	Factor	Unidades
T19	Temperatura	549.261	2.6	549.261	545	555		k

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f19n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f19o2	Flujo molar	0.118	0.01	0.2		kmol/s
f19so2	Flujo molar	0.0262	0.005	1		kmol/s
F19	Flujo total	1.53	1	3		kmol/s
h19	Entalpía	20	0.01			MJ/s

CONVERTERI



Restricciones de igualdad

$ffi2 = e = ffi1 + .5 * (fiSO22 - fiSO21)$
$fiO21 = e = f10O2$
$Ftrin22 = e = 1.058 * Trin22^{.645} - .261 / ((1.9 * Trin22)^{.9 * \log_{10}(1.9 * Trin22)})$
$Ftrin23 = e = 1.058 * Trin23^{.645} - .261 / ((1.9 * Trin23)^{.9 * \log_{10}(1.9 * Trin23)})$
$Ftrin24 = e = 1.058 * Trin24^{.645} - .261 / ((1.9 * Trin24)^{.9 * \log_{10}(1.9 * Trin24)})$
$Ftrin25 = e = 1.058 * Trin25^{.645} - .261 / ((1.9 * Trin25)^{.9 * \log_{10}(1.9 * Trin25)})$
$FtriSO22 = e = 1.058 * TriSO22^{.645} - .261 / ((1.9 * TriSO22)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriSO22)})$
$FtriO25 = e = 1.058 * TriO25^{.645} - .261 / ((1.9 * TriO25)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriO25)})$
$FtriSO23 = e = 1.058 * TriSO23^{.645} - .261 / ((1.9 * TriSO23)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriSO23)})$
$FtriSO25 = e = 1.058 * TriSO25^{.645} - .261 / ((1.9 * TriSO25)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriSO25)})$
$fiSO21 = e = f10SO2$
$fiSO25 = e = fiSO24 + h1 * ffiSO24$
$fiSO24 = e = fiSO23 + h1 * ffiSO23$
$FtriSO31 = e = 1.058 * TriSO31^{.645} - .261 / ((1.9 * TriSO31)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriSO31)})$
$FtriSO21 = e = 1.058 * TriSO21^{.645} - .261 / ((1.9 * TriSO21)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriSO21)})$
$TriSO33 = e = Tgasi3 / ct_SO3$
$TriSO22 = e = Tgasi2 / ct_SO2$
$ffi5 = e = ffi4 + .5 * (fiSO25 - fiSO24)$
$ffi4 = e = ffi3 + .5 * (fiSO24 - fiSO23)$
$TriSO23 = e = Tgasi3 / ct_SO2$
$TriSO24 = e = Tgasi4 / ct_SO2$
$TriSO25 = e = Tgasi5 / ct_SO2$
$Ftrin21 = e = 1.058 * Trin21^{.645} - .261 / ((1.9 * Trin21)^{.9 * \log_{10}(1.9 * Trin21)})$
$TriSO32 = e = Tgasi2 / ct_SO3$
$ffi3 = e = ffi2 + .5 * (fiSO23 - fiSO22)$
$TriSO34 = e = Tgasi4 / ct_SO3$
$TriSO35 = e = Tgasi5 / ct_SO3$
$FtriO21 = e = 1.058 * TriO21^{.645} - .261 / ((1.9 * TriO21)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriO21)})$
$FtriO22 = e = 1.058 * TriO22^{.645} - .261 / ((1.9 * TriO22)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriO22)})$
$FtriO23 = e = 1.058 * TriO23^{.645} - .261 / ((1.9 * TriO23)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriO23)})$
$FtriO24 = e = 1.058 * TriO24^{.645} - .261 / ((1.9 * TriO24)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriO24)})$
$FtriSO34 = e = 1.058 * TriSO34^{.645} - .261 / ((1.9 * TriSO34)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriSO34)})$
$TriSO31 = e = Tgasi1 / ct_SO3$
$di1201 = e = \exp(-8.59 + 7020 / Tcati1)$
$ffiSO22 = e = -(1.2583e-4) / 2 * (ratei3 + ratei2) * Area * BD120$
$ai1204 = e = \exp(-5.69 + 4060 / Tcati4)$
$ai1205 = e = \exp(-5.69 + 4060 / Tcati5)$

$cil201 = e = \exp(6.45-4610/Tcatal1)$
$cil202 = e = \exp(6.45-4610/Tcatal2)$
$cil203 = e = \exp(6.45-4610/Tcatal3)$
$FtriSO32 = e = 1.058 * TriSO32^{.645 - .261 / ((1.9 * TriSO32)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriSO32)})}$
$cil205 = e = \exp(6.45-4610/Tcatal5)$
$ail202 = e = \exp(-5.69+4060/Tcatal2)$
$ffiSO21 = e = -(1.2583e-4)/2 * (ratei2+ratei1) * Area * BD120$
$dil202 = e = \exp(-8.59+7020/Tcatal2)$
$dil203 = e = \exp(-8.59+7020/Tcatal3)$
$dil204 = e = \exp(-8.59+7020/Tcatal4)$
$dil205 = e = \exp(-8.59+7020/Tcatal5)$
$Kpi1 = e = 10^{*(5129/Tcatal1-4.869)}$
$Kpi2 = e = 10^{*(5129/Tcatal2-4.869)}$
$cil204 = e = \exp(6.45-4610/Tcatal4)$
$rateinti3 = e = ((pres("T","3")/F10)^{**1.5} * f10SO2 * (f10O2^{**0.5})) / (Ail203 + cil203 * (f10SO2/F10 * pres("T","3")))$
$Trin24 = e = Tgasi4/ct_n2$
$FtriSO35 = e = 1.058 * TriSO35^{.645 - .261 / ((1.9 * TriSO35)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriSO35)})}$
$ratei1 = e = rateinti1 * effi$
$ratei2 = e = rateinti2 * effi$
$ratei3 = e = rateinti3 * effi$
$ratei4 = e = rateinti4 * effi$
$ratei5 = e = rateinti5 * effi$
$ffiSO23 = e = -(1.2583e-4)/2 * (ratei4+ratei3) * Area * BD120$
$rateinti2 = e = ((pres("T","2")/F10)^{**1.5} * f10SO2 * (f10O2^{**0.5})) / (Ail202 + cil202 * (f10SO2/F10 * pres("T","2")))$
$ail203 = e = \exp(-5.69+4060/Tcatal3)$
$rateinti4 = e = ((pres("T","4")/F10)^{**1.5} * f10SO2 * (f10O2^{**0.5})) / (Ail204 + cil204 * (f10SO2/F10 * pres("T","4")))$
$fiSO23 = e = fiSO22 + h1 * ffiSO22$
$rateinti5 = e = ((pres("T","5")/F10)^{**1.5} * f10SO2 * (f10O2^{**0.5})) / (Ail205 + cil205 * (f10SO2/F10 * pres("T","5")))$
$fiSO22 = e = fiSO21 + h1 * ffiSO21$
$ffiSO24 = e = -(1.2583e-4)/2 * (ratei5+ratei4) * Area * BD120$
$ail201 = e = \exp(-5.69+4060/Tcatal1)$
$FtriSO33 = e = 1.058 * TriSO33^{.645 - .261 / ((1.9 * TriSO33)^{.9 * \log_{10}(1.9 * TriSO33)})}$
$rateinti1 = e = ((pres("T","1")/F10)^{**1.5} * f10SO2 * (f10O2^{**0.5})) / (Ail201 + cil201 * (f10SO2/F10 * pres("T","1")) + dil201 * (pres("T","1") * fiSO31 / ffi1))^{**2} * (1 - fiSO31 / (kpi1 * fiSO21 * (pres("T","1") * fiO21 / ffi1)^{**0.5}))$
$rheati4 = e = -1.055e-3 * 1.827 * (-24097 - 0.26 * Tcatal4 + (1.69e-3) * Tcatal4^{**2} + 1.5e5 / Tcatal4)$
$Mfi2 = e = 7934.4 / area * (fiO22^{*32} + fiSO22^{*64} + f10n2^{*28} + fiSO32^{*80})$
$dti2 = e = 1/3600 * ratei2 * rheati2 * BD120 * (Pr^{**0.6667}) / (av120 * phio * Cpi2 * ffi2 / area * jhi2)$
$dti3 = e = 1/3600 * ratei3 * rheati3 * BD120 * (Pr^{**0.6667}) / (av120 * phio * Cpi3 * ffi3 / area * jhi3)$

