

00579 8
24



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO**

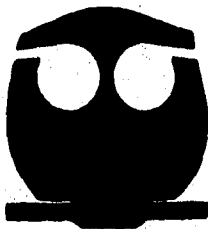
FACULTAD DE QUÍMICA
DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

**MODELAMIENTO DE LA PLANTA DE COQUIZADO
FLUIDIZADO DE LA REFINERÍA FRANCISCO I.
MADERO**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA QUÍMICA
(PROCESOS)

P R E S E N T A:
ING. EDUARDO MENDOZA SANCHEZ



MEXICO, D. F.

1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México



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.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE QUÍMICA
DIRECCIÓN

LIC. ANTONIO DÍAZ GARCÍA
Jefe de la Unidad de Registro e Información.
Ciudad Universitaria
Presente.

Me es grato informarle que el alumno ING. EDUARDO MENDOZA SÁNCHEZ, presentará próximamente su examen para obtener el grado de Maestría en Ingeniería Química (Procesos) ante el siguiente jurado:

Presidente:	Dr. Sergio Trejo Martínez
Primer Vocal	Dr. Martín Hernández Luna
Secretario:	Dr. Ricardo Rivero Rodríguez (IMP)
Primer Suplente:	Dr. Rafael Herrera Nájera
Segundo Suplente:	Dr. Reynaldo Sandoval González

Sin otro particular de momento, aprovecho la ocasión para enviarle un cordial saludo.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"
Ciudad Universitaria, D. F., 10 de julio de 1996.


DR. ANDONI GARRITZ RUIZ
Director.

C.c.p. Integrantes del Jurado
C.c.p. Coordinador de Área
C.c.p. Departamento de Control Escolar
C.c.p. Interesado
*ggm.

MODELAMIENTO DE LA PLANTA DE COQUIZADO FLUIDIZADO DE LA REFINERIA FRANCISCO. I. MADERO

RESUMEN

El presente trabajo presenta un sistema de cálculo para obtener los parámetros termodinámicos más importantes de un proceso de Coquizado Fluidizado.

Se presentan dos submodelos:

- Balance de Energía
- Balance de Materia

Se han desarrollado una serie de subprogramas en ambiente Windows para el cálculo de dichos modelos; los cuales se describen paso a paso. Se utiliza una serie de datos, tanto de pruebas analíticas así como de condiciones operacionales del proceso, para resolver el problema.

El modelo esta basado en las ecuaciones fundamentales de conservación de materia y energía; a partir de las cuales se determinan las variables.

Las propiedades de corrientes utilizadas son obtenidas a partir de la caracterización típica de fracciones del petróleo.

Los parámetros más importantes que se calculan son :

- Coque quemado
- Coque producto
- Circulación de coque caliente
- Energía de reacción

A partir de estos modelos se podrán realizar evaluaciones técnico-económicas del proceso, actividad por demás importante y necesaria para poder evaluar la rentabilidad del proceso. El modelo es comparado con datos de diseño original, así como con un simulador comercial.

AGRADECIMIENTOS

A PETROLEOS MEXICANOS, POR BRINDARME
LA OPORTUNIDAD DE SUPERACIÓN.

A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO,
MAXIMA CASA DE ESTUDIOS, ASÍ COMO A LOS PROFESORES
DE LA FACULTAD DE QUIMICA, POR BRINDAR SUS CONOCIMIENTOS.

A TODO EL PERSONAL DE LA REFINERÍA FCO. I MADERO, POR TODO EL
APOYO Y FACILIDADES PARA LA REALIZACIÓN DEL PRESENTE TRABAJO

A LOS ASESORES DR. ENRIQUE BAZUA RUEDA Y
DR. ANTONIO MONTALVO ROBLES, POR SU TIEMPO,
ORIENTACIÓN, COLABORACIÓN Y CONSEJOS.

AL HONORABLE JURADO, POR SU OPINIÓN DEL PRESENTE TRABAJO

DEDICATORIAS

**CON AMOR PARA MI ESPOSA LUPITA ,
POR SER PARTE ESPECIAL DE MI VIDA.**

**CON CARÍÑO PARA MIS HIJOS LUIS EDUARDO, GERARDO, Y ALEJANDRO,
POR SER PARTE DE LO HERMOSO DE MI VIDA.**

**A MIS PADRES : SR. LUIS MENDOZA Y SRA. ENEDELIA SÁNCHEZ,
POR TODO LO QUE SOY CON CARÍÑO Y RESPETO.**

**A MIS HERMANOS Y FAMILIARES ;
POR SU APOYO Y UNION FAMILIAR**

CONTENIDO

JURADO	I
RESUMEN.....	II
AGRADECIMIENTOS	III
DEDICATORIAS	IV
CONTENIDO.....	V
INTRODUCCION.....	1
CAPITULO 1.- GENERALIDADES	3
1.1.- El proceso de craqueo térmico	4
1.2.- Variables en el craqueo térmico	4
1.3.- Coque de petróleo	7
CAPITULO 2.- ANTECEDENTES, DESCRIPCION, Y DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA COQUIZADORA	9
2.1.- Antecedentes	10
2.2.- Descripción del flujo del proceso	12
2.2.1.- Sistema de extracción de coque	15
2.2.2.- Sección de fraccionamiento	17
2.3.- Diagrama de flujo de proceso de la sección de reacción	19
2.4.- Diagrama de flujo de proceso de la sección de fraccionamiento	20
CAPITULO 3.- DESARROLLO DEL MODELO.....	21
3.1.- Balance de materia y energía	22
3.2.- Balance de energía del Quemador	27
3.3.- Balance de energía del Reactor	32
3.4.- Balance de materia global.....	35
CAPITULO 4.- SISTEMA DE CALCULO DEL MODELO.....	37
4.1.- Sistema de cálculo	38
4.2.- Desarrollo del sistema de cálculo	38
4.2.1.- Balance de energía	38
4.2.2.- Balance de materia.....	47

CAPITULO 5.- OBTENCION DE RESULTADOS CON EL MODELO DESARROLLADO. COMPARACION CON RESULTADOS DE DISEÑO, ASI COMO CON UN SIMULADOR COMERCIAL.....	49
5.1.- Lenguaje de programación utilizado	50
5.2.- Interfase	51
5.3.- Diseño de la interfase	51
5.4.- Secuencia de introducción de datos y obtención de resultados. Balance de energía	56
5.4.1.- Diseño original	58
5.4.2.- Simulador comercial	66
5.5.- Secuencia de introducción de datos y obtención de resultados balance de materia	74
5.6.- Comparación de resultados entre el modelo y el diseño original	83
5.7.- Comparación de resultados entre el modelo y un simulador comercial	84
5.8.- Comparación de resultados entre el modelo y un simulador comercial a otras condiciones de operación	85
 CAPITULO 6.- ANALISIS DE RESULTADOS	 86
 CAPITULO 7.- CONCLUSIONES	 90
 BIBLIOGRAFIA	 93
 APENDICE I	
LISTA DE EQUIPOS DE PROCESO.....	97
 APENDICE II	
SECUENCIA MANUAL DE APLICACION	100
II.1.- Balance de energía	101
II.2.- Balance de materia	125
 APENDICE III	
CARACTERIZACION DE CORRIENTES DEL PROCESO.....	138
 APENDICE IV	
INSTALACION DE LOS PROGRAMAS EXECUTABLES EN AMBIENTE WINDOWS	141
 APENDICE V	
LISTADO DE PROGRAMAS	143

INTRODUCCION

INTRODUCCION

Los factores ambientales y económicos cada vez tienen mayor importancia. Esto trae como consecuencia la división de un Sistema en dos grupos, el medio ambiente y la producción, por lo que el beneficio y el costo tienen un efecto adverso en el progreso. En resumen existen múltiples tomas de decisiones las cuales deben de hacerse adecuadamente. Para lograr tal propósito, es necesario saber aplicar los principios y cálculos básicos de ingeniería química utilizando los conceptos fundamentales de las leyes de conservación, aplicados a los balances de materia y energía.

Un balance de materia es un conteo del flujo y cambio de masa en el inventario de materiales de un sistema, en base a la ley de conservación de la materia.

Un balance de energía parte de restricciones generales bajo las que se observan todas las transformaciones de energía, conocida como primera ley de la termodinámica.

Una vez que se tienen las expresiones matemáticas, estas leyes dan lugar a ecuaciones que permiten obtener resultados y conclusiones prácticas.

El presente trabajo pretende aplicar los conceptos anteriores utilizando la información disponible y, mediante una computadora, determinar los parámetros más importantes involucrados en un proceso de coquización fluida, que serán punto de partida para realizar evaluaciones técnico-económicas del proceso.

CAPITULO 1

GENERALIDADES

1.1.- EL PROCESO DE CRAQUEO TERMICO

Los procesos de *craqueo térmico* de residuos de vacío son una tecnología para manejar la creciente demanda de gasóleos para la producción de gasolina catalítica. Varios tipos de procesos han surgido: "*Fluid Coking*", "*Delayed Coking*", "*Flexicoking*", "*Eureka*", "*Visbreaking*". Estos procesos tienen condiciones de operación diferentes y los productos obtenidos son específicos de cada uno de ellos.

En estos procesos la carga a la planta es el residuo de la destilación al vacío que se convierte a fracciones más ligeras que son aprovechadas como carga a otras plantas de la refinería.

En todos estos procesos los objetivos son : mayor rendimiento de gasóleos, incremento en el rendimiento líquido total, reducción de costos de servicios auxiliares y reducción de costos de construcción. Estos objetivos no son fáciles de alcanzar y normalmente la utilización de un simulador de procesos resulta ventajosa para obtener resultados óptimos.

1.2.- VARIABLES PRINCIPALES EN LOS PROCESOS DE CRAQUEO TERMICO

Para el diseño y control de un proceso de craqueo de residuos, las siguientes variables independientes son claves: temperatura de reacción, presión de reacción, tiempo de residencia, distribución de tiempos de residencia, y la caracterización de la alimentación.

En todos estos procesos la formación simultánea de coque limita la conversión a productos líquidos destilables. En los procesos de "*Visbreaking*" y "*Eureka*", la conversión está

sujeta al punto de formación de coque, ya que debe evitarse su formación para que no se tapone el reactor.

Los procesos de coquizado (sin gasificación), que están diseñados para aceptar al coque como subproducto sólido, permiten mayor conversión a líquidos destilables. Sin embargo el coque obtenido (10-30% peso de la alimentación) es de mucho menor valor que los líquidos destilables que constituyen el producto principal. Aunque muchos aspectos cinéticos de la termólisis de residuos y mecanismos de formación de coque se han publicado, no ha sido posible conjuntar ambos mecanismos en un solo modelo cinético que los represente adecuadamente.

Muchas investigaciones basadas en los trabajos de Levinter (1966, 1967) han postulado que la formación del coque, consecuencia de la termólisis del residuo, es una secuencia de pasos de polimerización y condensación de las fracciones más ligeras hacia las más pesadas.

Aceites → Resinas → Asfaltenos → Carbenos → Coque

Evidencias recientes (Wiehe, 1992) muestran que esta ruta de reacción resulta de un incremento de aromaticidad y oligomerización, y una combinación de éstas. Sin embargo, los modelos cinéticos que contienen tales secuencias de reacciones químicas directas a coque fallan al predecir el periodo de inducción antes de que empiece la formación de coque. Este periodo de inducción ha sido observado experimentalmente por muchos investigadores.

Magaril et al. (1968,1971) fue el primero en postular que la formación de coque es provocado por la separación de fases de asfaltenos. Desafortunadamente sus pocos datos cinéticos lo condujeron a utilizar variaciones cinéticas lineales o de orden cero en vez de cinéticas de primer orden esperadas para la termólisis. Recientemente, Yan (1987) describe la formación de coque en "fibraking" como resultado de un paso de separación de fases, pero este paso no está incluido en su modelo cinético de formación de coque.

Por lo tanto, los estudios cinéticos se han concentrado en la conversión de la porción de asfaltenos del residuo de petróleo. Wiehe (1993) ha concluido que la cinética de conversión del residuo tiene cuatro características comunes: Un periodo de inducción antes de empezar la formación de coque, un máximo en la concentración de asfaltenos al final del periodo de inducción, la aproximación a una constante de la relación entre concentración de asfaltenos y los no volátiles solubles en heptano para tiempos de reacción grandes, y una alta reactividad de los asfaltenos.

Schucker (1983), en la determinación de la cinética de coquizado para residuo pesado de vacío, demostró que las reacciones de descomposición térmica no pueden ser descritas por un modelo que involucre únicamente una energía de activación. La separación del residuo en asfaltenos, aromáticos polares, aromáticos, e hidrocarburos saturados, muestra comportamientos diferentes en las energías de activación de cada uno, los cuales son función del grado de conversión

D. K. Banerjee (1986) encontró que el orden de las constantes de velocidad de reacción es:

Asfaltenos > Resinas > Aromáticos > Saturados

además encontró que la aromaticidad juega un papel importante en la determinación de la velocidad de formación del coque.

Todos estos conceptos son base para conocer más profundamente el proceso de coquización fluida y obtener mayor valor agregado en los productos del proceso.

Desafortunadamente, las cargas de crudo disponible en las refinerías de Pemex empiezan a ser progresivamente más pesadas, esto es que contienen una mayor cantidad de fracciones no destilables del residuo de vacío. Como resultado habrá un mayor potencial para el desarrollo eficiente de procesos de bajo costo que conviertan el residuo en productos ligeros de mayor valor.

Uno de los puntos importantes en los procesos de coquización fluida son los efectos térmicos tanto en el quemador como en el reactor fluidizado. La obtención de parámetros como circulación de coque caliente, energía de craqueo, coque quemado, etc. deben de ser conocidos para realizar evaluaciones del proceso.

De la coquización fluida se obtienen altos rendimientos, similares a los que alcanza una coquización retardada convencional. La coquización retardada es un proceso que tiene auge en la actualidad en el craqueo de residuos de vacío. La energía externa requerida por la coquización fluida es menor que la de una coquización retardada, ya que la mayor comparación es que energía de reacción es proporcionada por el coque del sistema que se quema.

1.3.- COQUE DE PETROLEO

El coque de petróleo es una forma de sólido oscuro de carbón, producto de la descomposición térmica de la polimerización de líquidos de hidrocarburos pesados derivados

del petróleo. Históricamente, el coque del petróleo ha sido considerado el producto menos deseable en el esquema de una refinería. En la actualidad refinerías modernas producen un promedio de 27 millones de toneladas por año de coque de petróleo. Cuando el crudo procesado tiene bajo contenido de azufre y metales, el coque de petróleo es considerado un producto de valor.

Los usos actuales para el coque incluyen:

- Electrodo de aluminio, si es de bajo contenido de metales (<400 ppm de V)
- Industria del acero, si el azufre es bajo (<3% S).
- Combustible en plantas de potencia, incluyendo calderas de cama fluidizada.
- Sistemas Integrales de gasificación y cogeneración en ciclo combinado (IGCC).

CAPITULO 2

ANTECEDENTES, DESCRIPCION, Y DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA COQUIZADORA

2.1 - ANTECEDENTES

La planta coquizadora que se estudia en este trabajo se encuentra ubicada en la Refinería Francisco I. Madero en ciudad Madero, Tam. y es la única que existe en Petróleos Mexicanos. La planta cuenta con una capacidad de procesamiento de 10,000 BPD (barriles / día) de residuo de vacío e inició su operación en 1968. El diseño ha sufrido cambios que le han permitido una operación más constante y confiable. El proceso está basado en una patente de EXXON Research and Engineering Company. El proceso fue por primera vez comercializado en 1954. Actualmente hay nueve unidades de coquización fluida operando en todo el mundo con un procesamiento de 159,000 BPD.

El proceso consta esencialmente de dos reactores principales llamados Quemador y Reactor. Parte de residuo de vacío es introducido a un lavador el cual intercambia calor con los gases producidos en el reactor, condensando la fracción pesada de hidrocarburos gaseosos. La carga total incluyendo carga fresca y reciclo condensado es inyectada a un reactor de cama fluidizada de coque, donde es térmicamente craqueada para producir líquidos más ligeros, gas y coque. El coque producido se mantiene en la cama densa, mientras que los vapores de hidrocarburos pasan a la zona de lavado. En esta zona se remueve el coque arrastrado y se condensan los productos arriba de 524°C (975°F) que se recirculan al reactor. Los productos ligeros son enviados del lavador a un fraccionamiento convencional, pasando después a una unidad de compresión de gas, y a las unidades de recuperación de fracciones ligeras.

La energía requerida para mantener el reactor a la temperatura de coquizado es proporcionada por la circulación del coque entre el reactor y el quemador. Una parte del coque producido en el reactor es quemado con aire para satisfacer la energía requerida por el proceso. El exceso de coque es extraído del quemador enviándolo a almacenamiento.

El rendimiento líquido y el coque producido pueden variarse ligeramente para ajustar el producto deseado. Finalmente, el proceso es generalmente insensible a contaminantes en la alimentación tales como azufre, nitrógeno, metales y cenizas.

Estudios realizados por EXXON muestran que estos procesos han alcanzado un factor de servicio del 90.5% (fracción del total del tiempo disponible durante el cual el proceso está en operación), alcanzándose el 95% en algunas unidades. El dato de corrida más larga es de 31 meses.

2.2. - DESCRIPCION DEL FLUJO DE PROCESO

En la figura 1 (página 19), se muestra el diagrama de la sección de reacción del proceso de coquizado fluidizado.

La corriente de residuo de vacío (1), a 290°C (554°F) proveniente del tanque de carga MH-TK-3 y la corriente de fondos (2), del lavador MH-T-1A a 260°C (680°F) se combinan y son enviadas mediante la bomba MH-P-1 dividiéndose en dos corrientes; una al lavador MH-T1A (4), y otra al reactor MH-T-1 (5). La temperatura resultante de la carga combinada (3), es de 320°C (608°F). La carga combinada al reactor es de 12,500 BPD.

La primer corriente (4), que va a la sección de derrame del lavador MH-T-1A, es previamente enfriada a 312°C (594°F) mediante la caldereta MH-E-8 generadora de vapor de 19 kg/cm^2 y se pone en contacto con los vapores provenientes del reactor para su enfriamiento, evitando desintegración y carbonización posterior. Esta corriente de reflujo, es regulada por un controlador para mantener un flujo constante de alimentación al lavador; la temperatura de salida es de 360°C (680°C).

La corriente (2), que se extrae del fondo del lavador MH-T-1A es regulada por un controlador de flujo, el cual recibe una señal de registro del control de nivel localizado en la base del lavador. La corriente del fondo del lavador MH-T-1A pasan a través de una coladera tipo canasta, antes de pasar por una válvula de control de flujo para detener todas las partículas de coque (atrapadas por la corriente circulante), uniéndose a la carga fresca en la succión de la bomba de carga MH-P-1.

La segunda corriente (5), se alimenta y se desintegra en la cama densa del reactor. Los vapores producto de la reacción dejan la cama densa a una temperatura de 510°C (950°F) y se calientan a 518°C (965°F) por medio del coque caliente que entra y el coque de arrastre, y pasa a través de un grupo de ciclones al lavador MH-T-1A.

Los vapores producto de la reacción (6), son previamente enfriados mediante el reflujo de carga combinada, y rectificadas mediante una corriente de reflujo de gasóleo pesado (7), en el lavador MH-T-1A, antes de pasar a la torre fraccionadora MH-T-3.

El coque formado en la reacción de desintegración se deposita sobre las partículas de coque de circulación en la cama del reactor. Las partículas de coque que se arrastran con los gases de reacción se eliminan por medio de los ciclones del reactor y se retornan a la cama por la pierna de los ciclones.

Vapor de atrición (8), se utiliza para mantener el tamaño de partícula. La alta velocidad del vapor rompe las partículas de coque más grandes para producir finos, los cuales sirven como núcleo para nuevos depósitos de coque. El vapor de alimentación al reactor está a 42 kg/cm^2 (600 psig) y a 550°C (1022°F), y se inyecta a través de las boquillas de atrición dentro del reactor.

El coque fluye de la cama densa del reactor a la sección con placas deflectoras del agotador. Se le inyecta vapor en el fondo del agotador para eliminar los hidrocarburos volátiles del coque. Las partículas de coque que son muy grandes para pasar a través de la malla cónica localizada en el fondo del agotador, se recolectan en la tolva de coque residual. Las partículas de coque atrapadas se recolectan en una línea de 12° la cual tiene un ángulo de 30° con respecto a la vertical saliendo por un lado del cono del agotador. A la salida del

agotador de esta línea tiene una sección de 5 pies que se bloquea doblemente con válvulas en cada extremo. La extracción de estas partículas grandes del sistema es intermitente.

El coque agotado (10), fluye al quemador a través de una línea de 25 " de diámetro interno, denominada línea de transferencia de coque frío. La relación de coque que fluye del reactor al quemador se controla por la válvula de deslizamiento LRCV-1 del coque frío. El controlador de nivel de la cama densa del reactor controla la acción de la válvula de deslizamiento de coque frío.

Vapor de aereación se inyecta a intervalos a lo largo del elevador en la línea de coque frío para prevenir taponamientos y asentamientos del coque circulante. El vapor elevador se inyecta por control de flujo a la altura del codo del elevador hasta el quemador.

El quemador es la unidad que mantiene el balance térmico, mediante la combustión del coque con aire.

El aire al quemador (12), se suministra por el soplador MH-C-1, el cual succiona de la atmósfera. El flujo de aire se controla regulando la velocidad de la turbina del soplador, y se descarga dentro del quemador a través de un distribuidor. La cama de coque se mantiene entre 593^o a 618^o C (1100 -1135^oF) por el controlador de temperatura de la cama densa, que a su vez manda señal al gobernador de la turbina del soplador MH-C-1 regulando su velocidad.

Los gases de la combustión (9), salen de la cama densa del quemador a 593^oC (1100^oC) pasando a través de dos pasos de ciclones a la chimenea. Los finos de coque se eliminan de

los gases de combustión por los ciclones, y se regresan a la cama densa por medio de las piernas de los mismos.

En la chimenea, los gases de combustión pasan a través de una válvula de deslizamiento a un silenciador antes de descargarse a la atmósfera. La acción de la válvula de deslizamiento de la chimenea se regula por un controlador de presión diferencial en el cual se mantiene una presión diferencial constante entre el reactor y el quemador.

El coque del quemador se divide en dos corrientes de salida; la corriente de coque caliente y la corriente de coque producto.

El coque caliente (11), sale del fondo del quemador hacia abajo a través de la línea de transferencia de coque caliente circulando al reactor por la vía flexionada del elevador vertical. El flujo de coque caliente de transferencia del quemador al reactor se controla por una válvula de deslizamiento, regulada por el control de temperatura de la cama densa del reactor. Se inyecta vapor de aereación exactamente arriba de esta válvula para evitar taponamiento con el coque.

2.2.1.- SISTEMA DE EXTRACCION DE COQUE

El coque producto (14), a 593°C (1100°F) fluye sobre un vertedero ranurado en la línea de derrame y pasa hacia abajo a través de la sección elutriadora con deflectores al tambor de enfriamiento donde se enfría a 177°C (350°F) con espreas con agua (13).

El agua vaporizada al contacto con el coque caliente arrastra las partículas finas de coque, y pasa hacia arriba por el elutriador regresando las partículas finas de coque al quemador. El coque fluye finalmente a través de la válvula de deslizamiento PRCV-1 hacia el silo de almacenamiento MH-D-4, utilizando aire de arrastre (15), para su transporte. La válvula de deslizamiento se acciona por el control de nivel de la cama densa en el elutriador.

2.2.2 - SECCION DE FRACCIONAMIENTO

Los vapores del lavador MH-T-1A (6), a 370°C (698°F) entran al fondo de la fraccionadora MH-T-3, mostrada en la Figura 2 (página 20). Los fondos de la fraccionadora MH-T-3 a 282°C (540°F) se envían mediante la bomba de gasóleo pesado MH-P-5 a través del generador de vapor de baja presión MH-E-5A hacia el enfriador de flujo intermedio MH-E-6, enfriándose a 190°C (374°F), para dividirse en tres corrientes. La primera corriente (16), es la del control del nivel del gasóleo pesado producto enviándose a almacenamiento a través del enfriador de gasóleo MH-E-4; la válvula de control es accionada por un controlador de nivel en el fondo de la fraccionadora MH-T-3.

La segunda corriente de gasóleo (17), se usa como reflujo intermedio para rectificación y mantener el balance térmico del fondo de la torre fraccionadora MH-T-3 y se retorna a 190°C (374°F) al plato 3. La tercera corriente (18), es de rectificación; la cual fluye a la malla en la parte superior del lavador MH-T-1A para control del punto final del gasóleo pesado.

El generador de vapor MH-E-5A es del tipo caldereta produciendo vapor de 9 kg/cm^2 .

El gasóleo ligero producto (25), se obtiene a 207°C del plato 7 de la fraccionadora MH-T-3 y enviado mediante la bomba MH-P-4, a almacenamiento a través del enfriador MH-E-3 a 51°C (125°F).

La nafta pesada producto (24), se extrae a 146°C (295°F) del plato 11 de la fraccionadora MH-T-3 pasando al agotador de nafta pesada MH-T-4. La nafta pesada se agota con vapor,

y los vapores desprendidos se regresan a la torre fraccionadora MH-T-3 abajo del plato 14. La nafta pesada a 132^oC (270^oF) se extrae del agotador MH-T-4 mediante la bomba MH-P-3, enviándose a almacenamiento través del enfriador MH-E-2 a 43^oC (110^oF)

Los vapores de la parte superior de la fraccionadora MH-T-3 a 107^oC (225^oF) se condensan parcialmente enfriándose a 49^o C (120^oF) en los condensadores MH-E-1, fluyendo al acumulador de destilados MH-D-1. El reflujo de nafta ligera del acumulador MH-D-1 se envía mediante la bomba MH-P-2 a la parte superior de la fraccionadora MH-T-3 a control de temperatura. La nafta ligera producto (23), del acumulador MH-D-1 se envía a control de nivel, a través del enfriador de nafta ligera MH-E-7 a almacenamiento a una temperatura de 100^o F (37^oF). El agua amarga (22), se desaloja de la acción separadora (dos fases) del MH-D-1 enviándose mediante la bomba MH-P-6 a la fosa de agua de la Unidad de Craqueo Catalítico.

El gas húmedo (21), del acumulador MH-D-1 a control de presión se envía a compresión a la planta estabilizadora.

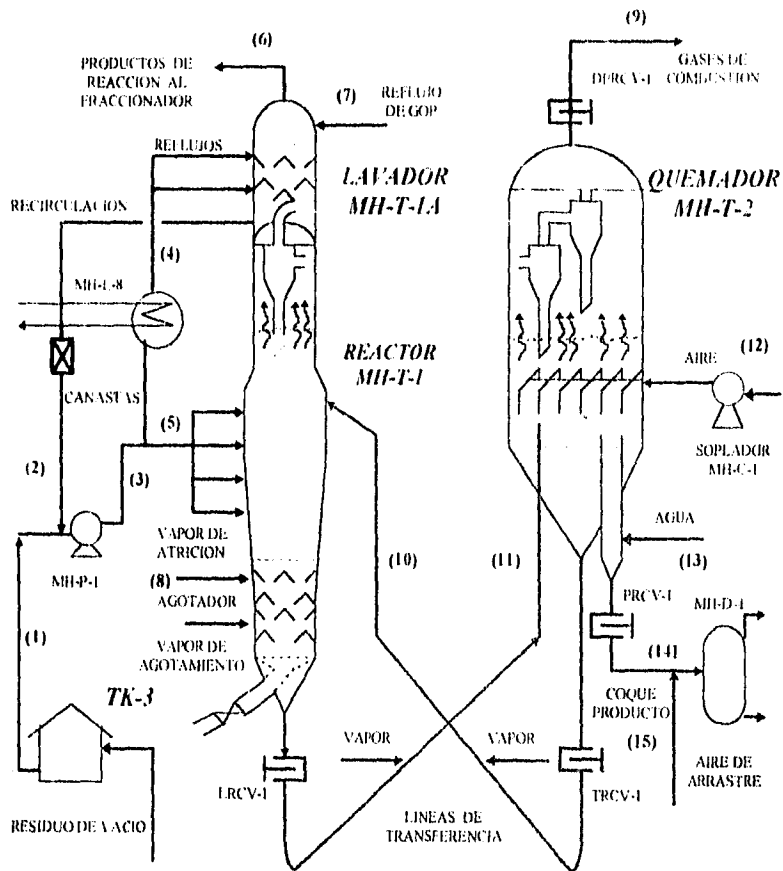


FIGURA 1. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO SECCION DE REACCION

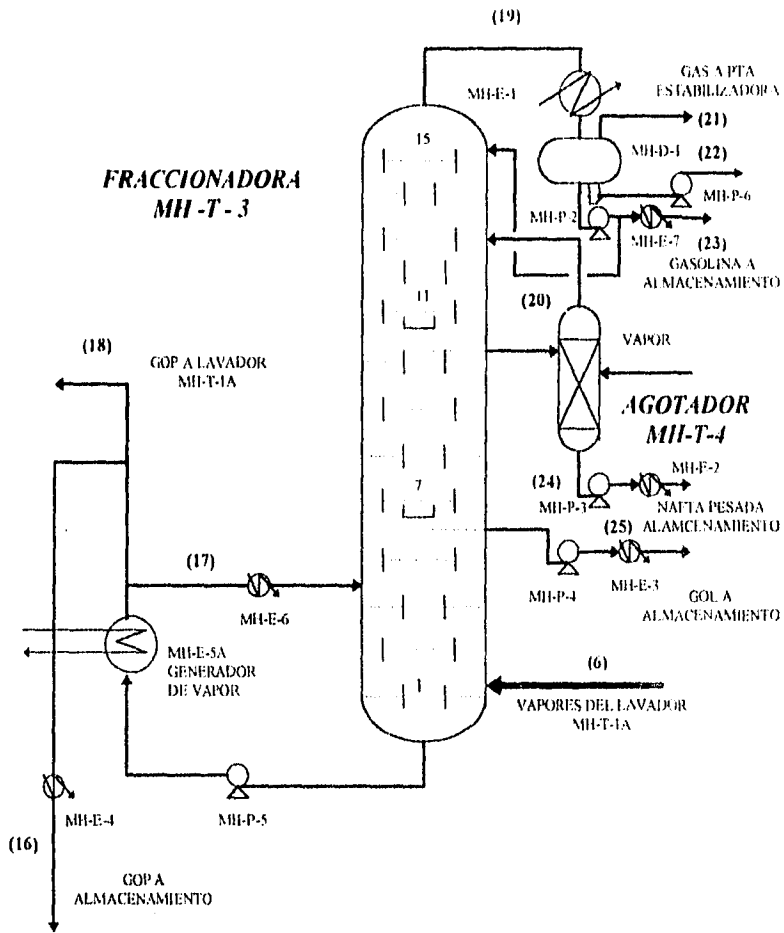


FIGURA 2. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO SECCION DE FRACCIONAMIENTO

CAPITULO 3

DESARROLLO DEL MODELO

3.1 BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA

En la Figura 3 se muestra el diagrama general del proceso indicando las corrientes de alimentación y los productos.