$dti4 = e = \frac{1}{3600} \cdot ratei4 \cdot rheati4 \cdot BD120 \cdot (Pr^{**0.6667}) / ((av120 \cdot phio \cdot Cpi4 \cdot tfi4 / area) \cdot jhi4)$
$dti5 = e = \frac{1}{3600} \cdot ratei5 \cdot rheati5 \cdot BD120 \cdot (Pr^{**0.6667}) / ((av120 \cdot phio \cdot Cpi5 \cdot tfi5 / area) \cdot jhi5)$
$rheati1 = e = -1.055e-3 \cdot 1.827 \cdot (-24097 - 0.26 \cdot Tcati1 + (1.69e-3) \cdot Tcati1^{**2} + 1.5e5 / Tcati1)$
$Tcati5 = e = Tgasi5 + dti5$
$rheati3 = e = -1.055e-3 \cdot 1.827 \cdot (-24097 - 0.26 \cdot Tcati3 + (1.69e-3) \cdot Tcati3^{**2} + 1.5e5 / Tcati3)$
$Tcati4 = e = Tgasi4 + dti4$
$rheati5 = e = -1.055e-3 \cdot 1.827 \cdot (-24097 - 0.26 \cdot Tcati5 + (1.69e-3) \cdot Tcati5^{**2} + 1.5e5 / Tcati5)$
$Cpi1 = e = R / tfi1 \cdot (fiO21 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("O2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi1, (ORD(J_Cp) - 1))) + fi10N2 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("N2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi1, (ORD(J_Cp) - 1))) + fiSO21 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("SO2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi1, (ORD(J_Cp) - 1))) + fiSO31 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("SO3", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi1, (ORD(J_Cp) - 1))))))$
$Cpi2 = e = R / tfi2 \cdot (fiO22 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("O2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi2, (ORD(J_Cp) - 1))) + fi10N2 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("N2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi2, (ORD(J_Cp) - 1))) + fiSO22 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("SO2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi2, (ORD(J_Cp) - 1))) + fiSO32 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("SO3", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi2, (ORD(J_Cp) - 1))))))$
$Cpi3 = e = R / tfi3 \cdot (fiO23 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("O2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi3, (ORD(J_Cp) - 1))) + fi10N2 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("N2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi3, (ORD(J_Cp) - 1))) + fiSO23 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("SO2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi3, (ORD(J_Cp) - 1))) + fiSO33 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("SO3", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi3, (ORD(J_Cp) - 1))))))$
$Cpi4 = e = R / tfi4 \cdot (fiO24 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("O2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi4, (ORD(J_Cp) - 1))) + fi10N2 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("N2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi4, (ORD(J_Cp) - 1))) + fiSO24 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("SO2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi4, (ORD(J_Cp) - 1))) + fiSO34 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("SO3", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi4, (ORD(J_Cp) - 1))))))$
$Cpi5 = e = R / tfi5 \cdot (fiO25 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("O2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi5, (ORD(J_Cp) - 1))) + fi10N2 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("N2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi5, (ORD(J_Cp) - 1))) + fiSO25 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("SO2", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi5, (ORD(J_Cp) - 1))) + fiSO35 \cdot (\sum (J_Cp, Coe_Cp("SO3", J_Cp) \cdot POWER(Tgasi5, (ORD(J_Cp) - 1))))))$
$TriSO21 = e = Tgasi1 / ct_SO2$
$rheati2 = e = -1.055e-3 \cdot 1.827 \cdot (-24097 - 0.26 \cdot Tcati2 + (1.69e-3) \cdot Tcati2^{**2} + 1.5e5 / Tcati2)$
$enthi2 = e = R \cdot (fiO22 \cdot (\sum (J_H2, 1 / ORD(J_H2) \cdot Coe_H1("O2", J_H2) \cdot POWER(Tgasi2, ORD(J_H2))) - H298_O2 + b1_O2) + fi10N2 \cdot (\sum (J_H2, 1 / ORD(J_H2) \cdot Coe_H1("N2", J_H2) \cdot POWER(Tgasi2, ORD(J_H2))) - H298_N2 + b1_N2) + fiSO22 \cdot (\sum (J_H2, 1 / ORD(J_H2) \cdot Coe_H1("SO2", J_H2) \cdot POWER(Tgasi2, ORD(J_H2))) - H298_SO2 + b1_SO2) + fiSO32 \cdot (\sum (J_H2, 1 / ORD(J_H2) \cdot Coe_H1("SO3", J_H2) \cdot POWER(Tgasi2, ORD(J_H2))) - H298_SO3 + b1_SO3)$