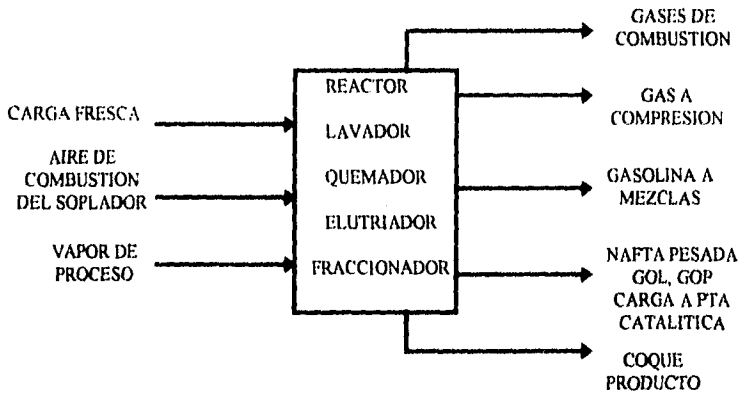


FIGURA 3. DIAGRAMA DE BLOQUE DEL PROCESO

La evaluación del rendimiento del proceso se obtiene a partir de los balances de energía, y de materia, al contarse con las condiciones de operación (flujos, temperaturas, etc.).

Para efectuar los balances se parte de la información de corrientes y datos de operación que se indican en el apéndice II.

La estrategia para el desarrollo de los modelos de balances de energía y materia dependerá de los datos disponibles y del número de variables que resulten al plantear las ecuaciones de

dichos balances, de tal manera que los cálculos sean sencillos y presenten la secuencia más lógica de cálculo.

El primer paso para el desarrollo del modelo que permita obtener los parámetros termodinámicos importantes del proceso, es plantear los balances de materia y energía alrededor del Reactor y del Quemador.

En la Figura 4 se muestra un esquema típico para el balance de energía. Las variables de operación del Quemador-Reactor están directamente relacionadas entre si, pero esto no implica que no se pueda estudiar cada unidad por separado. Como se observa en las Figuras 5 y 6, al separar los esquemas se facilita el análisis y la identificación de todas las entradas y salidas de energía del sistema.

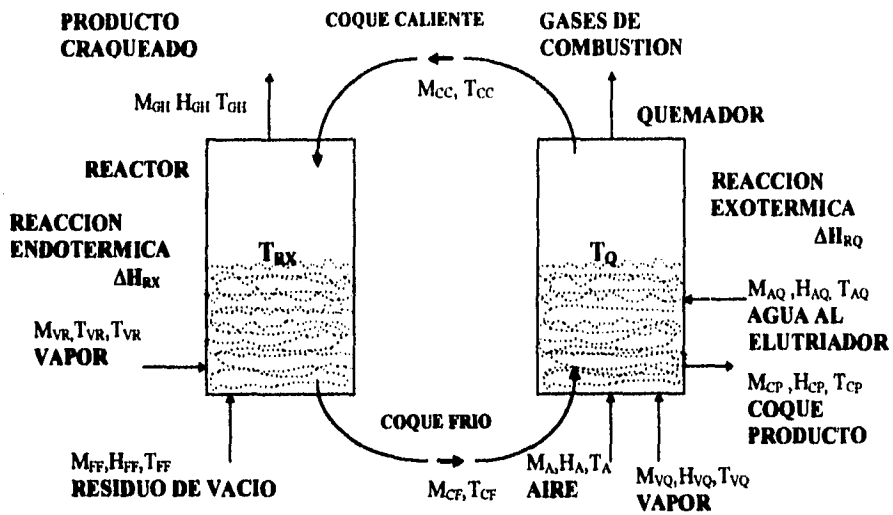


FIGURA 4. ESQUEMA DEL SISTEMA REACTOR-QUEMADOR

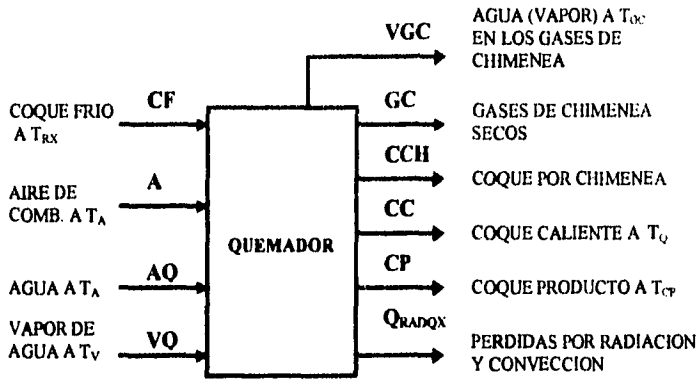


FIGURA 5. DIAGRAMA DE BLOQUE DEL QUEMADOR

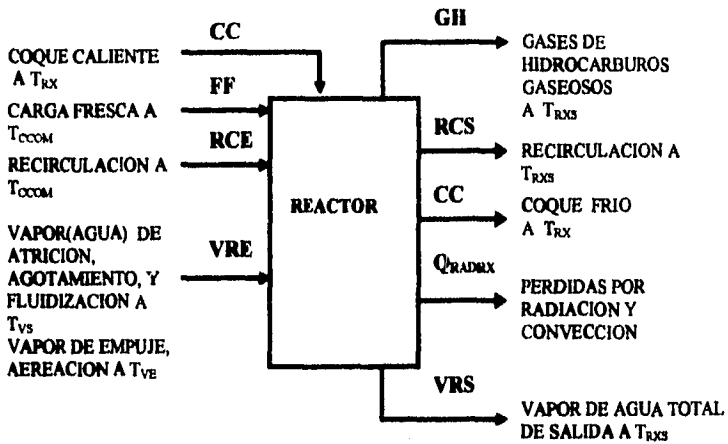


FIGURA 6. DIAGRAMA DE BLOQUE DEL REACTOR

Antes de plantear el balance de energía se deben establecer los balances de materia para los sistemas definidos para su análisis :

BALANCE REACTOR QUEMADOR

$$M_{FF} + M_{RCE} + M_{VRE} + M_{AQ} + M_A + M_{VQ} = M_{GC} + M_{GH} + M_{CP} - M_{RCS} + M_{VRS} \dots\dots\dots (3.1)$$

BALANCE DEL REACTOR

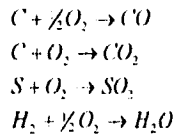
$$M_{FF} + M_{RCE} + M_{VRE} + M_{CC} = M_{GH} + M_{CF} + M_{RCS} + M_{VRS} \dots\dots\dots (3.2)$$

BALANCE DEL QUEMADOR

$$M_{CF} + M_A + M_{AQ} + M_{VQ} = M_{VGC} + M_{GC} + M_{CCH} + M_{CC} + M_{CP} \dots\dots\dots (3.3)$$

3.2 BALANCE DE ENERGIA EN EL QUEMADOR

Las reacciones que se llevan a cabo en el quemador son :



A partir del balance general de energía en régimen estacionario :

$$Q + W + \sum_{Corr. Ent.} (h + gz + \frac{1}{2} v^2)_{Ent.} M_{ent.} = \sum_{Corr. Sal.} (h + gz + \frac{1}{2} v^2)_{Sal.} M_{sal} \dots\dots\dots(3.4)$$

Suponiendo despreciables los efectos cinéticos, potenciales y sin transferencia de trabajo, además los cambios de energía causados por la reacción, se incorporan al balance de entalpia de cada especie :

$$Q = \Delta H = H_{SALIDA} - H_{ENTRADA} \dots\dots\dots(3.5)$$

Para un proceso donde ocurre reacción química y cambios de temperatura, el ΔH se obtiene por el siguiente esquema:

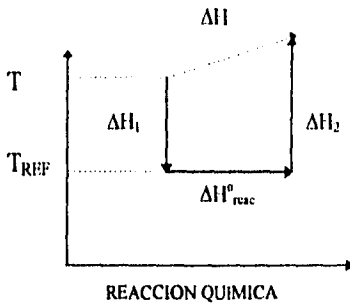


FIGURA 7. LEY DE HESS

$$Q = \Delta H = \Delta H_{\text{reac}}^{\circ} + \Delta H_1 + \Delta H_2 \quad \dots\dots\dots(3.6)$$

$$\Delta H_1 = - \sum \int_{T_{\text{ref}}}^T M_r C_{p_r} dT \quad (\text{reactivos}) \quad \dots\dots\dots(3.7)$$

$$\Delta H_2 = \sum \int_{T_{\text{ref}}}^T M_p C_{p_p} dT \quad (\text{productos}) \quad \dots\dots\dots(3.8)$$

donde M_i es el Flujo de la corriente i , y C_{p_i} es la Capacidad calorifica especifica de la corriente i .

La energía generada en la reacción debido a la combustión del coque, $\Delta H_{\text{reac}}^{\circ}$ se obtiene a partir de la ley de Hess.

De la Figura 5 se pueden establecer las corrientes de entrada y salida del quemador. Las corrientes de entrada se sustituyen en la ecuación (7) y constituyen el término de reactivos y las corrientes de salida en la ecuación (8) y constituyen el término de productos. Con estas consideraciones el balance de energía para el quemador queda de la siguiente manera :

$$\Delta H_1 = \Delta H_A + \Delta H_{CF} + \Delta H_{AQ} + \Delta H_{VQ} \quad \dots\dots\dots(3.9)$$

$$\Delta H_2 = \Delta H_{GC} + \Delta H_{CP} + \Delta H_{CC} + \Delta H_{CCH} + \Delta H_{VGC} \quad \dots\dots\dots(3.10)$$

donde ΔH_i es la Entalpia correspondiente a la corriente i .

La entalpia ΔH_i se calcula mediante la ecuación :

$$\Delta H_i = \int_{T_{ref}}^{T_i} M_i C_{p,i} dT \quad \dots\dots\dots(3.11)$$

Sustituyendo las ecuaciones (10) y (11) en la ecuación (6) se obtiene :

$$Q = \Delta H_{\text{reac}}^{\circ} + (\Delta H_{GC} + \Delta H_{CP} + \Delta H_{CC} + \Delta H_{CCH} + \Delta H_{VGC}) - (\Delta H_A + \Delta H_{CF} + \Delta H_{AQ} + \Delta H_{VQ}) \quad \dots\dots\dots(3.12)$$

Como la reacción es exotérmica la energía estándar $\Delta H_{\text{reac}}^{\circ}$ de reacción es negativa. El término Q en la ecuación anterior representa el intercambio de calor del quemador con el medio ambiente y comprende las pérdidas por radiación y convección a través de las paredes

del equipo y será una cantidad negativa y se expresa como $Q = -Q_{RADQX}$ reorganizando la ecuación (12), se obtiene :

$$-Q_{RADQX} - \Delta H_{\text{reac}}^0 + \Delta H_A + \Delta H_{CF} + \Delta H_{AQ} + \Delta H_{VQ} = \Delta H_{CC} + \Delta H_{CCH} + \Delta H_{CP} + \Delta H_{CC} + \Delta H_{VGC} \quad \dots\dots\dots(3.13)$$

Substituyendo la ecuación (11) en (13) se obtiene la expresión que representa el balance de energía en el quemador :

$$\begin{aligned} -Q_{RADQX} - \Delta H_{\text{reac}}^0 + \int_{T_{\text{ref}}}^{T_A} M_A C_{pA} dT + \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{CF}} M_{CF} C_{pCF} dT + M_{AQ} (-\lambda_{\text{ref}} + \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{AQ}} C_{pAQ} dT) \\ + \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{VQ}} M_{VQ} C_{pVQ} dT = \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{CC}} M_{CC} C_{pCC} dT + \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{CP}} M_{CP} C_{pCP} dT + \int_{T_{\text{ref}}}^{T_0} M_{CC} C_{pCC} dT \\ + \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{CCH}} M_{CCH} C_{pCCH} dT + \int_{T_{\text{ref}}}^{T_{VGC}} M_{VGC} C_{pVGC} dT \quad \dots\dots\dots(3.14) \end{aligned}$$

En la ecuación anterior el estado de referencia para el agua es vapor a T_{ref} , por lo cual se introdujo el término $-\lambda_{\text{ref}}$ en la corriente de agua líquida AQ, que representa el calor latente de vaporización.

Del balance de materia se obtiene :

$$M_{CF} = M_{CC} + M_{CQ} + M_{CP} + M_{CCH} \quad \dots\dots\dots(3.15)$$

donde M_{CQ} representa el coque quemado y M_i es el flujo másico de la corriente i .

Al sustituir la ecuación (15) en la ecuación (14) se obtiene :

$$\begin{aligned}
& -Q_{RADQX} - \Delta H_{RAC}^0 + \int_{T_{AMB}}^{T_1} M_A C_{p_A} dT + \int_{T_{AMB}}^{T_{cr}} M_{cv} C_{p_{cv}} dT + \int_{T_{AMB}}^{T_{cr}} M_{cp} C_{p_{cp}} dT \\
& + \int_{T_{AMB}}^{T_{cr}} M_{CQ} C_{p_{CQ}} dT + \int_{T_{AMB}}^{T_{cr}} M_{CCN} C_{p_{CCN}} dT + M_{AQ} (-\lambda_{RAD} + \int_{T_{AMB}}^{T_{AQ}} C_{p_{AQ}} dT) \\
& + \int_{T_{AMB}}^{T_{VQ}} M_{VQ} C_{p_{VQ}} dT = \int_{T_{AMB}}^{T_{AC}} M_{CC} C_{p_{CC}} dT + \int_{T_{AMB}}^{T_{cr}} M_{CP} C_{p_{CP}} dT + \int_{T_{AMB}}^{T_{VQ}} M_{CV} C_{p_{CV}} dT \\
& + \int_{T_{AMB}}^{T_{CCN}} M_{CCN} C_{p_{CCN}} dT + \int_{T_{AMB}}^{T_{VQ}} M_{VQ} C_{p_{VQ}} dT \dots \dots \dots (3.16)
\end{aligned}$$

Asociando las integrales que contienen el termino M_{CC} , M_{CP} , M_{CV} , y reorganizando la ecuación anterior se obtiene :

$$\begin{aligned}
\int_{T_{cr}}^{T_0} M_{CC} C_{p_{CC}} dT &= -Q_{RADQX} - \Delta H_{RAC}^0 + \int_{T_{AMB}}^{T_1} M_A C_{p_A} dT + \int_{T_{AMB}}^{T_{cr}} M_{CQ} C_{p_{CQ}} dT + \int_{T_{AMB}}^{T_{VQ}} M_{VQ} C_{p_{VQ}} dT \\
& - \int_{T_{AMB}}^{T_{AC}} M_{CC} C_{p_{CC}} dT + \int_{T_{cr}}^{T_{cr}} M_{CP} C_{p_{CP}} dT + M_{AQ} (-\lambda_{RAD} + \int_{T_{AMB}}^{T_{AQ}} C_{p_{AQ}} dT) \\
& - \int_{T_{AMB}}^{T_{AC}} M_{VQ} C_{p_{VQ}} dT + \int_{T_{AMB}}^{T_{cr}} M_{CCN} C_{p_{CCN}} dT \dots \dots \dots (3.17)
\end{aligned}$$

El término del lado izquierdo de la igualdad es la energía transferida del quemador al reactor, es decir es la energía necesaria para llevar a cabo la reacción en el reactor, así como para llevar todos los reactivos y productos a la temperatura de reacción. M_{CC} representa la circulación de coque caliente del quemador al reactor.

La energía de reacción estándar a la temperatura de referencia esta dada por :

$$\Delta H_{RAC}^0 = \sum_i n_i (\Delta H_f^0)_i \dots \dots \dots (3.18)$$

Donde :

n_i = moles formados de i

$n_i > 0$ para productos

$n_i < 0$ para reactivos

Entonces la energía de reacción estándar queda como :

$$\Delta H_{\text{reac}}^{\circ} = \Delta H_{\text{rCO}_2}^{\circ} + \Delta H_{\text{rCO}}^{\circ} + \Delta H_{\text{rSO}_2}^{\circ} + \Delta H_{\text{rH}_2\text{O}}^{\circ} \dots \dots \dots (3.19)$$

Una vez obtenida la energía transferida al reactor se puede obtener la circulación del coque caliente.

3.3 BALANCE DE ENERGIA DEL REACTOR

De igual manera que para el quemador se plantea el balance de energía para el reactor. A partir de la Figura 6 se establecen las corrientes de entrada y salida del reactor.

$$\Delta H_1 = \Delta H_{\text{FF}} + \Delta H_{\text{RCE}} + \Delta H_{\text{CC}} + \Delta H_{\text{VRE}}$$

$$\Delta H_2 = \Delta H_{\text{GH}} + \Delta H_{\text{RCS}} + \Delta H_{\text{CF}} + \Delta H_{\text{VRS}}$$

$$Q = \Delta H_{\text{rac}}^0 + (\Delta H_{\text{RCS}} + \Delta H_{\text{VRS}} + \Delta H_{\text{CF}} + \Delta H_{\text{GH}}) - (\Delta H_{\text{FF}} + \Delta H_{\text{RCE}} + \Delta H_{\text{CV}} + \Delta H_{\text{VRE}}) \dots\dots\dots (3.20)$$

donde VRE representa todas las corrientes de vapor de agua de alimentación al reactor.
 Si Q representa las pérdidas por radiación en el reactor ($Q = -Q_{\text{RADRX}}$), reordenando la ecuación anterior se obtiene :

$$\Delta H_{\text{rac}}^0 = (\Delta H_{\text{VRE}} + \Delta H_{\text{FF}} + \Delta H_{\text{RCE}} + \Delta H_{\text{CV}}) - (\Delta H_{\text{CF}} + \Delta H_{\text{GH}} + \Delta H_{\text{RCS}} + \Delta H_{\text{VRS}}) + Q_{\text{RADRX}} \dots\dots\dots (3.21)$$

Si se toma como la temperatura de referencia para evaluar las entalpías la temperatura del reactor, el término ΔH_{CF} se cancela y la entalpia de reacción estará evaluada a la temperatura del reactor. A esta entalpia se le llama ΔH_{reac} . La ecuación (21) queda de la siguiente manera :

$$\Delta H_{\text{reac}} = \Delta H_{\text{VRE}} + \Delta H_{\text{FF}} + \Delta H_{\text{RCE}} + \Delta H_{\text{CV}} - (\Delta H_{\text{GH}} + \Delta H_{\text{RCS}} + \Delta H_{\text{VRS}} + Q_{\text{RADRX}}) \dots\dots\dots (3.22)$$

Expresando los términos de la ecuación (22) en función de las capacidades caloríficas e integrando de la temperatura de referencia a la temperatura a la cual entran o salen las diferentes corrientes, de acuerdo con la ecuación (11), se obtiene :

$$\Delta H_{\text{reac}} =$$

$$\int_{T_{in}}^{T_{RX}} M_{WF} C_{p_{WF}} dT + \int_{T_{in}}^{T_{RX}} M_{FF} C_{p_{FF}} dT + M_{RCR} + \int_{T_{in}}^{T_{RX}} M_{RCR} C_{p_{RCR}} dT + \int_{T_{in}}^{T_{RX}} M_{VC} C_{p_{VC}} dT -$$

$$\left(\int_{T_{in}}^{T_{RX}} M_{CH} C_{p_{CH}} dT + M_{RCS} (\lambda_{RCS} + \int_{T_{in}}^{T_{RX}} C_{p_{RCS}} dT) + \int_{T_{in}}^{T_{RX}} M_{VRS} C_{p_{VRS}} dT + Q_{R(ORA)} \right) \dots \dots \dots (3.23)$$

donde T_{RX} es la temperatura del reactor, la cual equivale a la de referencia, como se mencionó anteriormente.

La ecuación anterior proporciona la energía necesaria para llevar a efecto la reacción así como para llevar todas las corrientes de entrada y salida a la temperatura del reactor, pérdidas por radiación, etc. La integral para el vapor de agua representa en forma general la entrada y la salida de todas las corrientes de vapor, teniendo tantos términos como corrientes de vapor existan.

Ya que se tienen las ecuaciones que rigen el balance de energía se pueden resolver para encontrar las variables M_{CC} y ΔH_{reac} .

3.4 BALANCE DE MATERIA GLOBAL

El segundo paso para el modelado es el balance de materia global. Este balance está referido a los rendimientos del reactor. Esto es, la carga fresca que se alimentó así como los productos de la reacción de craqueo térmico, a salir:

- Carga fresca
- Gas húmedo
- Nafta ligera (Gasolina)
- Nafta pesada
- Gasóleo ligero
- Gasóleo pesado
- Coque bruto

Una vez que se tienen todos los datos para las corrientes, (a partir de los sistemas de medición) se evalúan los flujos máxicos, obteniéndose el rendimiento en peso para cada corriente.

El gas húmedo se calcula por medio de sus componentes ya que se conocen éstos a partir de un análisis cromatográfico.

El rendimiento de gasolina se corrige de acuerdo al punto de corte establecido. Esto es necesario ya que los rendimientos de gasolina son comparados para un punto de corte constante (221^o C de punto final de ebullición, norma D-86). Siempre que existan

fracciones que estén dentro de la escala de ebullición de la gasolina, su cantidad debe determinarse. Por otro lado si la gasolina tiene un punto de corte mayor que el indicado esta fracción debe de ser determinada restándose a la gasolina. Normalmente los puntos de corte de las gasolinas están por debajo del punto de corte siendo necesario determinar la porción de gasolina que está en los productos inmediatos de corte (principalmente la nafta pesada).

La nafta pesada, el gasóleo ligero, y el gasóleo pesado se evalúan como "pseudocomponentes", esto es, en base a una caracterización preestablecida.

Generalmente también se obtienen las producciones en porcentaje volumétrico para aquellos productos líquidos o que dependiendo de sus condiciones de presión y temperatura, a la que se manejan son líquidos.

Del balance final se puede obtener la conversión, la cual es lo que se convierte a rendimientos líquidos del reactor referidos al volumen de carga al proceso.

Por último, también se calcula el porcentaje de la diferencia en peso entre la carga fresca al proceso y los rendimientos referido al peso de la carga fresca; porcentajes menores del 0.1 % son aceptables, mientras que porcentajes mayores requieren de una revisión de los sistemas de medición, así como de las condiciones de referencia a la que fue calibrado el sistema de medición, de tal forma que se obtengan datos confiables que se puedan utilizar en el modelo y así obtener resultados aceptables.

CAPITULO 4

SISTEMA DE CALCULO

4.1 SISTEMA DE CALCULO

De acuerdo a las necesidades actuales de Petróleos Mexicanos de contar con un modelo de cálculo que permita conocer los parámetros térmicos y los rendimientos de la planta de coquización fluida de la Refinería Madero, en el presente trabajo se ha desarrollado un sistema de cálculo que en un breve lapso de tiempo permite obtener el balance de energía y de materiales del proceso, obteniéndose además parámetros tales como coque quemado, circulación de coque caliente, energía disipada al medio ambiente, energía requerida para el craqueo, energía por unidad de carga fresca, etc. en función de las condiciones de operación reales del proceso de coquización fluida. El sistema de cálculo se apoya en algunas correlaciones necesarias para el cálculo de algunas variables, tales como el coque bruto, entalpia del residuo de vacío, tanto en fase líquida como en fase vapor, carbón Conradson de la carga neta, etc.

4.2 DESARROLLO DEL SISTEMA DE CALCULO

4.2.1 BALANCE DE ENERGIA

El sistema de cálculo se basa en la estrategia planteada para el balance de energía. La secuencia que se presenta utiliza datos de propiedades de corrientes, tales como pesos específicos, factor de caracterización, capacidades caloríficas, carbón Conradson, etc.

QUEMADOR

1.- Cálculo del aire seco de combustión al quemador.

Para determinar esta variable es necesario calcular la humedad que entra con el aire húmedo.

El cálculo del agua contenida en el aire se hace a partir de datos de temperatura de bulbo húmedo, temperatura de bulbo seco y la presión barométrica. Este se realiza a partir de un balance típico de un sistema aire-agua :

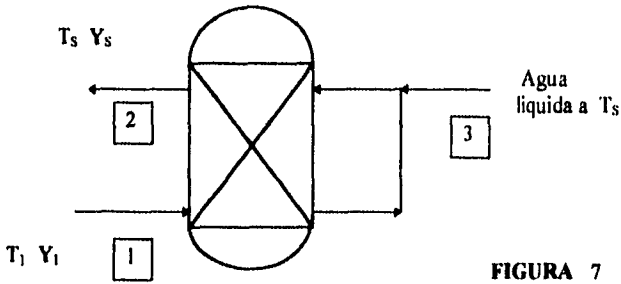


FIGURA 7

Para el caso de la operación de humidificación aire-agua la línea de humidificación adiabática es igual a la línea de bulbo húmedo. El balance de energía (figura 7) es :

$$H_2 = H_1 + H_3 \quad \dots\dots\dots (4.1)$$

Las ecuaciones para las entalpias de las corrientes son:

$$H_2 = Cpa(T_s - T_0) + Y_s[\lambda_0 + Cp^v(T_s - T_0)]$$

$$H_1 = Cpa(T_1 - T_0) + Y_1[\lambda_0 + Cp^v(T_1 - T_0)]$$

$$H_1 = (Y_s - Y_1)Cp^l(T_s - T_0)$$

Sustituyendo en la ecuación (4.1) se obtiene :

$$Cpa(T_s - T_0) + Y_s[\lambda_0 + Cp^v(T_s - T_0)] = Cpa(T_1 - T_0) + Y_1[\lambda_0 + Cp^v(T_1 - T_0)] + (Y_s - Y_1)Cp^l(T_s - T_0) \quad \dots\dots\dots (4.2)$$

rearrreglando la ecuación para obtener Y₁ se obtiene:

$$Y_1 = \frac{Y_s[\lambda_0 + (Cp^v - Cp^l)(T_s - T_0)] + Cpa(T_s - T_1)}{[\lambda_0 + (Cpa^v - Cpa^l)(T_s - T_0)] + Cp^v(T_1 - T_s)} \quad \dots\dots\dots (4.3)$$

Donde:

Y = lb Agua / lb de A. seco.

Cpa = Capacidad calorífica del aire

Cp^v, Cp^l = Capacidad calorífica del agua

λ₀ = Energía latente de vaporización del agua

Para encontrar Y₁ es necesario primero calcular Y_s a condiciones de saturación. La secuencia para el calculo de Y_s es como sigue :

a.- Con temperatura de bulbo húmedo calcular la presión parcial del agua

(ecuación de Antoine, tablas de vapor, etc.).

b.- Con la presión parcial del agua y la presión barométrica calcular la fracción de agua a condiciones de saturación.

$$(y_{H_2O})_s = P_{H_2O}^0 / P(\text{ barométrica}) \quad \dots\dots\dots (4.4)$$

c.- Con la fracción encontrada calcular la relación agua/aire seco a condiciones de saturación Y_s

$$Y_s = 18 y_{H_2O} / 29 (1 - y_{H_2O}) \quad \dots\dots\dots (4.5)$$

d.- Con Y_s , y las condiciones de entrada, calcular la cantidad de agua en el aire húmedo, encontrando por diferencia el aire seco.

2.- Calcular, mediante un balance entre el nitrógeno de entrada y el nitrógeno en los gases de combustión, la cantidad de gases de combustión

$$\text{Gases de Combustión} = \text{aire seco} * N_{2 \text{ ENT.}} / N_{2 \text{ SAL.}} \quad \dots\dots\dots (4.6)$$

3.- Calcular la masa de cada uno de los componentes en los gases de chimenea secos así como el coque quemado estequiométricamente en la reacción

-CO₂

-CO

-SO₂

-H₂O (formada por combustión)

El agua formada se calcula a partir del Oxígeno que queda después de producir el SO₂, CO₂ y CO a partir de la estequiometría de la reacción, calculando también el hidrógeno producido que fue el que se combinó con el Oxígeno para formar el agua. Una vez que se tienen los flujos molares de los gases de chimenea se calculan los flujos máxicos a partir de :

$$C = (CO + CO_2) * 12 \quad \dots\dots\dots (4.7)$$

$$H = H_2O \text{ formada} * 2.02 \quad \dots\dots\dots (4.8)$$

$$S = SO_2 * 32.1 \quad \dots\dots\dots (4.9)$$

El coque quemado será la suma de C, H, y S

4.- Calcular la energía de combustión estandar a la temperatura de referencia (60°F), a partir de los flujos molares multiplicados por su energía de reacción respectiva, para cada componente de la reacción :

-C a CO

-C a CO₂

-S a SO₂

-H a H₂O

La suma de las energías anteriores da la energía de reacción, que representa en forma aproximada, la energía de reacción del coque.

5.- Calcular el coque bruto producido en el reactor, a partir de la correlación con el carbón Conradson.

6.- Calcular la carga neta tomando en cuenta la parte de la carga que se vaporiza en el lavador.

7.- Calcular el coque producto a partir del coque bruto y el coque quemado.