$\text{POWER}(\text{Tgasi2}, \text{ORD}(\text{J_H2})) - \text{H298_SO3} + \text{b1_SO3})$
$\text{thhi1} = \text{e} = (1/3600)/2 * (\text{ratei1} * \text{Area} * \text{bd120} * \text{rheati1} + \text{ratei2} * \text{Area} * \text{bd120} * \text{rheati2})$
$\text{thhi2} = \text{e} = (1/3600)/2 * (\text{ratei2} * \text{Area} * \text{bd120} * \text{rheati2} + \text{ratei3} * \text{Area} * \text{bd120} * \text{rheati3})$
$\text{thhi3} = \text{e} = (1/3600)/2 * (\text{ratei3} * \text{Area} * \text{bd120} * \text{rheati3} + \text{ratei4} * \text{Area} * \text{bd120} * \text{rheati4})$
$\text{thhi4} = \text{e} = (1/3600)/2 * (\text{ratei4} * \text{Area} * \text{bd120} * \text{rheati4} + \text{ratei5} * \text{Area} * \text{bd120} * \text{rheati5})$
$\text{enthi2} = \text{e} = \text{enthi1} + \text{h1} * \text{thhi1}$
$\text{enthi3} = \text{e} = \text{enthi2} + \text{h1} * \text{thhi2}$
$\text{dti1} = \text{e} =$ $1/3600 * \text{ratei1} * \text{rheati1} * \text{BD120} * (\text{Pr} * 0.6667) / (\text{av120} * \text{phio} * \text{Cpi1} * \text{tfi1} / \text{area} * \text{jhi1})$
$\text{enthi5} = \text{e} = \text{enthi4} + \text{h1} * \text{thhi4}$
$\text{Mfi3} = \text{e} = 7934.4 / \text{area} * (\text{fiO23} * 32 + \text{fiSO23} * 64 + \text{f10n2} * 28 + \text{fiSO33} * 80)$
$\text{enthi3} = \text{e} = \text{R} * (\text{fiO23} * (\text{SUM}(\text{J_H2}, 1 / \text{ORD}(\text{J_H2})) * \text{Coe_H1}("O2", \text{J_H2}) * \text{POWER}(\text{Tgasi3}, \text{ORD}(\text{J_H2})) - \text{H298_O2} + \text{b1_O2}) +$ $\text{f10N2} * (\text{SUM}(\text{J_H2}, 1 / \text{ORD}(\text{J_H2})) * \text{Coe_H1}("N2", \text{J_H2}) * \text{POWER}(\text{Tgasi3}, \text{ORD}(\text{J_H2})) - \text{H298_N2} + \text{b1_N2}) +$ $\text{fiSO23} * (\text{SUM}(\text{J_H2}, 1 / \text{ORD}(\text{J_H2})) * \text{Coe_H1}("SO2", \text{J_H2}) * \text{POWER}(\text{Tgasi3}, \text{ORD}(\text{J_H2})) - \text{H298_SO2} + \text{b1_SO2}) +$ $\text{fiSO33} * (\text{SUM}(\text{J_H2}, 1 / \text{ORD}(\text{J_H2})) * \text{Coe_H1}("SO3", \text{J_H2}) * \text{POWER}(\text{Tgasi3}, \text{ORD}(\text{J_H2})) - \text{H298_SO3} + \text{b1_SO3}))$
$\text{enthi4} = \text{e} = \text{R} * (\text{fiO24} * (\text{SUM}(\text{J_H2}, 1 / \text{ORD}(\text{J_H2})) * \text{Coe_H1}("O2", \text{J_H2}) * \text{POWER}(\text{Tgasi4}, \text{ORD}(\text{J_H2})) - \text{H298_O2} + \text{b1_O2}) +$ $\text{f10N2} * (\text{SUM}(\text{J_H2}, 1 / \text{ORD}(\text{J_H2})) * \text{Coe_H1}("N2", \text{J_H2}) * \text{POWER}(\text{Tgasi4}, \text{ORD}(\text{J_H2})) - \text{H298_N2} + \text{b1_N2}) +$ $\text{fiSO24} * (\text{SUM}(\text{J_H2}, 1 / \text{ORD}(\text{J_H2})) * \text{Coe_H1}("SO2", \text{J_H2}) * \text{POWER}(\text{Tgasi4}, \text{ORD}(\text{J_H2})) - \text{H298_SO2} + \text{b1_SC2}) +$ $\text{fiSO34} * (\text{SUM}(\text{J_H2}, 1 / \text{ORD}(\text{J_H2})) * \text{Coe_H1}("SO3", \text{J_H2}) * \text{POWER}(\text{Tgasi4}, \text{ORD}(\text{J_H2})) - \text{H298_SO3} + \text{b1_SO3}))$
$\text{enthi5} = \text{e} = \text{R} * (\text{fiO25} * (\text{SUM}(\text{J_H2}, 1 / \text{ORD}(\text{J_H2})) * \text{Coe_H1}("O2", \text{J_H2}) * \text{POWER}(\text{Tgasi5}, \text{ORD}(\text{J_H2})) - \text{H298_O2} + \text{b1_O2}) +$ $\text{f10N2} * (\text{SUM}(\text{J_H2}, 1 / \text{ORD}(\text{J_H2})) * \text{Coe_H1}("N2", \text{J_H2}) * \text{POWER}(\text{Tgasi5}, \text{ORD}(\text{J_H2})) - \text{H298_N2} + \text{b1_N2}) +$ $\text{fiSO25} * (\text{SUM}(\text{J_H2}, 1 / \text{ORD}(\text{J_H2})) * \text{Coe_H1}("SO2", \text{J_H2}) * \text{POWER}(\text{Tgasi5}, \text{ORD}(\text{J_H2})) - \text{H298_SO2} + \text{b1_SO2}) +$ $\text{fiSO35} * (\text{SUM}(\text{J_H2}, 1 / \text{ORD}(\text{J_H2})) * \text{Coe_H1}("SO3", \text{J_H2}) * \text{POWER}(\text{Tgasi5}, \text{ORD}(\text{J_H2})) - \text{H298_SO3} + \text{b1_SO3}))$
$\text{Tgasi1} = \text{e} = \text{T10}$
$\text{Tcati1} = \text{e} = \text{Tgasi1} + \text{dti1}$
$\text{Tcati2} = \text{e} = \text{Tgasi2} + \text{dti2}$
$\text{Tcati2} = \text{e} = \text{Tgasi2} + \text{dti2}$
$\text{Tcati3} = \text{e} = \text{Tgasi3} + \text{dti3}$
$\text{enthi4} = \text{e} = \text{enthi3} + \text{h1} * \text{thhi3}$
$\text{TriO22} = \text{e} = \text{Tgasi2} / \text{ct_O2}$
$\text{Mfi1} = \text{e} = 7934.4 / \text{area} * (\text{fiO21} * 32 + \text{fiSO21} * 64 + \text{f10n2} * 28 + \text{fiSO31} * 80)$
$\text{fiSO32} = \text{e} = \text{fiSO31} - (\text{fiSO22} - \text{fiSO21})$
$\text{fiO25} = \text{e} = \text{fiO24} + .5 * (\text{fiSO25} - \text{fiSO24})$
$\text{fiSO31} = \text{e} = \text{f10SO3}$
$\text{fiO24} = \text{e} = \text{fiO23} + .5 * (\text{fiSO24} - \text{fiSO23})$

$fiO23 = e = fiO22 + .5 * (fiSO23 - fiSO22)$
$fiSO34 = e = fiSO33 - (fiSO24 - fiSO23)$
$TriO21 = e = Tgasi1 / ct_O2$
$fiSO35 = e = fiSO34 - (fiSO25 - fiSO24)$
$TriO23 = e = Tgasi3 / ct_O2$
$TriO24 = e = Tgasi4 / ct_O2$
$TriO25 = e = Tgasi5 / ct_O2$
$Trin21 = e = Tgasi1 / ct_n2$
$Trin22 = e = Tgasi2 / ct_n2$
$Trin23 = e = Tgasi3 / ct_n2$
$enth1 = e = h10$
$fiO22 = e = fiO21 + .5 * (fiSO22 - fiSO21)$
$Visci2 = e = (Viscc_O2 * FtriO22 * fiO22 + Viscc_SO2 * FtriSO22 * fiSO22 + Viscc_SO3 * FtriSO32 * fiSO32 + Viscc_n2 * Ftrin22 * f10n2) / tfi2$
$Mfi4 = e = 7934.4 / area * (fiO24 * 32 + fiSO24 * 64 + f10n2 * 28 + fiSO34 * 80)$
$Mfi5 = e = 7934.4 / area * (fiO25 * 32 + fiSO25 * 64 + f10n2 * 28 + fiSO35 * 80)$
$jhi1 = e = 0.91 * (Mfi1 / av120 / phio / Visci1) ** ($
$jhi2 = e = 0.91 * (Mfi2 / av120 / phio / Visci2) ** ($
$jhi3 = e = 0.91 * (Mfi3 / av120 / phio / Visci3) ** ($
$jhi4 = e = 0.91 * (Mfi4 / av120 / phio / Visci4) ** ($
$fiSO33 = e = fiSO32 - (fiSO23 - fiSO22)$
$Visci1 = e = (Viscc_O2 * FtriO21 * fiO21 + Viscc_SO2 * FtriSO21 * fiSO21 + Viscc_SO3 * FtriSO31 * fiSO31 + Viscc_n2 * Ftrin21 * f10n2) / tfi1$
$Trin25 = e = Tgasi5 / ct_n2$
$Visci3 = e = (Viscc_O2 * FtriO23 * fiO23 + Viscc_SO2 * FtriSO23 * fiSO23 + Viscc_SO3 * FtriSO33 * fiSO33 + Viscc_n2 * Ftrin23 * f10n2) / tfi3$
$Visci4 = e = (Viscc_O2 * FtriO24 * fiO24 + Viscc_SO2 * FtriSO24 * fiSO24 + Viscc_SO3 * FtriSO34 * fiSO34 + Viscc_n2 * Ftrin24 * f10n2) / tfi4$
$Visci5 = e = (Viscc_O2 * FtriO25 * fiO25 + Viscc_SO2 * FtriSO25 * fiSO25 + Viscc_SO3 * FtriSO35 * fiSO35 + Viscc_n2 * Ftrin25 * f10n2) / tfi5$
$tfi1 = e = f10$
$fiSO35 = e = f11SO3$
$Kpi3 = e = 10 ** (5129 / Tcati3)$
$jhi5 = e = 0.91 * (Mfi5 / av120 / phio / Visci5) ** (-.51)$
$fiO25 = e = f11O2$
$Kpi4 = e = 10 ** (5129 / Tcati4 - 4.869)$
$enth5 = e = H11$
$Tgasi5 = e = T11$
$fiSO25 = e = f11SO2$
$f11n2 = e = f10n2$
$Kpi5 = e = 10 ** (5129 / Tcati5 - 4.869)$