8.- Calcular el contenido de energía de las corrientes que entran al quemador al llevarlas al estado de referencia, las corrientes de entrada son :

- Coque producto
- Coque quemado
- Aire seco de combustión
- Agua al elutriador
- Vapor de agua al elutriador
- Vapor de agua de servicio al quemador
- Humedad que entró con el aire de combustión.

9.- Calcular el contenido de energía de las corrientes de salida al llevarlas del estado de referencia a la temperatura de salida, las cuales son :

- Gases de combustión secos
- Humedad que entró con el aire de combustión

- Agua formada por la combustión
- Vapor de agua de servicio al elutriador
- Agua de servicio (vapor) al elutriador
- Vapor de agua de servicio al quemador
- Coque perdido por chimenea
- Coque producto neto a almacenaje
- Coque circulante del quemador al reactor (incógnita)

Como se puede observar, la corriente de energía del quemador al reactor es la única que no se conoce, siendo la variable, que se debe calcular.

10.- Calcular las pérdidas por radiación-convección las cuales son función de la temperatura del sistema. Se considera de acuerdo al diseño original que el calor total perdido es del orden del 2.6 % de la energía generada por la combustión del coque.

11.- A partir del balance de energía calcular la energía transferida del quemador al reactor.

12.- Calcular la circulación de coque caliente del quemador al reactor para mantener el balance térmico del reactor.

REACTOR

Como se planteó en la estrategia del modelo, para el reactor se utilizará como temperatura de referencia la temperatura de la cama densa del reactor

13.- Calcular el contenido de energía de las corrientes de entrada al llevarlas a la temperatura de referencia, las corrientes de entrada son :

- Carga fresca
- Recirculación interna líquida
- Recirculación interna debido al cambio de fase
- Vapor de agua de servicio
- Vapor de agua de agotamiento
- Vapor de agua de fluidización
- Vapor de agua de atrición
- Coque caliente del quemador (calculado en el quemador)

14.- Calcular la energía de entrada al reactor.

15.- Calcular el contenido de energía de las corrientes de salida al llevarlas de la temperatura de referencia a la temperatura de salida, las cuales son :

- Hidrocarburos ligeros productos de la reacción

-Recirculación interna en fase vapor

-Vapor de agua de servicio, incluyendo los vapores de agotamiento, fluidización, y atrición.

16.- Las pérdidas por radiación- convección, en base al diseño original se estiman que corresponden al 2.9 % de la energía circulante del quemador al reactor.

17.- Calcular la energía de salida del reactor.

18.- A partir del balance de energía para el reactor calcular la energía de reacción o energía de craqueo de la reacción.

19.- Calcular la energía de reacción por unidad de carga fresca.

4.2.2 BALANCE DE MATERIA

El balance de materia global, como se ha mencionado, está referido a la carga y rendimientos o productos del reactor. El balance se calcula a partir de flujos promedio de datos de laboratorio en el mismo lapso de tiempo de 24 hrs. Su utilidad dependerá de lo completo además de lo preciso, que sean los datos.

- 1.- Calcular el flujo de la carga fresca al proceso tanto volumétrico como másico.
- 2.- Calcular, a partir de la composición del gas húmedo, el rendimiento del reactor de butanos e hidrocarburos más ligeros.
- 3.- Calcular el flujo de nafta ligera (gasolina). Incluyendo al punto de corte de 221° C, corrigiendo también lo que se tiene en la nafta pesada.
- 4.- Calcular el flujo de nafta pesada.
- 5.- Calcular el flujo de gasóleo ligero.
- 6.- Calcular el flujo de gasóleo pesado.
- 7.- Calcular el rendimiento en peso de cada uno de los productos así como el peso total.

8.- Calcular el rendimiento en volumen, más el total de rendimientos líquidos, así como la conversión a líquidos destilables

9.- Calcular la diferencia en peso entre carga fresca al proceso menos productos del reactor.

10.- Calcular la cantidad de azufre que se queda en el coque bruto como la diferencia entre el azufre de la carga y el azufre que sale con los productos.

11.- Calcular salidas a reproceso, vapor generado y gas combustible consumido.

Los cálculos para los gases son los siguientes :

$$lb / hr. de. Componente. i = \left(\frac{Flujo. promedio. ft^3 / hr.}{379} \right) \left(\frac{\% en. moles. comp. i}{100} \right) (Peso. molecular. de. comp. i) \dots\dots\dots (4.10)$$

Los cálculos para los productos líquidos se calculan como :

$$bls / d. Comp. i = \left(\frac{\% en. vol. de. Comp. i}{100} \right) (Flujo. prom. bls / d) \dots\dots\dots (4.11)$$

$$ton / d. Comp. i = (bls / d. de. Comp. i) (Peso. Esp. i) (159) / (10^3) \dots\dots\dots (4.12)$$

CAPITULO 5

***RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO
DESARROLLADO***

COMPARACION CON RESULTADOS DE DISEÑO

***COMPARACION CON RESULTADOS DE UN
SIMULADOR COMERCIAL***

RESULTADOS OBTENIDOS CON EL MODELO DESARROLLADO

COMPARACION CON RESULTADOS DE DISEÑO

COMPARACION CON RESULTADOS DE UN SIMULADOR COMERCIAL

5.1 LENGUAJE DE PROGRAMACION UTILIZADO

El sistema de cálculo ha sido programado en un lenguaje interactivo (Visual Basic), utilizando aplicaciones Windows reales en código Basic.

La filosofía de programación de visual basic es muy sencilla: primero, se elaboran controles como ventanas, iconos y menús. A continuación, se escriben los procedimientos que invocan cada uno de estos controles. Esto se aparta del método tradicional de elaboración de un programa, en el cual las estructuras existen para controlar el flujo del programa, de un procedimiento a otro de manera lógica hasta que el programa finaliza.

Visual basic es un sistema de desarrollo orientado a eventos. Un programador no tiene que escribir códigos para crear los objetos que conforman una interfase; sólo se tienen que escribir códigos que provocan que suceda algo, cuando los usuarios interactúan con esos objetos.

5.2 INTERFASE

Generalmente, la interfase entre el usuario y la computadora consiste en una pantalla, un teclado y un ratón. Eso es lo que le presenta información al usuario aceptando información del mismo. El usuario interactúa con su computadora respondiendo a lo que se ve en la pantalla, escribiendo comandos en el teclado o respondiendo con el "ratón". En otras palabras la interfase es aquel componente de una aplicación que traduce una acción del usuario en una o más peticiones para desarrollar funciones, retroalimentando al usuario con las consecuencias de sus acciones.

5.3 DISEÑO DE LA INTERFASE

Existen diferentes maneras de diseñar una interfase para construir una aplicación. Sin embargo se pueden seguir los siguientes pasos generales :

- 1.- Crear un nuevo proyecto para organizar las partes de la aplicación
- 2.- Elaborar una forma para cada ventana en su aplicación.
- 3.- Dibujar los controles para cada forma.
- 4.- Crear una barra de menús para la forma principal o según la necesidad de cada forma
- 5.- Establecer propiedades de forma y control.
- 6.- Escribir procedimientos para eventos y procedimientos generales.

7.- Guardar el proyecto .

8 - Depurar el código.

9 - Crear un archivo ejecutable para convertir el proyecto en una aplicación.

10 - Crear un icono que se pueda invocar con el "ratón", para abrir la aplicación desde el administrador de programas.

Todo este proceso ha sido aplicado para la elaboración del programa del modelo. El modelo consta de dos programas: uno para el balance de energía y otro para el balance de materia.

La secuencia de cálculo ha sido incluida en las barras de menús de la forma de selección de datos. Al utilizar el "ratón" a la posición CALCULAR en el menú, de la forma de introducción de datos, se invoca el sistema de cálculo para ambos programas.

Las Figuras 5.1 , y 5.2 muestran la interacción entre formas de datos y de resultados, así como la secuencia lógica del proceso para la obtención de resultados.

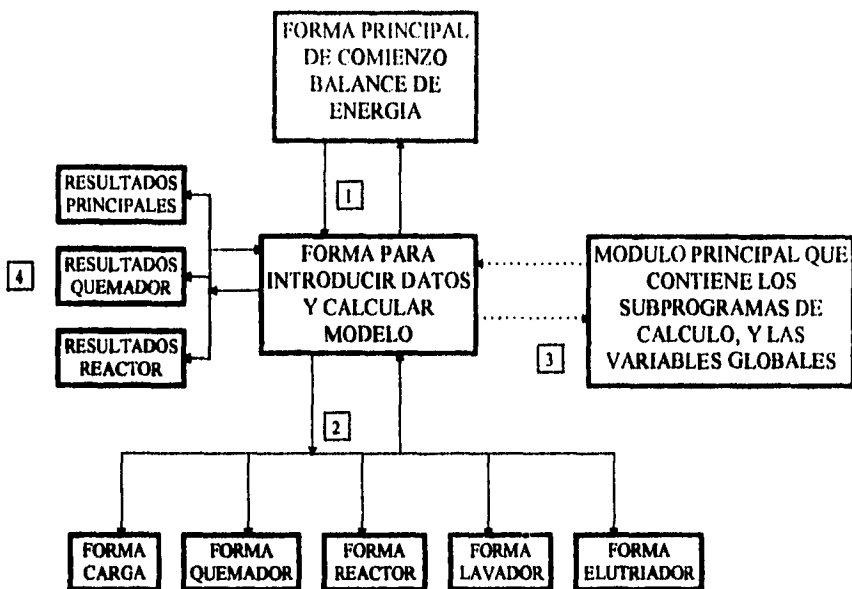


FIGURA 5.1 BALANCE DE ENERGIA

**ESTRUCTURA DE INTERACCION DE FORMAS DE:
DATOS, CALCULOS, Y MODULO PRINCIPAL
DEL SISTEMA DE CALCULO.**

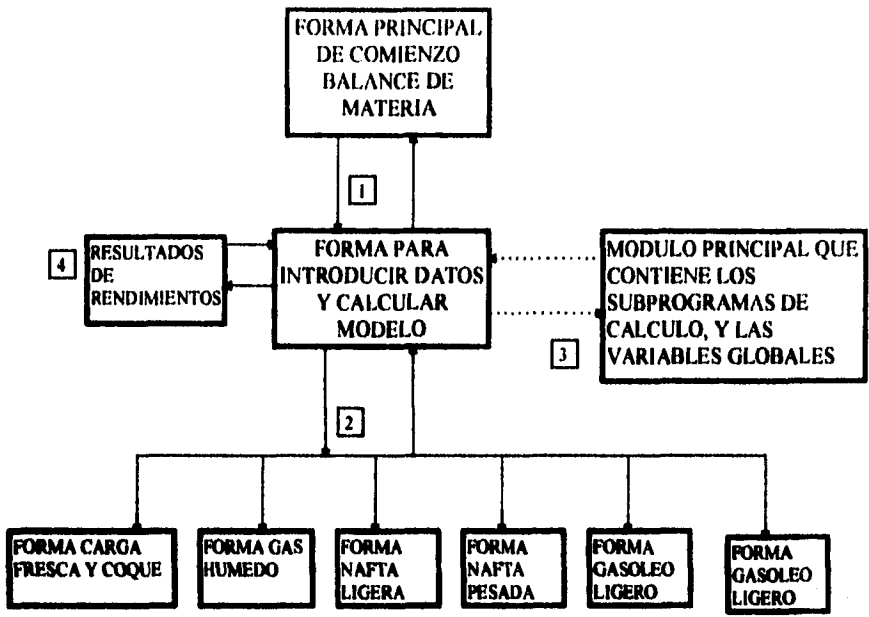


FIGURA 5.2 BALANCE DE MATERIA
ESTRUCTURA DE INTERACCION DE FORMAS DE :
DATOS, CALCULOS, Y MODULO PRINCIPAL
DEL SISTEMA DE CALCULO.

Las estructuras anteriores muestran la situación interactiva entre las formas, tanto de datos como de resultados, así como el modulo principal. La secuencia lógica de la aplicación se establece al estar activa para la obtención de resultados.

5.4 SECUENCIA DE INTRODUCCION DE DATOS Y OBTENCION DE RESULTADOS BALANCE DE ENERGIA

Programa Ayuda

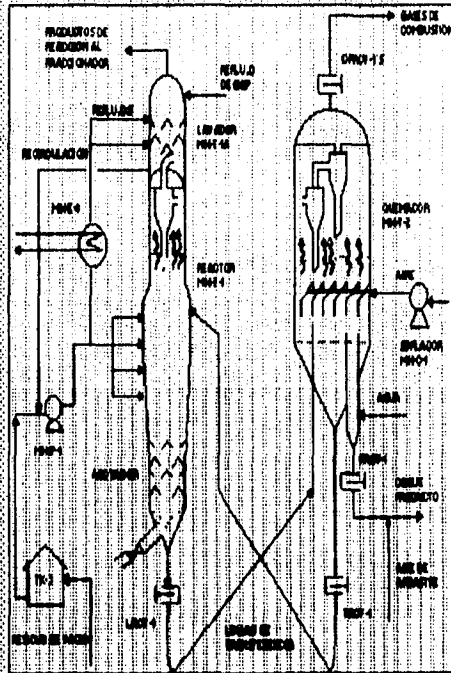
PETROLEOS MEXICANOS

REFINERIA FCO I. MADERO

SECTOR 2A DESINTEGRACION

BALANCE DE ENERGIA

PLANTA COQUIZADORA
"MH"



FORMA 5.1


Al ejecutar el programa del balance de energía, aparece la forma 5.1 la cual permite abrir el programa o salir de este.


BALANCE ENERGIA "MIP"


Archivo **Correr** Ver


DATOS DE ENTRADA PARA EL BALANCE DE ENERGIA


FECHA

 **PARAMETROS CARGA DE ALIMENTACION**

 **PARAMETROS DEL REACTOR**

 **PARAMETROS DEL QUEMADOR**

 **PARAMETROS DEL LAVADOR**

 **PARAMETROS DEL ELUTRIADOR**

JEFE DE GUARDIA **ING. DE TURNO**

FORMA 5.2

La forma 5.2 permite introducir datos mediante la selección de botones. A través de la barra de menú se corre el programa y se ven los resultados obtenidos.

5.4.1 INTRODUCCION DE DATOS DEL DISEÑO ORIGINAL AL MODELO DESARROLLADO Y OBTENCION DE RESULTADOS

REPOSICION DE VALORES

Archivo

PARAMETROS DE LA CARGA

CORRIENTE	CARGA FRESCA	
FLUJO DE ALIMENTACION	<input type="text" value="3.81"/>	L.M.
TEMPERATURA	<input type="text" value="204"/>	oC
PESO ESPECIFICO	<input type="text" value="1.049"/>	
CARBON CONRADSON	<input type="text" value="23.65"/>	% P
KUOP DE LA CARGA	<input type="text" value="11.2"/>	

FORMA 5.3

La forma 5.3 es la que recibe los datos de la corriente de Carga fresca, e interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.2.