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
ai1201		1.12	0.001			
ai1202		0.757	0.001			
ai1203		0.493	0.001			
ai1204		0.363	0.001			
ai1205		0.318	0.001			
ci1201		0.87	0.001			
ci1202		1.357	0.001			
ci1203		2.207	0.001			
ci1204		3.122	0.001			
ci1205		3.631	0.001			
Cpi1		0.033	0.001			
Cpi2		0.034	0.001			
Cpi3		0.035	0.001			
Cpi4		0.036	0.001			
Cpi5		0.036	0.001			
di1201		4.241	0.001			
di1202		2.154	0.001			
di1203		1.027	0.001			
di1204		0.606	0.001			
di1205		0.481	0.001			
dti1		7.54	0.01			
dti2		11.244	0.01			
dti3		13.234	0.01			
dti4		8.884	0.01			
dti5		2.987	0.01			
enthi1		37.449	0.1			
enthi2		42.166	0.1			
enthi3		48.555	0.1			
enthi4		54.539	0.1			
enthi5		57.842	0.1			
ffiso21		-0.078		0		
ffiso22		-0.106		0		
ffiso23		-0.1		0		
ffiso24		-0.055		0		
fio21		0.1	0.001			
fio22		0.1	0.001			
fio23		0.1	0.001			
fio24		0.1	0.001			
fio25		0.1	0.001			
fiso21		0.336	0.001			
fiso22		0.288	0.001			
fiso23		0.223	0.001			

fiso24		0.162	0.001			
fiso25		0.128	0.001			
fiso31		0.007	0			
fiso32		0.055	0			
fiso33		0.12	0			
fiso34		0.181	0			
fiso35		0.215	0.001			
Ftrin21		3.14				
Ftrin22		3.281				
Ftrin23		3.463				
Ftrin24		3.625				
Ftrin25		3.712				
Ftrio21		2.738				
Ftrio22		2.863				
Ftrio23		3.024				
Ftrio24		3.168				
Ftrio25		3.245				
Ftriso21		1.277				
Ftriso22		1.348				
Ftriso23		1.44				
Ftriso24		1.522				
Ftriso25		1.565				
Ftriso31		1.141				
Ftriso32		1.207				
Ftriso33		1.292				
Ftriso34		1.368				
Ftriso35		1.409				
jhi1		0.114	0.001			
Jhi2		0.117	0.001			
Jhi3		0.12	0.001			
jhi4		0.123	0.001			
jhi5		0.125	0.001			
kpi1		290.141	0.1			
kpi2		92.817	0.1			
kpi3		26.685	0.1			
kpi4		10.981	0.1			
kpi5		7.454	0.1			
Mfi1		508.689	15			
Mfi2		508.689	15			
Mfi3		508.689	15			
Mfi4		508.689	15			
Mfi5		508.689	15			
ratei1		0.008				
ratei2		0.013				
ratei3		0.016				
ratei4		0.011				

ratei5	0.004			
rateinti1	0.035	0.0005		
rateinti2	0.054	0.0005		
rateinti2	0.067	0.0005		
rateinti4	0.047	0.0005		
rateinti5	0.016	0.0005		
rheat1	44.79	0.1		
rheat2	44.604	0.1		
rheat3	44.338	0.1		
rheat4	44.095	0.1		
rheat5	43.971	0.1		
Tcati1	699.574	580.01		
Tcati2	750.224	625.26		
Tcati3	814.739	670.51		
Tcati4	867.905	715.76		
Tcati5	893.341	761.01		
tfi1	2.997	0.001		
tfi2	2.973	0.001		
tfi3	2.94	0.001		
tfi4	291	0.001		
tfi5	2.893	0.001		
Tgasi1	692.033	580	797	
Tgasi2	738.98	625.25	842.25	
Tgasi3	801.505	670.5	887.5	
Tgasi4	859.021	715.75	932.75	
Tgasi5	890.355	761	978	
thhi1	7.693	0.01		
thhi2	10.42	0.01		
thhi3	9.76	0.01		
thhi4	5.387	0.01		
Trin21	5.484	4.596	6.315	
Trin22	5.856	4.954	6.674	
Trin23	6.351	5.313	7.032	
Trin24	6.807	5.672	7.391	
Trin25	7.055	6.03	7.75	
Trio21	4.476	3.752	5.155	
Trio22	4.78	4.044	5.448	
Trio23	5.184	4.337	5.741	
Trio24	5.556	4.63	6.033	
Trio25	5.759	4.922	6.326	
Triso21	1.608	1.348	1.852	
Triso22	1.717	1.453	1.957	
Triso23	1.862	1.558	2.062	
Triso24	1.996	2.663	2.167	
Triso25	2.069	1.768	2.273	
Triso31	1.408	1.18	1.622	

Triso32		1.504	1.272	1.714		
Triso33		1.631	1.364	1.806		
Triso34		1.748	1.456	1.898		
Triso35		1.812	1.548	1.99		
Visci1		0.14	0.001			
Visci2		0.146	0.001			
Visci3		0.155	0.001			
Visci4		0.162	0.001			
Visci5		0.166	0.001			

Parámetros de la planta

Nombre	Descripción	Punto inicial	Unidades
effi	Eficiencia en el convertidor 1	0.24458	

ENTRADAS

Corriente S10

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T10	Temperatura	708	3.3	708	690	715		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f10n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f10o2	Flujo molar	0.103	0.02	0.6		kmol/s
f10so2	Flujo molar	0.24	0.18	0.3		kmol/s
f10so3	Flujo molar	0.0049	0.0024	0.0072	0.001	kmol/s
h10	Entalpía	33.308	0.01			MJ/s
F10	Flujo total	1.75	1.2	2.4		kmol/s

SALIDAS

Corriente S11

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T11	Temperatura	893.706	3.5	893.706	890	9.15		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f11n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f11o2	Flujo molar	0.14	0.001	0.4		kmol/s
f11so2	Flujo molar	0.0647	0.01	1		kmol/s
f11so3	Flujo molar	0.11	0.02	0.18		kmol/s
h11	Entalpía	47.484	0.01			MJ/s
F11	Flujo total	1.7	1.1	2.5		kmol/s

DRUM



Restricciones de igualdad

$P_{ss2} = e = P_{ss1}$
$T_{ss2} = e = T_{ss1}$
$T_{sbd} = e = T_{ss1}$
$f_{sbd} = e = bdf_{ss1}$
$f_{ss1} = e = f_{ss2} + f_{sbd}$
$P_{ss2} = e = P_{sbd}$

ENTRADAS

Corriente SS1:

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Pss2	Presión	709.7	10	709.7	700	715		psia

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Tss1	Temeratura	450	100	700		F
Fss1	Flujo total	1.9	0.1			kmol/s
Hss1	Entalpía	10	0.01			MJ/s

SALIDAS

Corriente SS2:

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Tss2	Temeratura	450	100	700		F
Fss2	Flujo total	1.6	0.1			kmol/s
Hss2	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Pss1	Presión	695	600	900		psia

Corriente SBD

Variables Inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Tsbd	Temeratura	450	100	700		F
Fsbd	Flujo total	0.19	0.1			kmol/s
Hsbd	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Psbd	Presión	695	600	900		psia

ECONOMIZER



Restricciones de igualdad

$f235o2=e=f24o2$
$f235so2=e=f24so2$
$f235so3=e=f24so3$
$fsbfw =e= fsw1$
$H24+Hsw1-H235-Hsbfw + ex71loss =E= 0$
$f235n2=e=f24n2$
$H235-H24 - ex71loss -ex71area*ex71U*ex71dt=e=0$
$Ex71Dt =e= ((T235- (Tsbfw-32)/1.8-273.1515) + (T24- (Tsw1-32)/1.8-273.1515))/2.0$

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
ex71dt	Temperatura diferencial	100	10			K

Parámetros de la planta

Nombre	Descripción	Punto inicial	Unidades
ex71U	Coefficiente de transferencia de calor	0.14259	10-e MJ/s*K*sqft

ENTRADAS

Corriente S235

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Limite superior	Factor	Unidades
T235	Temperatura	673.15	2.9	673.15	665	680		K

Variables Inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f235n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f235o2	Flujo molar	0.106	0.001	0.2	0.01	kmol/s
f235so2	Flujo molar	0.000456	0.0001	1	0.0001	kmol/s
f235so32	Flujo molar	0.0257	0.01	0.1		kmol/s
h235	Entalpía	26	0.01			MJ/s
F235	Flujo total	1.52	1	3		kmol/s

Corriente SBFW

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
fsbfw	Flujo total	1.93	0.17	1.93	1.91	1.95		kmol/s
Tsbfw	Temperatura	225	2.4	225	220	230		F

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Hsbfw	Entalpía	10	0.01			MJ/s

SALIDAS

Corriente S24

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T24	Temperatura	504.817	2.8	504.817	500	510		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
h24	Entalpía	18.273	0.01			MJ/s
F24	Flujo total	1.52	1	3		kmol/s
f24so3	Flujo molar	0.0257	0.01	0.1		kmol/s
f24so2	Flujo molar	0.000456	0.0001	1	0.0001	kmol/s
f24o2	Flujo molar	0.106	0.005	0.2	0.01	kmol/s
f24n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s

Corriente SW1:

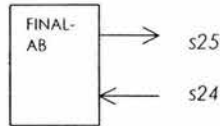
Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
TSW1	Temperatura	340	2.6	340	335	345		F

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Hsw1	Entalpía	10	0.001			MJ/s
fsw1	Flujo total	1.9	0.1			kmol/s

FINALAB



Restricciones de igualdad

$f_{25so2} = e = f_{24so2}$
$f_{25n2} = e = f_{24n2}$
$f_{25o2} = e = f_{24o2}$

ENTRADAS

Corriente S24

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T24	Temperatura	504.817	2.8	504.817	500	510		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
h24	Entalpía	18.273	0.01			MJ/s
F24	Flujo total	1.52	1	3		kmol/s
f24so3	Flujo molar	0.0257	0.01	0.1		kmol/s
f24so2	Flujo molar	0.000456	0.0001	1	0.0001	kmol/s
f24o2	Flujo molar	0.106	0.005	0.2	0.01	kmol/s
f24n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s

SALIDAS

Corriente S25:

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
SO2pppm	SO2 ppm en	355	10	355	100	380		ppm
O2porciento	O2% en	6	0.21	6	5	7		%
T25	Temperatura	350.372	3	350.372	345	355		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
so2ppm1	so2ppm/100 0	0.355	0.1	0.38		
F25	Flujo total	1.52	1	3		kmol/s
h25	Entalpía	6.42	0.01			MJ/s
f25so2	Flujo molar	0.000456	0.00001	1	0.0001	kmol/s
f25o2	Flujo molar	0.106	0.005	0.2	0.01	kmol/s
f25n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s

FURNSPL



Restricciones de igualdad

$H08 = e = H07 * f08 / f07$
$f07O2 = e = f08O2 + f08aO2$
$f07N2 = e = f08N2 + f08aN2$
$f07SO2 = e = f08SO2 + f08aSO2$
$f07SO3 = e = f08SO3 + f08aSO3$
$H08a = e = H07 * f08a / f07$
$T07 = e = T08a$
$T07 = e = T08$
$f07n2 * bypass = e = f08an2$
$f07so3 * bypass = e = f08aso3$
$f07o2 * bypass = e = f08ao2$
$f07so2 * bypass = e = f08aso2$
$bypass = e = f08a / f07$

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
bypass	Bypass ratio	0.097	0.01	1		

ENTRADAS

Corriente S07:

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T07	Temperatura	1321.483	3.2	1321.483	1315	1325		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f07n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f07o2	Flujo molar	0.103	0.0001	0.6	0.01	kmol/s
f07so2	Flujo molar	0.25	0.01	0.3		kmol/s
f07so2	Flujo molar	0.0049	0.0024	0.0072	0.001	kmol/s

h07	entalpía	59.312	0.01			MJ/s
F07	Flujo total	1.74	1.2	2.4		kmol/s

SALIDAS

Corriente S08A:

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
h08a	Entalpía	13.735	0.001			MJ/s
f08aso3	Flujo molar	0.0016	0.00001	0.06	0.0001	kmol/s
f08aso2	Flujo molar	0.056	0.00001	0.6		kmol/s
T08a	Temperatura	1321	1000	1500		K
F08a	Flujo total	0.408	0.00001	1.2		
f08ao2	Flujo molar	0.024	0.00001	0.1	0.01	kmol/s

Corriente S08

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f08n2	Flujo molar	1.074	0.3	2.4		kmol/s
f08o2	Flujo molar	0.079	0.006	0.6		kmol/s
F08	Flujo total	1.342	0.6	4		kmol/s
T08	Temperatura	1321	1000	1500		K
f08so2	Flujo molar	0.184	0.006	0.6		kmol/s
f08so3	Flujo molar	0.0033	0.0006	0.012	0.001	kmol/s

HOTIP



Restricciones de igualdad

$H14+H20-H13-H19 + ex66loss =E= 0$
$Ex66Dt =e= (T13 - T20 + T14 - T19)/2.0$
$H13-H14 - ex66area*ex66U*ex66dt=e=0$
$f14so2=e=f13so2$
$f14o2=e=f13o2$
$f14n2=e=f13n2$
$f14so3=e=f13so3$
$f20o2=e=f19o2$
$f20n2=e=f19n2$
$f20so2=e= f19so2$

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
ex66dt	Temperatura diferencial	100	10			K

Parámetros de la planta

Nombre	Descripción	Punto inicial	Unidades
ex66U	Coefficiente de transferencia de calor	0.27267	10-e MJ/s*K*sqft