PARAMETROS DEL REACTOR

PRESION DE OPERACION	13	psig	VAPOR A LINEA DE TRANSFERENCIA DE COQUE CALIENTE (FR-8)	3.9	L.M.
TEMPERATURA DEL VAPOR SOBREALENTADO	550	oC	TEMPERATURA DE CAMA DENSA	510	oC
TEMPERATURA DEL VAPOR DE SERVICIO	232	oC	TEMPERATURA FASE DILUIDA	518	oC
VAPOR DE ATOMIZACION A LA CARGA	600	lbs/hr	TEMPERATURA CARGA COMBINADA	318	oC
VAPOR DE AGOTAMIENTO	6.9	L.M.	CARGA FR-5	6.1	LM
VAPOR DE FLUIDIZACION	0	L.M.	CARGA FR-6	6.1	LM
VAPOR DE ATRICION	6.52	L.M.			
VAPOR A CAMARA ANTICOQUZADORA	600	lbs/hr			

FORMA 5.4

La forma 5.4 es la que recibe los datos del reactor, e interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.2.

PARAMETROS DEL QUEMADOR

PRESION DE OPERACION	<input type="text" value="13"/>	psig	TEMP. DE BULBO SECO	<input type="text" value="35"/>	oC
PRESION BAROMETRICA	<input type="text" value="760"/>	mm hg	TEMP. DE BULBO HUMEDO	<input type="text" value="34.5"/>	oC
VAPOR A LINEA DE TRANSFERENCIA DE COQUE FRIO(FR-7)	<input type="text" value="5.2"/>	L.M.	<i>ORSAT GASES DE COMBUSTION</i>		
FLUJO DE AIRE AL QUEMADOR	<input type="text" value="5.9"/>	L.M.	OXIGENO	<input type="text" value="0"/>	%MOL
TEMP. DEL AIRE AL QUEMADOR	<input type="text" value="89"/>	oC	MONOXIDO DE CARBONO	<input type="text" value="4.07"/>	%MOL
TEMP. DE GASES DE COMBUSTION	<input type="text" value="593.33"/>	oC	BIOXIDO DE CARBONO	<input type="text" value="16.27"/>	%MOL
TEMPERATURA CAMA DENSA	<input type="text" value="593.33"/>	oC	NITROGENO	<input type="text" value="79.00"/>	%MOL
			SOX	<input type="text" value="0.50"/>	%MOL

FORMA 5.5

La forma 5.5 es la que recibe los datos del quemador, e interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menu se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.2.

PARAMETROS DEL LAVADOR

% CARGA FRESCA A LAVADORA	<input type="text" value="57.55"/>	% V	PESO ESP. DEL RECICLO	<input type="text" value="1.076"/>
PUNTO DE CORTE DEL RECICLO	<input type="text" value="496"/>	oC	TEMP. FONDO FT-1A	<input type="text" value="370"/> oC

DESTILACION DE LA CARGA FRESCA PARA EL % DE CARGA VAPORIZADA EN EL LAVADOR

% VOL. DESTILADO	TEMPERATURA
	TIE DE LA CARGA FRESCA <input type="text" value="449"/> oC
X % VOLUMEN DESTILADO (CF)	<input type="text" value="5"/> % TEMP. A % DE VOL. DESTILADO <input type="text" value="515"/> oC

FORMA 5.6

La forma 5.6 es la que recibe los datos del lavador, e interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.2.

PARAMETROS DEL ELUTRIADOR

TEMPERATURA DE SALIDA DEL COQUE PRODUCTO	<input type="text" value="177"/>	oC	TEMP. DE AGUA AL ELUTRIADOR	<input type="text" value="100"/>	oC
AGUA AL ELUTRIADOR	<input type="text" value="0"/>	L.M.	VAPOR DE FLUIDIZACION AL ELUTRIADOR	<input type="text" value="576"/>	lb/hr
VAPOR DE ATOMIZACION (AL AGUA)	<input type="text" value="4100"/>	lb/hr			

FORMA 5.7

La forma 5.7 es la que recibe los datos del elutriador, e interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.2.

Archivo

PETROLEOS MEXICANOS
REFINERIA FCO I MADERO
SECTOR 24 DESINTEGRACION
BALANCE DE ENERGIA
PLANTA "MH"

FECHA

CARGA FRESCA	10161.27	lbs/d	CARBON QUEMADO	8223.285	lb/hr
RECIRCULACION	2759.348	"	AZUFRE QUEMADO	627.258	"
CARGA TOTAL	12504.18	"	HIDROGENO QUEMADO	273.545	"
RELACION HIDROGENO/COQUE	.030		COQUE TOTAL QUEMADO	9124.088	"
RELACION CO2/CO	3.998		ENERGIA POR UNIDAD DE CARGA FRESCA	225.244	Btu/lb
COQUE TOTAL	46186.78	lb/hr	ENERGIA A LA REACCION	34.317	MBtu/hr
COQUE PRODUCTO	36539.27	lb/hr	CIRCULACION DE COQUE CALIENTE	11.62	Ton/min
COQUE PERDIDO POR LA CHIMNEA	523.423	lb/hr			
JEFE DE GUARDIA			ING. DE TURNO		

FORMA 5.8

La forma 5.8 es la que muestra los resultados principales del balance de energía, interactúa con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede imprimir, o regresar a la forma 5.2.

BALANCE DE ENERGIA DEL QUEMADOR

Archivo

**PETROLEOS MEXICANOS
REFINERIA FCO I MADERO
BALANCE ENERGIA QUEMADOR
PLANTA "MH"**

	SECO	HUMEDO	ENERGIA DE ENT. MBtu/lb	ENERGIA DE SAL. MBtu/lb
FLUJO DE AIRE	m ³ /min 21276,063	22554,627	COQUE PROD. 9,828	COQUE PROD. 2,479
FLUJO DE GAS	m ³ /min 21281,444	28657,356	COQUE QUEMADO 2,419	GASES DE COMB.(S) 27,775
CO	MMOL 4,07	3,02	AIRE SECO 3,087	HUMEDAD 1,825
CO2	16,27	12,08	HUMEDAD 216	VAPOR DE SERVICIO 5,141
N2	79,08	58,73	VAPOR DE SERVICIO 1,926	VAPOR AL ELUT. 2,342
SO2	58	43	VAPOR AL ELUT. 833	AGUA AL ELUT. 0,000
H2O		25,74	AGUA AL ELUT. 0,000	AGUA POR COMB. 1,221
AZUFRE EN LOS GAS DE COMB.	ton/d 6,835		ENERGIA DE REAC. 115,90	ENERGIA REACTOR 90,316
TEMP. DE CAMA DENSA	oC 593,33		TOTAL 134,21	COQUE CHIMENEA 1,05
TEMP. DE CHIMENEA	oC 593,33			PERDIDA RADIACION 3,014
HUMEDAD AIRE	3643,40	VAPOR DE SERVICIO 10261,5	AGUA AL ELUT. 0,000	TOTAL 134,21
VAPOR AL ELUT.	4676,00	AGUA AL ELUT.	AGUA FORMADA 2437,5	
AGUA AL ELUT.	0,000		lbm/hr	

FORMA 5.9

La forma 5.9 es la que muestra los resultados del quemador, interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede imprimir o regresar a la forma 5.2.

BALANCE DE ENERGIA DEL REACTOR

Archivo

PETROLEOS MEXICANOS
REFINERIA FCO I MADERO
BALANCE ENERGIA REACTOR
PLANTA "MH"

ENERGIA SENSIBLE A LA CARGA FRESCA	34,079	MBtu /hr	ENERGIA SENSIBLE A RECIRCULACION (VI)	919	MBtu /hr
ENERGIA DE CRAQUEO	34,317	"	ENERGIA SENSIBLE AL VAPOR DE SERV. SAL	225	"
ENERGIA SENSIBLE + ENERGIA LATENTE A LA RECIRCULACION	14,356	"	ENERGIA SENSIBLE VAPORES PRODUCTOS	1,177	"
ENERGIA SENSIBLE AL VAPOR DE SERVICIO	2,565	"	ENERGIA PERDIDA POR RADIACION	2,62	"
ENERGIA SENSIBLE AL VAPOR DE AGOT.	450	"	VAPOR TOTAL AL REACTOR	30508,9	lb/ hr
ENERGIA SENSIBLE AL VAPOR DE ATRICION	292	"	TEMPERATURA FASE DENSA	510,0	oC
ENERGIA SENSIBLE AL VAPOR DE FLUID.	000	"	TEMPERATURA FASE DILUIDA	518,0	oC
ENERGIA TOTAL AL REACTOR	90,316	"	CIRCULACION LINEA COQUE CALIENTE	11,62	Ton/min
PRESION ABSOLUTA FASE DILUIDA	27,7	psia	COQUE BRUTO	349	"
			CIRCULACION LINEA COQUE FRIO	11,97	"
VAP. ATRICION	7089,20				
VAP. AGOTAM.	12158,5				
VAP. FLUID.	000	lb/ hr			

FORMA 5.10

La forma 5.10 es la que muestra los resultados del reactor, interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede imprimir o regresar a la forma 5.2.

5.4.2 INTRODUCCION DE DATOS DEL SIMULADOR AL MODELO
DESARROLLADO Y OBTENCION DE RESULTADOS

Archivo

PROGRAMA DE VACUUM ALUMINUM

PARAMETROS DE LA CARGA

CORRIENTE	CARGA FRESCA	
FLUJO DE ALIMENTACION	<input type="text" value="3.0"/>	L.M.
TEMPERATURA	<input type="text" value="204"/>	oC
PESO ESPECIFICO	<input type="text" value="1.049"/>	
CARBON CONRADSON	<input type="text" value="23.65"/>	% P
KUOP DE LA CARGA	<input type="text" value="11.2"/>	

FORMA 5.11

La forma 5.11 es la que recibe los datos de la corriente de Carga fresca, e interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.2.

PARAMETROS DEL REACTOR

PRESION DE OPERACION	13	psig	VAPOR A LINEA DE TRANSFERENCIA DE COQUE CALIENTE(FR-8)	3.9	L.M.
TEMPERATURA DEL VAPOR SOBRECALENTADO	550	oC	TEMPERATURA DE CAMA DENSA	510	oC
TEMPERATURA DEL VAPOR DE SERVICIO	232	oC	TEMPERATURA FASE DILUIDA	510	oC
VAPOR DE ATOMIZACION A LA CARGA	680	lbs/hr	TEMPERATURA CARGA COMBINADA	310	oC
VAPOR DE AGOTAMIENTO	6.9	L.M.	CARGA FR-5	6.6	LM
VAPOR DE FLUIDIZACION	1.4	L.M.	CARGA FR-6	6.6	LM
VAPOR DE ATRICION	6.40	L.M.			
VAPOR A CAMARA ANTICOQUIZADORA	680	lbs/hr			

FORMA 5.12

La forma 5.12 es la que recibe los datos del reactor, e interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.2.

PARAMETROS DEL QUEMADOR

PRESION DE OPERACION	<input type="text" value="13"/> psig	TEMP. DE BULBO SECO	<input type="text" value="31.1"/> °C
PRESION BAROMETRICA	<input type="text" value="760"/> mm Hg	TEMP. DE BULBO HUMEDO	<input type="text" value="26.6"/> °C
VAPOR A LINEA DE TRANSFERENCIA DE COQUE FRIO (FR-7)	<input type="text" value="4.6"/> L.M.	<i>ORSAT GASES DE COMBUSTION</i>	
FLUJO DE AIRE AL QUEMADOR	<input type="text" value="6.53"/> L.M.		
TEMP. DEL AIRE AL QUEMADOR	<input type="text" value="89"/> °C	MONOXIDO DE CARBONO	<input type="text" value="3.52"/> %MOL
TEMP. DE GASES DE COMBUSTION	<input type="text" value="593.33"/> °C	BIOXIDO DE CARBONO	<input type="text" value="14.07"/> %MOL
TEMPERATURA CAMA DENSA	<input type="text" value="593.33"/> °C	NITROGENO	<input type="text" value="82.24"/> %MOL
		SOX	<input type="text" value="17"/> %MOL

FORMA 5.13

La forma 5.13 es la que recibe los datos del quemador, e interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.2.

PARAMETROS DEL LAVADOR

% CARGA FRESCA A LAVADORA	<input type="text" value="57.95"/>	% V	PESO ESP. DEL RECICLO	<input type="text" value="1.076"/>
PUNTO DE CORTE DEL RECICLO	<input type="text" value="496"/>	oC	TEMP. FONDO FT-1A	<input type="text" value="370"/> oC

DESTILACION DE LA CARGA FRESCA PARA EL
% DE CARGA VAPORIZADA EN EL LAVADOR

% VOL. DESTILADO		TEMPERATURA
		TIE DE LA CARGA FRESCA
		<input type="text" value="449"/> oC
X % VOLUMEN DESTILADO (CFI)	<input type="text" value="5"/>	%
		TEMP. A % DE VOL. DESTILADO
		<input type="text" value="515"/> oC

FORMA 5.14

La forma 5.14 es la que recibe los datos del lavador, e interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.2.

PARAMETROS DEL ELUTRIADOR

TEMPERATURA DE SALIDA DEL COQUE PRODUCTO	177	oC	TEMP. DE AGUA AL ELUTRIADOR	100	oC
AGUA AL ELUTRIADOR	8.47	L.M.	VAPOR DE FLUIDIZACION AL ELUTRIADOR	6300	lb/hr
VAPOR DE ATOMIZACION (AL AGUA)	4100	lb/hr			

FORMA 5.15

La forma 5.15 es la que recibe los datos del elutriador, e interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.2

Archivo

PETROLEOS MEXICANOS
REFINERIA FCD I MADERO
SECTOR 2A DESINTEGRACION
BALANCE DE ENERGIA
PLANTA "MH"

FECHA

CARGA FRESCA	10134.60	bls/d	CARBON QUEMADO	7762.639	lb/hr
RECIRCULACION	3827.471	"	AZUFRE QUEMADO	200.686	"
CARGA TOTAL	13546.72	"	HIDROGENO QUEMADO	851.280	"
RELACION HIDROGENO/COQUE	.097		COQUE TOTAL QUEMADO	8814.605	"
RELACION CO2/CD	3.997		ENERGIA POR UNIDAD DE CARGA FRESCA	217.311	Btu/lb
COQUE TOTAL	46865.08	lb/hr	ENERGIA A LA REACCION	33.022	MBtu/hr
COQUE PRODUCTO	36554.81	lb/hr	CIRCULACION DE COQUE CALIENTE	12.21	Ton/min
COQUE PERDIDO POR LA CHIMNEA	635.593	lb/hr			

JEFE DE
GUARDIA

ING. DE TURNO

FORMA 5.16

La forma 5.16 es la que muestra los resultados principales del balance de energía, interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede imprimir, o regresar a la forma 5.2.