ENTRADAS

Corriente S13

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T11	Temperatura	785.928	2.6	785.928	780	790		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f13n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f12o2	Flujo molar	0.118	0.01	0.2		kmol/s
f13so2	Flujo molar	0.0262	0.005	1		kmol/s
f13so3	Flujo molar	0.151	0.05	0.5		kmol/s
h13	Entalpía	37.733	0.01			MJ/s
F13	Flujo total	1.68	1	3		kmol/s

Corriente S19

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T19	Temperatura	549.261	2.6	549.261	545	555		k

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f19n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f19o2	Flujo molar	0.118	0.01	0.2		kmol/s
f19so2	Flujo molar	0.0262	0.005	1		kmol/s
F19	Flujo total	1.53	1	3		kmol/s
h19	Entalpía	20	0.01			MJ/s

SALIDAS

Corriente S14

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f14n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f14o2	Flujo molar	0.118	0.01	0.2		kmol/s
f14so2	Flujo molar	0.0262	0.005	1		kmol/s
f14so3	Flujo molar	0.151	0.05	0.5		kmol/s
h14	Entalpía	30	0.01			MJ/s
F14	Flujo total	1.68	1	3		kmol/s

Corriente S20

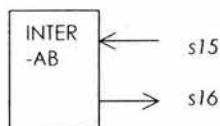
Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T20	Temperatura	690.928	3.1	690.828	685	695		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f20n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
F20o2	Flujo molar	0.118	0.01	0.2		kmol/s
f20so2	Flujo molar	0.0262	0.005	1		kmol/s
F20	Flujo molar	1.53	1	3		kmol/s
h20	Entalpía	35.8160	0.01			MJ/s

INTERAB



Restricciones de igualdad

$f16n2 = e = f15n2$
$f16o2 = e = f15o2$
$f16so2 = e = f15so2$

ENTRADAS

Corriente S15

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T15	Temperatura	501.483	3	501.483	495	505		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f15n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f15o2	Flujo molar	0.118	0.01	0.2		kmol/s
f15so2	Flujo molar	0.0262	0.005	1		kmol/s
f15so3	Flujo molar	0.151	0.05	0.5		
F15	Flujo molar	1.68	1	3		kmol/s
h15	Entalpía	20	0.01			MJ/s

SALIDAS

Corriente S16

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T16	Temperatura	349.817	3	349.817	345	355		k

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f162	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f162	Flujo molar	0.118	0.01	0.2		kmol/s
f16o2	Flujo molar	0.0262	0.005	1		kmol/s
F16	Flujo total	1.53	1	3		kmol/s
h16	Entalpía	15	0.01			MJ/s

MIXREC



Restricciones de igualdad

$H10 = e = H08a + H09$
$f10SO3 = e = f08aSO3 + f09SO3$
$f10SO2 = e = f08aSO2 + f09SO2$
$f10O2 = e = f08aO2 + f09O2$
$f10N2 = e = f08aN2 + f09N2$

ENTRADAS

Corriente S08a:

Variables inmedidas

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
h08a	Entalpía	13.735	0.001			MJ/s
f08aso3	Flujo molar	0.0016	0.00001	0.06	0.0001	kmol/s
f08aso2	Flujo molar	0.056	0.00001	0.6		kmol/s
T08a	Temperatura	1321	1000	1500		K
F08a	Flujo total	0.408	0.00001	1.2		
f08ao2	Flujo molar	0.024	0.00001	0.1	0.01	kmol/s

Corriente S09

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T09	Temperatura	646.483	2.7	646.483	640	650		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f09n2	Flujo molar	1.074	0.3	4		kmol/s
f09n2	Flujo molar	0.079	0.006	0.6		kmol/s
f09n2	Flujo molar	0.184	0.006	0.6		kmol/s
f09n2	Flujo molar	0.0033	0.0006	0.012	0.001	kmol/s
h09	Entalpía	18.698	0.01			MJ/s
F09	Flujo total	1.342	0.6	4		kmol/s

SALIDAS

Corriente S10:

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T10	Temperatura	708	3.3	708	690	715		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f10n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f10o2	Flujo molar	0.103	0.02	0.6		kmol/s
f10so2	Flujo molar	0.24	0.18	0.3		kmol/s
f10so3	Flujo molar	0.0049	0.0024	0.0072	0.001	kmol/s
h10	Entalpía	33.308	0.01			MJ/s
F10	Flujo total	1.75	1.2	2.4		kmol/s

MIXSTEAM

Restricciones de igualdad

$Pss1a = e = Pss1b$
$Tss1a = e = Tss1b$
$Pss1 = e = Pss1a$
$Tss1 = e = Tss1a$
$fss1 = e = fss1a + fss1b$

ENTRADAS

Corriente SS1A:

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Pss1a	Presión	695	600	900		psia
Fss1a	Flujo total	0.8	0.1			kmol/s
Hss1a	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Tss1a	temperatura	450	100	700		F

Corriente SS1B

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Pss1b	Presión	695	600	900		psia
Tss1b	Temperatura	450	100	700		F
hss1b	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Fss1b	Flujo total	0.8	0.1			Kmol/s

SALIDAS

Corriente SS1:

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Pss2	Presión	709.7	10	709.7	700	715		psia

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Tss1	Temeratura	450	100	700		F
Fss1	Flujo total	1.9	0.1			kmol/s
Hss1	Entalpía	10	0.01			MJ/s

SH1



Restricciones de igualdad

$f22n2=e=f21n2$
$f22so3=e=f21so3$
$f22o2=e=f21o2$
$fss4=e=fsHP1$
$f22so2=e=f21so2$
$Ex67Dt = e = ((T21 - (Tss4-32)/1.8-273.1515) + (T22 - (TsHP1-32)/1.8-273.1515)) / 2.0$
$H21-H22 - ex67loss - ex67area * ex67U * ex67dt = e = 0$
$H22+HsHP1-H21-Hss4 + ex67loss = E = 0$

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Ex67dt	Temperatura diferencial	100	10			K

Parámetros de la planta

Nombre	Descripción	Punto inicial	Unidades
ex67U	Coefficiente de transferencia de calor	0.58178	10-e MJ/s*K*sqft

ENTRADAS

Corriente SS4

Variables Inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Tss4	Temperatura	450	100	700		F
Fss4	Flujo total	0.8	0.1			kmol/s
Hss4	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Pss4	Presión	695	600	900		psia

Corriente S21

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T21	Temperatura	737.039	3.3	737.039	730	740		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
F21	Flujo total	1.525	1	3		Kmol/s
H21	Entalpía	36.013	0.01			MJ/s
f21so3	Flujo molar	0.076	0.00001	0.1	0.01	Kmol/s
f21so2	Flujo molar	0.01	0.005	1		Kmol/s
f21o2	Flujo molar	0.11	0.001	0.2	0.01	Kmol/s
f21n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		Kmol/s

SALIDAS

Corriente S22

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T22	Temperatura	683.453	3.5	683.453	660	720		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
F22	Flujo molar	1.525	0.5	3		kmol/s
h22	Entalpía	34.659	0.01			MJ/s
f22so3	Flujo molar	0.01	0.0001	0.1		kmol/s
f22so2	Flujo molar	0.01	0.0001	1		kmol/s
f22o2	Flujo molar	0.11	0.001	0.2		kmol/s
f22n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s

Corriente SHP1

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Pshp1	Presión	614.7	5	614.7	550	700		psia
T22	Temperatura	665	3.1	665	660	670		F