BALANCE DE ENERGIA DEL QUEMADOR

Archivo

**PETROLEOS MEXICANOS
REFINERIA FCO I MADERO
BALANCE ENERGIA QUEMADOR
PLANTA "MH"**

	SECO	HUMEDO	ENERGIA DE ENT. MBtu/lb	ENERGIA DE SAL. MBtu/lb
FLUJO DE AIRE	ft ³ /min 24152,211	24963,002	COQUE PROD. 9,878	COQUE PROD. 2,480
FLUJO DE GAS	ft ³ /min 23230,057	38083,705	COQUE QUEMADO 2,337	GASES DE COMB.(S) 29,946
CO	zMOL 3,52	2,15	AIRE SECO 3,504	HUMEDAD 1,157
CO ₂	14,07	8,58	HUMEDAD .137	VAPOR DE SERVICIO 4,876
N ₂	82,24	50,16	VAPOR DE SERVICIO 1,827	VAPOR AL ELUT. 5,210
SO ₂	.17	.10	VAPOR AL ELUT. 1,853	AGUA AL ELUT. 13,708
H ₂ O		39,80	AGUA AL ELUT. 1,869	AGUA POR COMB. 3,800
AZUFRE EN LOS GAS DE COMB.	ton/d 2,187		ENERGIA DE REAC. 138,39	ENERGIA REACTOR 94,881
TEMP. DE CAMA DENSA	oC 593,33		TOTAL 159,79	COQUE CHIMENEA .139
TEMP. DE CHIMENEA	oC 593,33			PERDIDA RADIACION 3,598
HUMEDAD AIRE	2318,43			TOTAL 159,79
VAPOR DE SERVICIO	9732,86			
VAPOR AL ELUT.	10488,0			
AGUA AL ELUT.	12290,8			
AGUA FORMADA	7585,7			
			lbs/hr	

FORMA 5.17

La forma 5.17 es la que muestra los resultados del quemador, interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede imprimir o regresar a la forma 5.2.

Archivo

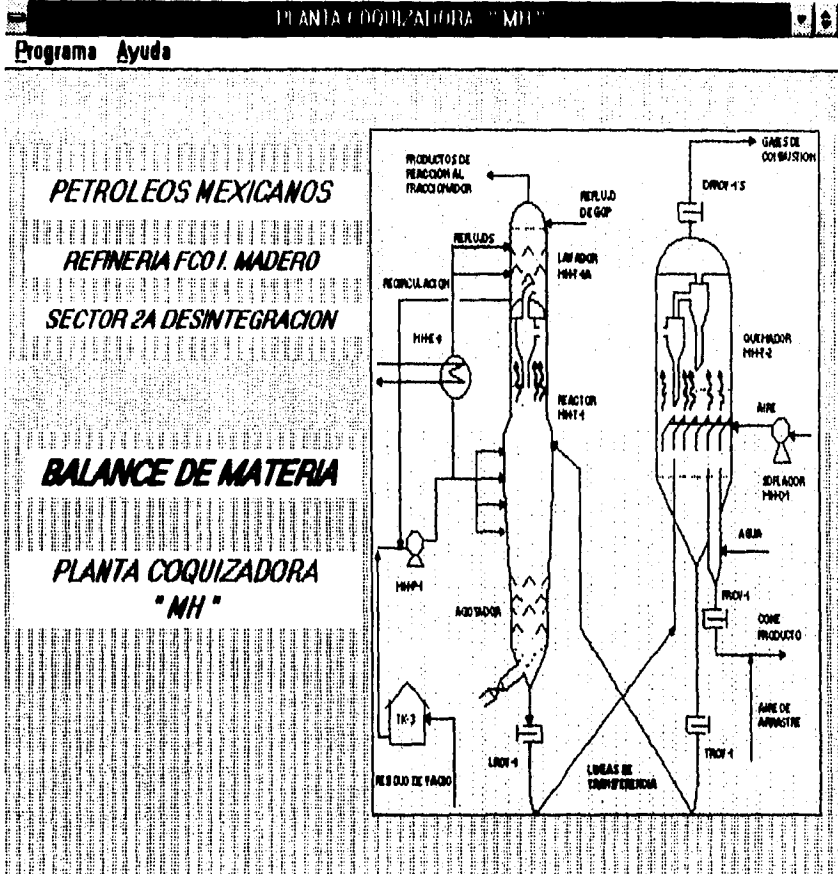
PETROLEOS MEXICANOS
REFINERIA FCD I MADERO
BALANCE ENERGIA REACTOR
PLANTA "MH"

ENERGIA SENSIBLE A LA CARGA FRESCA	34,788	MBtu /hr	ENERGIA SENSIBLE A RECIRCULACION (VI)	1,275	MBtu /hr
ENERGIA DE CRAQUEO	33,822	"	ENERGIA SENSIBLE AL VAPOR DE SERV. SAL	247	"
ENERGIA SENSIBLE + ENERGIA LATENTE A LA RECIRCULACION	19,913	"	ENERGIA SENSIBLE VAPORES PRODUCTOS	1,174	"
ENERGIA SENSIBLE AL VAPOR DE SERVICIO	2,565	"	ENERGIA PERDIDA POR RADIACION	2,75	"
ENERGIA SENSIBLE AL VAPOR DE AGOT.	450	"	VAPOR TOTAL AL REACTOR	33544,2	lb/ hr
ENERGIA SENSIBLE AL VAPOR DE ATRICION	290	"	TEMPERATURA FASE DENSA	510,0	oC
ENERGIA SENSIBLE AL VAPOR DE FLUID.	114	"	TEMPERATURA FASE DLUIDA	510,0	oC
ENERGIA TOTAL AL REACTOR	94,881	"	CIRCULACION LINEA COQUE CALIENTE	12,21	Ton/min
PRESION ABSOLUTA FASE DLUIDA	27,7	psia	COQUE BRUTO	349	"
			CIRCULACION LINEA COQUE FRIO	12,56	"
VAP. ATRICION	7840,80				
VAP. AGOTAM.	12150,5				
VAP. FLUID.	3883,70	lb/ hr			

FORMA 5.18

La forma 5.18 es la que muestra los resultados del reactor, interactua con la forma 5.2. Mediante la barra de menú se puede imprimir o regresar a la forma 5.2.

5.5 SECUENCIA DE INTRODUCCION DE DATOS Y OBTENCION DE RESULTADOS BALANCE DE MATERIA



FORMA 5.19

Al ejecutar el programa del balance de materia, aparece la forma 5.19 la cual permite abrir el programa o salir de este.

DATOS PARA EL BALANCE DE MATERIA

FECHA

DATOS DE CARGA FRESCA Y COQUE

DATOS DE GAS HUMEDO

DATOS DE NAFTA LIGERA

DATOS DE NAFTA PESADA

DATOS DE GASOLEO LIGERO

DATOS DE GASOLEO PESADO

JEFE DE GUARDIA ING. DE TURNO

FORMA 5.20

La forma 5.20 permite introducir datos mediante la selección de botones. A través de la barra de menú se corre el programa y se ven los resultados obtenidos.

Archive

DATOS DE CARGA FRESCA Y COQUE

FLUJO DE CARGA FRESCA	<input type="text" value="3.8"/>	LM	VAPOR GENERADO POR CALDERETAS		
PESO ESPECIFICO	<input type="text" value="1.026"/>		CALDERETA E-8	<input type="text" value="1"/>	LM
AZUFRE	<input type="text" value="4.5"/>	% P	CALDERETA E-5	<input type="text" value="1"/>	LM
CARBON CONRADSON	<input type="text" value="23.65"/>	% P	COQUE PRODUCIDO POR LA REACCION	<input type="text" value="501.924"/>	ton/d
ACL DE ME	<input type="text" value="2"/>	LM	MALLA 100	<input type="text" value="65.5"/>	% P
RECUP. A SLOP	<input type="text" value="200"/>	ba/d	AyS	<input type="text" value="0"/>	% V
RESIDUO DE V. A PPT	<input type="text" value="0"/>	ba/d			

FORMA 5.21

La forma 5.21 es la que recibe los datos de la corriente de Carga fresca y coque, e interactua con la forma 5.20. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.20.

Archivo

DATOS DE GAS HUMEDO

		COMPONENTE	ΣMOL	COMPONENTE	ΣMOL	
FLUJO DE GAS HUMEDO A CH	6.2	LM	H2	10	iC4	2
FLUJO DE GAS HUMEDO A MJ	0	LM	C1	31.3	iC4-	0
PESO MOLECULAR DEL GAS	30.5		CO2	3	nC4	2.8
			C2-	5.5	C4e-	2.9
GAS DE PURGA	5500	m3/d	C2	13.3	iC5	1
GAS COMBUSTIBLE	1	LM	H2S	4.7	nC5	1.4
			C3-	5.5	C6+	1.3
			C3	5.5	INERTES	11.6

FORMA 5.22

La forma 5.22 es la que recibe los datos del gas húmedo, e interactúa con la forma 5.20. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.20.

Archivo

DATOS DE NAFTA LIGERA

FLUJO DE GASOLINA	4.5	LM	DESTILACION	ToC
PESO ESPECIFICO	.745		TIE	60
AZUFRE	5	% P	TFE	196

FORMA 5.23

La forma 5.23 es la que recibe los datos de la nafta ligera, e interactua con la forma 5.20. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.20.

DATOS DE NAFTA PESADA

		DESTILACION	
FLUJO DE NAFTA PESADA	<input type="text" value="9.6"/>	LM	% VOL. TEMPERATURA
			TIE <input type="text" value="160"/> °C
PESO ESPECIFICO	<input type="text" value=".805"/>		<input type="text" value="40"/> 221 °C
AZUFRE	<input type="text" value="2.00"/>	% P	TFE <input type="text" value="304"/> °C

FORMA 5.24

La forma 5.24 es la que recibe los datos de la nafta pesada, e interactua con la forma 5.20.

Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.20.

DATOS DE GASOLEO LIGERO

FLUJO DE GASOLEO LIGERO	9.4	LM	DESTILACION	ToC
PESO ESPECIFICO	.88		TIE	187
GOL A PPT.	0	ble/d	TFE	373
AZUFRE	2.00	% P		

FORMA 5.25

La forma 5.25 es la que recibe los datos de la corriente de gasóleo ligero, e interactua con la forma 5.20. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.20.

DATOS DE GASOLEO PESADO

FLUJO DE GASOLEO PESADO	<input type="text" value="4.0"/>	LM	DESTILACION	ToC
			TIE	<input type="text" value="249"/>
PESO ESPECIFICO	<input type="text" value="92"/>		TFE	<input type="text" value="443"/>
GOP A PPT.	<input type="text" value="0"/>	bl/d		
AZUFRE	<input type="text" value="3.1"/>	% P		

FORMA 5.26

La forma 5.26 es la que recibe los datos de la corriente de gasóleo pesado, e interactua con la forma 5.20. Mediante la barra de menú se puede salvar, borrar, o regresar a la forma 5.20.

Archivo

PETROLEOS MEXICANOS
SECTOR 24 DESINTEGRACION
BALANCE DE MATERIA
PLANTA "MH"

FECHA

	PESO ESPECIFICO	Ton/d	% Peso	bls/d	% Vol	ACL DE ME		
CARGA FRESCA	1,026	1653,290		10134,6	100,0	REC. A SLOP	402,40	bls/d
C1+C2		119,779	7,24			NAFTA TIE	60,0	oC
C3-		26,272	1,59	317,145	3,13	LIGERA TFE	196,0	oC
C3		27,520	1,66	341,364	3,37	PROD. A PPT	00	bls/d
IC4		1,318	0,08	14,728	,15	GAS DE PURGA	5500,0	m3/d
C4-		10,459	1,12	190,319	1,89	GAS COMBUSTIBLE	528,00	m3/d
nC4		10,459	1,12	199,121	1,96	CONVERSION	66,56	
C5+@221oC	,745	177,467	10,73	1490,18	14,78	VAPOR GENERADO	3,7	Ton/hr
NAFTA PESADA	,005	100,266	6,06	703,360	7,73	A y S	,8	% V
GOL	00	230,060	14,39	1701,40	16,79	MALLA 100	65,5	% P
GOP	,92	404,084	24,43	2762,40	27,26	C. CONRADSON	23,7	
COQUE		501,924	30,35					
H2S		18,174	1,10					
H2		2,269	,14					
TOTAL		1654,1	100,0	7617,7	77,0			
GAS HUMEDO	260416,6	m3/d	DIFERENCIA ENTRE CARGA Y PRODUCTOS					
AZUFRE EN COQUE	6,79	% P		,752	Ton			
JEFE DE GUARDIA			ING. DE TURNO					

FORMA 5.27

La forma 5.27 es la que muestra los resultados principales del balance de materia, interactua con la forma 5.20. Mediante la barra de menú se puede imprimir, o regresar a la forma 5.20.

5.6 COMPARACION DE RESULTADOS ENTRE EL MODELO

Y EL DISEÑO ORIGINAL

	DISEÑO ORIGINAL	MODELO DEL BALANCE DE ENERGIA
CARGA FRESCA	10000.0 bls/d	10134.60 bls/d
COQUE BRUTO	43483.0 lb/d	46065.0 lb/d
COQUE QUEMADO	9069.0 lb/hr.	9124.08 lb/hr.
COQUE PRODUCTO	34414.0 lb/hr.	36413.54 lb/hr.
ENERGIA DEL QUEMADOR AL REACTOR	90.12 MBtu/hr.	90.09 MBtu/hr.
CIRCULACION DE COQUE CALIENTE	11.67 Ton/min.	11.60 Ton/min.
ENERGIA DE REACCION	33.90 MBtu/hr	33.056 MBtu/hr
ENERGIA DE REACCION POR UNIDAD DE CARGA FRESCA	222.0 Bu/lb.	224.116 Btu/lb.

TABLA 5.1

**5.7 COMPARACION DE RESULTADOS ENTRE EL MODELO
Y UN SIMULADOR COMERCIAL**

	EXXON FLUID/FLEXICOKING PC PROGRAM 5.0	MODELO DEL BALANCE DE ENERGIA
CARGA FRESCA	10000.0 bls/d	10134.27 bls/d
COQUE BRUTO	46451.6 lb/d	46065.0 lb/d
COQUE QUEMADO	10165.2 lb/hr.	8814.60 lb/hr.
COQUE PRODUCTO	36286.4 lb/hr.	36554.81 lb/hr.
ENERGIA DEL QUEMADOR AL REACTOR	96.20 MBtu/hr.	94.881 MBtu/hr.
CIRCULACION DE COQUE CALIENTE	12.51 Ton/min.	12.21 Ton/min.
ENERGIA DE REACCION	32.53 MBtu/hr	33.022 MBtu/hr
ENERGIA DE REACCION POR UNIDAD DE CARGA FRESCA	212.48 Btu/lb.	217.31 Btu/lb.

TABLA 5.2

**5.8 COMPARACION DE RESULTADOS ENTRE EL MODELO Y UN
SIMULADOR COMERCIAL. (DIFERENTES CONDICIONES OPERACIONALES)**

	EXXON FLUID/FLEXICOKING PC PROGRAM 5.0	MODELO DEL BALANCE DE ENERGIA
CARGA FRESCA	21410.0 bls/d	21409.34 bls/d
COQUE BRUTO	84428.3 lb/d	82165.21 lb/d
COQUE QUEMADO	20730.3 lb/hr.	18441.56 lb/hr.
COQUE PRODUCTO	63697.7 lb/hr.	63723.65 lb/hr.
ENERGIA DEL QUEMADOR AL REACTOR	177.6 MBtu/hr.	172.21 MBtu/hr.
CIRCULACION DE COQUE CALIENTE	16.47 Ton/min.	16.36 Ton/min.
ENERGIA DE REACCION	68.49 MBtu/hr	65.411 MBtu/hr
ENERGIA DE REACCION POR UNIDAD DE CARGA FRESCA	213.99 Btu/lb.	211.60 Btu/lb.