Variables Inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Fshp1	Flujo total	0.8	0.1			kmol/s
Hshp1	Entalpía	10	0.01			MJ/s

SH2



Restricciones de igualdad

$Ex68Dt = e = (T23 - (Tss5 - 32) / 1.8 - 273.1515) + (T235 - (TsHP2 - 32) / 1.8 - 273.1515) / 2.0$
$f235so3 = e = f23so3$
$f235n2 = e = f23n2$
$f235so2 = e = f23so2$
$f235o2 = e = f23o2$
$fss5 = e = fsHP2$
$H23 - H235 - ex68loss - ex68area * ex68U * ex68dt = e = 0$
$H235 + HsHP2 - H23 - Hss5 + ex68loss = E = 0$

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
ex68dt	Temperatura diferencial	100	10			K

Parámetros de la planta

Nombre	Descripción	Punto inicial	Unidades
ex68U	Coefficiente de transferencia de calor	0.16887	10-e MJ/s*K*sqft

ENTRADAS

Corriente S23

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T23	Temperatura	692.594	2.7	692.594	660	720		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
F23	Flujo molar	1.52	1	3		kmol/s
h23	Entalpía	34.741	0.01			MJ/s
f23n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f23o2	Flujo molar	0.106	0.001	0.2	0.01	kmol/s
f23so2	Flujo molar	0.000456	0.0001	1	0.0001	kmol/s
f23so3	Flujo molar	0.0257	0.01	0.1		kmol/s

Corriente SS5

Variables Inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Tss5	Temeratura	450	100	700		F
Fss5	Flujo total	0.8	0.1			kmol/s
Hss5	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Pss5	Presión	695	600	900		psia

SALIDAS

Corriente S22

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Pshp2	Presión	614.7	5	614.7	550	700		psia
TSHp2	Temperatura	650	3.1	650	645	655		F

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Fshp2	Flujo total	0.8	0.1			kmol/s
Hshp2	Entalpía	10	0.01			MJ/s

Corriente S235

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T235	Temperatura	673.15	2.9	673.15	665	680		K

Variables Inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f235n2	Flujo molar	1.4	1.2	1.8		kmol/s
f235o2	Flujo molar	0.106	0.001	0.2	0.01	kmol/s
f235so2	Flujo molar	0.000456	0.0001	1	0.0001	kmol/s
f235so32	Flujo molar	0.0257	0.01	0.1		kmol/s
h235	Entalpía	26	0.01			MJ/s
F235	Flujo total	1.52	1	3		kmol/s

SPLSTEAM



Restricciones de igualdad

$fss2 = e = fss4 + fss5$
$Tss5 = e = Tss2$
$Tss4 = e = Tss2$
$Pss5 = e = Pss2$
$Pss4 = e = Pss2$
$hss4 = e = hss2 * fss4 / fss2$
$hss5 = e = hss2 * fss5 / fss2$

ENTRADAS

Corriente SS2:

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Tss2	Temperatura	450	100	700		F
Fss2	Flujo total	1.6	0.1			kmol/s
Hss2	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Pss1	Presión	695	600	900		psia

SALIDAS

Corriente SS4

Variables Inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Tss4	Temperatura	450	100	700		F
Fss4	Flujo total	0.8	0.1			kmol/s
Hss4	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Pss4	Presión	695	600	900		psia

Corriente SS5

Variables Inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Tss5	Temeratura	450	100	700		F
Fss5	Flujo total	0.8	0.1			kmol/s
Hss5	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Pss5	Presión	695	600	900		psia

SPLWATER



Restricciones de igualdad

$fswla/fswl = e = wbratio$
$Tswlb = e = Tswl$
$Tswla = e = Tswl$
$fswl = e = fswla + fswlb$
$Hswlb = e = fswlb * hswl / fswl$
$Hswla = e = fswla * hswl / fswl$

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
wbratio	fswl/fswl	0.77542	0.01			

ENTRADAS

Corriente SW1:

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
TSW1	Temperatura	340	2.6	340	335	345		F

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Hswl	Entalpía	10	0.001			MJ/s
fswl	Flujo total	1.9	0.1			kmol/s

SALIDAS

Corriente SW1A

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Tsw1a	Temperatura	340	100	700		F
Hsw1a	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Fsw1	Flujo total	0.8	0.1			Kmol/s

Corriente SW1B:

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Tsw1b	Temperatura	340	100	700		F
hsw1b	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Fsw1b	Flujo total	0.8	0.1			Kmol/s

WBOILER



Restricciones de igualdad

$f08SO2 = e= f09SO2$
$BLRdT = e= (T08+T09)/2 - ((Tsw1a-32)/1.8+273.15 + (Tss1a-32)/1.8+273.15) /2$
$(H08-H09) - BLRArea*BLRU*BLRdT = e= 0$
$Hss1a+H09 + BLRloss-(Hsw1a+H08) = e= 0$
$f08N2 = e= f09N2$
$f08O2 = e= f09O2$
$f08SO3 = e= f09SO3$
$fsw1a = e= fss1a$

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
blrdt	Temperatura diferencial	495	10	1000		

Parámetros de la planta

Nombre	Descripción	Punto inicial	Unidades
blrIU	Coefficiente de transferencia de calor	0.3638	10-e MJ/s*K*sqft

ENTRADAS

Corriente S08:

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f08n2	Flujo molar	1.074	0.3	2.4		kmol/s
f08o2	Flujo molar	0.079	0.006	0.6		kmol/s
F08	Flujo total	1.342	0.6	4		kmol/s
T08	Temperatura	1321	1000	1500		K
f08so2	Flujo molar	0.184	0.006	0.6		kmol/s
f08so3	Flujo molar	0.0033	0.0006	0.012	0.001	kmol/s

Corriente SW1A

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Tsw1a	Temperatura	340	100	700		F
Hsw1a	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Fsw1	Flujo total	0.8	0.1			Kmol/s

SALIDAS

Corriente S09:

Variables medidas

Nombre	Descripción	Dato planta	Std. Dev.	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
T09	Temperatura	646.483	2.7	646.483	640	650		K

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
f09n2	Flujo molar	1.074	0.3	4		kmol/s
f09n2	Flujo molar	0.079	0.006	0.6		kmol/s
f09n2	Flujo molar	0.184	0.006	0.6		kmol/s
f09n2	Flujo molar	0.0033	0.0006	0.012	0.001	kmol/s
h09	Entalpía	18.698	0.01			MJ/s
F09	Flujo total	1.342	0.6	4		kmol/s

Corriente SS1A

Variables inmedibles

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor	Unidades
Pss1a	Presión	695	600	900		psia
Fss1a	Flujo total	0.8	0.1			kmol/s
Hss1a	Entalpía	10	0.01			MJ/s
Tss1a	temperatura	450	100	700		F

DATOS GLOBALES:

Variables inmedibles:

Nombre	Descripción	Punto inicial	Límite inferior	Límite superior	Factor de escalación	Unidades
ffprod	Producto	0.1	0.0001			kmol/s
Xprod	Producto	0.41	0.4	0.42		Fracción mol SO ₃
fdw	Flujo del agua de dilución	0.06	0.0001			kmol/s
mwprod	Peso mol del producto	42.8	40	45		kg/kmol
profit	Utilidad total	0.1	0			\$/s
emiss	lb SO ₂ /ton de ácido	3.7	0.1	4		lb/ton
Emiss1	Emiss/1000	0.0037	0.0001	0.004	0.01	

Restricciones de igualdad:

$emiss1 = e = (f25so2 * 64.0 * 2.204) / (ffprod * (Xprod * so3 + (1 - Xprod) * h2o) / 1)$
$(f15SO3 + f24SO3) / ffprod = e = Xprod$
$fdw = e = ffprod * (1 - Xprod)$
$mwprod = e = Xprod * so3 + (1 - Xprod) * h2o$
$emiss1 = e = emiss / 1000$
$fprod = e = ffprod * mwprod$

Restricción Económica:

$$profit = e = ffprod * mwprod * cstacid + (fshp1 + fshp2) * csthsteam - f50 * cstsulfur - fsbfw * cstfeedw - fdw * cstdilutw$$

PROPIEDADES CONSTANTES

Escalar 1

Descripción: Reactor y general

Nombre	Valor	Descripción
h1	0.4725	Longitud del paso de iteración en el convertidor 1 (ft)
h2	0.5225	Longitud del paso de iteración en el convertidor 2(ft)
h3	0.56	Longitud del paso de iteración en el convertidor 3(ft)
H4	0.685	Longitud del paso de iteración en el convertidor 4 (ft)
av120	68.357	Área de superficie por unidad de volumen (1/ft) del LP120
av110	91.043	Área de superficie por unidad de volumen (1/ft) del LP110
Phio	0.91	Fator de forma para el cilindro
Pr	0.83	Número de Prandtl
Area	1134	Área transversal (sqft)
BD120	38.1	Densidad de bulto (lb/ft3) del LP120
BD110	33.8	Densidad de bulto (lb/ft3) del LP110
factor1	0.002326	Conversión de btu/lbmol a MJ/kmol
factor2	0.04191	Conversión de btu/lb a MJ/kmol
bfrac	0.1	Fracción de
cpwater	0.04187	MJ/kmol F
factro3	4.187	Conversión de Kal/gmol a MJ/kmol

Escalar 2

Descripción: Propiedades físicas

Nombre	Valor	Descripción
cmv_so2	123.77	Volumen molar crítico (cc/gmol)
cmv_so3	126.948	Volumen molar crítico (cc/gmol)
cmv_o2	73.4	Volumen molar crítico (cc/gmol)
cmv_n2	89.5	Volumen molar crítico (cc/gmol)
ct_so2	430.36	Temperatura crítica K
ct_so3	491.46	Temperatura crítica K
ct_o2	154.6	Temperatura crítica K
ct_n2	126.2	Temperatura crítica K
Viscc_so2	0.099551	Viscosidad (lb/ft.h)
Viscc_so3	0.116947	Viscosidad (lb/ft.h)
Viscc_o2	0.059773	Viscosidad (lb/ft.h)
Viscc_n2	0.04426	Viscosidad (lb/ft.h)

Escalar 3

Descripción: Constantes de Entalpía

Nombre	Valor	Descripción
H298_so2	-35701	
H298_so2	-47598	
H298_so2	0	
H298_so2	0	
b1_so2	-36908	
b1_so2	-48932	
b1_so2	-1063.9	
b1_so2	-1047	
H298_s	0	
b1_s	8291.3	
b2_so2	-37558	
b2_so2	-50211	
b2_so2	-1216	
b2_so2	-923.95	
b2_so2	-590.87	
R	0.0083145	Constantes de los gases MJ/kmol K

Escalar 4

Descripción: Áreas de los Intercambiadores de Calor

Nombre	Valor	Descripción
Ex65area	0.32	Área Cold IP (10000 sqft)
Ex66area	0.32	Área Hot IP(10000 sqft)
Ex67area	0.04284	Área SH1 (10000 sqft)
Ex68area	0.0338	Área SH2 (10000 sqft)
Ex71area	0.4005	Área Economizer (10000 sqft)
BRLarea	0.2571	Área Waste Boiler (10000 sqft)
CLRarea	0.2	Área Converter Boiler(10000 sqft)

Escalar 5

Descripción: eficiencias y pérdidas de calor

Nombre	Valor	Descripción
blrloss	0.9839	Perdida de calor en wate boiler (10e-4 MJ/s K sqft)
clrloss	0.28496	Perdida de calor en converter boiler (10e-4 MJ/s K sqft)
ex65loss	0.2341	Perdida de calor en cold IP(10e-4 MJ/s K sqft)
ex66loss	0.18096	Perdida de calor en hot IP(10e-4 MJ/s K sqft)
ex67loss	0.06178	Perdida de calor en SH1 (10e-4 MJ/s K sqft)

ex68loss	0.01406	Perdida de calor en SH2 (10e-4 MJ/s K sqft
ex71loss	0.20876	Perdida de calor en economizer (10e-4 MJ/s K sqft
frnloss	5.24521	Perdida de calor en el horno(10e-4 MJ/s K sqft

Escalar 6

Descripción: Coeficientes de costos

Nombre	Valor	Descripción
cstsulfur	1.7	Costo del sulfuro (/kmol)
cstfeedw	0.00675	Costo del agua de alimentación (/kmol)
cstdilutw	0.00198	Costo del agua de dilución(/kmol)
cstacid	0.02134	Costo del producto(/kmol)
csthpssteam	0.103	Costo del vapor hp(/kmol)

TABLAS DE ENTALPÍA.

Coe_Cp

Descripción: Coeficientes de Cp para gas ideal (T<1000K)

Fila: COMP1

Columna: J_Cp

No. de columnas:5

	a1	a2	a3	a4	a5
so2	3.2665	5.3238e-3	6.8467e-7	-5.2810e-9	2.55905e-12
so3	2.5780	1.4556e-2	-9.1764e-6	-7.9203e-10	1.97095e-12
o2	3.78246	-2.9967e-3	9.8474e-6	-9.6813e-9	3.2437e-12
n2	3.5310	-1.2366e-4	-5.0300e-7	2.4353e-9	-1.4088e-12

Coe_H1

Descripción: Coeficientes de entalpías para gas idela(T<1000K)

Fila: COMP1

Columna: J_H2

No. de columnas:5

	a11	a12	a13	a14	a15
so2	3.2665	5.3238e-3	6.8467e-7	-5.2810e-9	2.55905e-12
so3	2.5780	1.4556e-2	-9.1764e-6	-7.9203e-10	1.97095e-12
o2	3.78246	-2.9967e-3	9.8474e-6	-9.6813e-9	3.2437e-12
n2	3.5310	-1.2366e-4	-5.0300e-7	2.4353e-9	-1.4088e-12

Coe_H2

Descripción: Coeficientes de entalpía para gas ideal(T<1000K)

Fila: COMP1

Columna: J_H2

No. de columnas:5

	a11	a12	a13	a14	a15
so2	5.2451	1.9704e-3	-8.0376e-7	1.5150 e-10	1.0558e-14
so3	7.0757	3.1763e-3	-1.3536e-6	2.5631e-10	-1.7936e-14
o2	3.6610	6.5637e-4	-1.4115e-7	2.0580e-11	-1.2991e-15
n2	2.9526	1.3969-3	-4.9263e-7	7.8601e-11	-4.60755e-15

Coe_HS

Descripción: Coeficientes de entalpía para el sulfuro(T>1000K)

Fila: COMP1

Columna: J_H2

No. de columnas:5

	a11	a12	a13	a14	a15
so2	5.2451	1.9704e-3	-8.0376e-7	1.5150 e-10	1.0558e-14
so3	7.0757	3.1763e-3	-1.3536e-6	2.5631e-10	-1.7936e-14
o2	3.6610	6.5637e-4	-1.4115e-7	2.0580e-11	-1.2991e-15
n2	2.9526	1.3969-3	-4.9263e-7	7.8601e-11	-4.60755e-15