TABLA 5.3

CAPITULO 6

ANALISIS DE RESULTADOS

ANÁLISIS DE RESULTADOS

El sistema de cálculo ha sido comparado contra los datos del diseño original así como con un simulador comercial el cual ha sido ofrecido a PEMEX para su adquisición.

Como se observa en la Tabla 5.1, los resultados obtenidos por el modelo del balance de energía son bastante aproximados, notándose una diferencia en el coque bruto de la reacción. Esto es debido a que el modelo desarrollado ajusta el carbón conradson de la carga al entrar al reactor en función de la carga que es vaporizada en el lavador como consecuencia del punto de corte de la recirculación. Este punto no es tomado en cuenta en el diseño original por lo que se obtiene menos coque en la reacción. Esta diferencia también afecta al coque producto ya que este se determina en base al coque bruto de la reacción. Por lo que respecta al coque quemado estequiométricamente, son muy semejantes los resultados. La energía transferida del quemador al reactor así como la circulación también son muy aproximadas; como consecuencia la energía de reacción por unidad de carga fresca también se aproxima al valor de diseño.

El modelo también ha sido comparado con un simulador comercial. Este simulador comercial tiene la capacidad de predecir rendimientos así como propiedades de productos, involucrando conceptos de severidad, tiempos de residencia, etc. lo que lo hace bastante completo. El sistema de cálculo desarrollado en este trabajo sólo es una parte en

comparación con el simulador mencionado, pero se obtienen parámetros esencialmente importantes para la evaluación del proceso.

La Tabla 5.2 muestra los resultados obtenidos tanto con el modelo así como con el simulador siendo bastante lógicos los obtenidos por el modelo aquí desarrollado. Cabe hacer notar que el simulador comercial predice algunos compuestos adicionales en los gases de chimenea, como lo son hidrógeno, metano, sulfuro de carbonilo, etc.

En la Tabla 5.3 se comparan los resultados para condiciones de operación de una "corrida" del simulador comercial para una coquizadora de Estados Unidos. Se observa que la diferencia se acentúa en el coque bruto de la reacción, esto debido a que el modelo utiliza una correlación lineal para el cálculo del coque.

El modelo del balance de materia global utiliza únicamente resultados de sistemas de medición así como propiedades de la carga fresca y rendimientos, por lo que es sólo un sistema de cálculo sencillo con ajustes realizados a partir de los datos alimentados (como lo es para el punto de corte de la nafta ligera). Además, se obtiene el rendimiento de las fracciones ligeras que componen el gas húmedo, de tal manera que se puede llevar una estadística de dichas fracciones ligeras que serán base para desarrollar en un futuro ecuaciones que predigan estas fracciones así para los demás rendimientos del proceso.

Los resultados obtenidos son confiables siempre que la diferencia entre carga y productos sea razonable como ya se ha mencionado anteriormente. Los cálculos realizados son sencillos, de acuerdo al balance tradicional del proceso actual. Es necesario, mejorar las

correlaciones utilizadas buscando puntos de muestreo claves que en determinado momento sirvan para la actualización de éstas, aumentando su grado de confiabilidad.

CAPITULO 7

CONCLUSIONES

CONCLUSIONES

El sistema de cálculo desarrollado es un aplicación bastante útil para evaluar la operación de la planta que posee Petróleos Mexicanos. Se podrán obtener los parámetros termodinámicos más importantes, los cuales serán la base para la evaluación del proceso. Dichos parámetros son :

- Coque quemado.
- Coque producto.
- Circulación de coque caliente.
- Energía transferida del reactor al quemador.
- Energía para el craqueo de la carga fresca al proceso.
- Rendimiento de fracciones ligeras.
- Rendimiento de gasolina a un punto de corte constante.
- Conversión a productos líquidos destilables.
- Rendimientos másicos y volumétricos.

Toda la información se obtiene en un lapso de tiempo muy breve. Además, un manejo adecuado de los datos puede utilizarse para ver cómo afectan algunos cambios operacionales el balance de materia y energía del proceso. Este modelo familiarizará al usuario con los efectos calóricos de un reactor de coquización, calculando su demanda de energía para condiciones típicas establecidas; de igual manera para el quemador.

El sistema de cálculo está desarrollado como una aplicación con interfase Windows, lo cual lo hace más flexible su uso.

El modelo es una base que servirá para que, a partir del historial de la planta se predigan rendimientos, así como a partir de las dimensiones del sistema reactor-quemador y de cálculos ya disponibles, evaluar la operación y su desempeño económico.

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Himmelblau M David.; "Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering", 4th Ed., ISBN 968-880-120-8, Prentice Hall Inc., Englewood Cliffs 1988

- 2.- API, "Data Book-Petroleum Refining", 5th Ed., American Petroleum Institute, Allison Park 1992.

- 3.- Edmister, Wayne C. ; Lee, Byung I K, "Applied Hydrocarbon Thermodynamics", 2nd Ed., ISBN: 3-540-50773-6, Gulf Publishing Company, Houston 1984.

- 4.- Smith, J.M. ; Van Ness, H.C., "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 4th Ed., ISBN: 0-07-058703-5, McGraw-Hill Book Company, New York 1987.

- 5.- Valiente Antonio. ; Stivalet Tlacatzin Rudi Primo, "Problemas de Balances de Materia y Energia", 1st Ed., ISBN 968-444-109-6, Alhambra Mexicana, México 1991.

- 6.- Brown Kenyon, "Programmer's Introduction to Visual Basic", 1st Ed., ISBN 968-18-4290-1, Sybex Inc., New York 1992.

7.- Agroskin A.A.; Artamonova E.V.; Goncharov E.I.; Tyagunov V.M., Valyavin G.G.
"Thermochemical Characteristics of Petroleum Residuum Coking", Ser. Khim. Khim.
Tekhnol., UDC 665.642.4.551.11, Plenum Publishing Corporation, No. 6, June 1978, pp.
412-415.

8.- Johnson L.B.; Wood R.E., "New Data on Fluid Coking", Petroleum Refiner, Vol. 33,
No. 4, November 1954, pp. 157-160.

9.- Bush R.G., "Fluid Coking : Seasoned Process Takes on New Jobs", The Oil and Gas
Journal, April 1970, pp. 102-111.

10.- Janssen H.R.; Roussel K.M., "Petroleum Coke", Material Safety Data Sheet, Vol. A19,
November 1990, pp. 235-239.

11.- Takatsuka T., Kajiyama R., Hashimoto H., "A Practical Model of Thermal Cracking of
Residual Oil", Journal of Chemical Engineering Of Japan, Vol. 22, No. 3, October 1988, pp.
304-310.

12.- Schucker R.C., "Thermogravimetric Determination of the Coking Kinetics of ara Heavy
Vacuum Residuum", Ind. Eng. Process Des. Dev., Vol 22, No. 4, 1983, pp. 615-619.

13.- Banerjee D.K.; Laidler K.J.; Nandi B.N.; Patmore D.J., "Kinetic Studies of Coke Formation in Hydrocarbon Fractions Of Heavy Crudes, Fuel, Vol. 65, April 1986, pp. 480-484.

14.- Rudnick L.R.; Galya L.G., "Structural and Chemical Changes During Coking of Two Petroleum Residua: Hydrogen and Carbon Distribution Of Liquid Products", Energy and Fuel, Vol. 5, No. 5, Mayo 1991, pp. 733-738.

APENDICE I

LISTA DE EQUIPOS DE PROCESO

LISTA DE EQUIPOS

CLAVE	EQUIPO
MH-P-1	BOMBA DE CARGA AL REACTOR
MH-T-1A	LAVADOR
MH-T-1	REACTOR
MH-T-2	QUEMADOR
MH-T-3	TORRE FRACCIONADORA
MH-E-8	GENERADOR DE VAPOR
MH-F-2	SOBRECALENTADOR DE VAPOR
MH-C-1	SOPLADOR DE AIRE
MH-D-4	SILO DE ALMACENAMIENTO DE COQUE
MH-P-5	BOMBA DE GASOLEO PESADO
MH-E-6	INTERENFRIADOR DE GOP
MH-E-4	ENFRIADOR DE GOP
MH-E-5	GENERADOR DE VAPOR
MH-P-4	BOMBA DE GASOLEO LIGERO
MH-E-3	ENFRIADOR DE GOL

CLAVE	EQUIPO
MH-T-4	TORRE AGOTADORA DE NAFTA PESADA
MH-P-3	BOMBA DE NAFTA PESADA
MH-E-2	ENFRIADOR DE NAFTA PESADA
MH-E-1	CONDENSADOR DE TORRE T-3
MH-D1	ACUMULADOR DE TORRE T-3
MH-P-2	BOMBA DE NAFTA LIGERA
MH-E-7	ENFRIADOR DE NAFTA LIGERA
MH-P-6	BOMBA DE AGUAS AMARGAS
MH-D-2	ACUMULADOR SEPARADOR DE AGUA

APENDICE II

SECUENCIA MANUAL DE APLICACIÓN

2.1.- APLICACION MANUAL DEL SISTEMA DE CALCULO

BALANCE DE ENERGIA

DATOS DE ENTRADA :

CARGA

Flujo de alimentación	= 3.8 L.M. (Lectura del Medidor)
temperatura	= 204 °C
Peso especifico	= 1.049
Carbón conradson	= 23.65 %
KUOP	= 11.2

REACTOR

Presión	= 13 psig
Temperatura vapor sobrecalentado	= 550 °C
Temperatura vapor de servicio	= 232 °C
Vapor de atomización a la carga	= 600 lbs/hr.
Vapor de agotamiento	= 6.9 L.M.
Vapor de fluidización	= 1.4 L.M.
Vapor de atrición	= 6.48 L.M.
Vapor a cámara anticoquizadora	= 600 lbs/hr.
Vapor a línea transferencia coque caliente	= 3.9 L.M.

Temperatura fase densa = 510 °C

Temperatura fase diluida = 518 °C

Flujo de carga FR-5 = 6.6 L.M.

Flujo de carga FR-6 = 6.6 L.M.

QUEMADOR

Presión = 13 psig

Presión barométrica (atmósfera) = 760 mm de hg

Vapor a línea de transferencia de

coque frío = 4.6 L.M.

Flujo de aire al quemador = 6.53 L.M.

Temperatura de gases combustión = 593.33 °C

Temperatura de cama densa = 593.33 °C

Temperatura de bulbo seco = 31.3 °C

Temperatura de bulbo húmedo = 26.6 °C

Análisis Orsat

Oxígeno = 0 % mol

Monóxido de carbono = 3.52 % mol

Dióxido de carbono = 14.07 % mol

Nitrógeno = 82.24 5 mol

SOX = 0.17 % mol

LAVADOR

Porcentaje de carga fresca al lavador = 57.55 %

Punto de corte de la recirculación

interna = 496 °C

Peso específico de la recirculación

interna = 1.076

Temperatura fondo del lavador = 370 °C

TIE de carga fresca = 449 °C

Porcentaje volumen destilado a

Temperatura = 5 %

Temperatura a porcentaje de

volumen destilado = 515 °C

ELUTRIADOR

Temperatura de salida de coque

producto = 177 °C

Flujo de agua = 8.47 L.M.

Vapor de atomización al agua = 4100 lbs/hr.

Temperatura de agua al elutriador = 100 °C

Vapor de fluidización = 6300 lbs/hr.

DESARROLLO

1.- AIRE DE COMBUSTION AL QUEMADOR

1.1.- Volumen de aire húmedo

$$\text{AIRVOL} = 6.53 \text{ LM} * 6500 * 3.28^3 / 6500$$

$$\text{AIRVOL} = 24963.00241 \text{ ft}^3 / \text{min}$$

1.2.- Moles de aire húmedo

$$\text{AIRMOL} = \text{AIRVOL} * 60 / 379$$

$$\text{AIRMOL} = 3951.9265 \text{ moles} / \text{hr}$$

1.3.- Libra de aire húmedo

$$\text{AIRTOT} = \text{AIRMOL} * 29$$

$$\text{AIRTOT} = 114605.8686 \text{ lbs} / \text{hr}$$

1.4.- Cálculo de la humedad relativa para el aire

1.4.1.- Presión de vapor a temperatura de bulbo húmedo

$$\text{PVAP} = \text{EXP} (12.04804 - (4030.82 / (26.6 + 235)))$$

$$\text{PVAP} = 3.481 * 10^{-2} \text{ bar}$$

1.4.2.- Humedad de saturación

$$\text{YSAT} = \text{PVAP} / \text{PRESION BAROMETRICA}$$

$$\text{YSAT} = 3.481 * 10^{-2} / (1.01325 * 760 / 760)$$

$$\text{YSAT} = 3.4362 * 10^{-2}$$

1.4.3.- Saturación a temperatura de bulbo húmedo

$$\text{YSTBH} = 18 * \text{YSAT} / (29 * (1 - \text{YSAT}))$$

$$\text{YSTBH} = 0.022088$$

1.4.4. - Humedad relativa

$$\text{YSTBH1} = \text{YSTBH} * (1075.8 * (0.45 - 1) * (\text{Tbh} - 32))$$

$$\text{YSTBH1} = 23.18060$$

$$\text{YSTBH2} = 0.24 * (\text{Tbs} - \text{Tbh})$$

$$\text{YSTBH2} = - 1.944$$

$$\text{NUM} = \text{YSTBH1} + \text{YSTBH2}$$

$$\text{NUM} = 21.2366$$

$$\text{DEN1} = (1075.8 + (0.45 - 1) * (\text{Tbh} - 32))$$

$$\text{DEN1} = 1049.466$$

$$\text{DEN2} = 0.45 * 1.8 * (\text{Tbs} - \text{Tbh})$$

$$\text{DEN2} = 3.645$$

$$\text{DEN} = \text{DEN1} + \text{DEN2}$$

$$\text{DEN} = 1053.111$$

$$\text{YTBS} = \text{NUM} / \text{DEN}$$

$$\text{YTBS} = 0.0201655 \text{ lbs agua / lbs de aire}$$

1.5.- Masa de agua en el aire

$$\text{AGMAS} = \text{YTBS} * \text{AIRTOT}$$

$$\text{AGMAS} = 0.0201655 * 114605.8686$$

$$\text{AGMAS} = 2311.084 \text{ lbs / hr.}$$

1.6.- Moles de agua en el aire

$$\text{AGMOL} = \text{AGMAS} / 18$$

$$\text{AGMOL} = 128.3935 \text{ moles / hr}$$

1.7.- Moles totales de aire seco

$$\text{AIRS} = \text{AIRMOL} - \text{AGMOL}$$

$$\text{AIRS} = 3823.5329 \text{ moles / hr}$$

1.8.- Volumen de aire seco

$$\text{AIRV} = \text{AIRS} * 379 / 60$$

$$\text{AIRV} = 24151.9828 \text{ ft}^3 / \text{min}$$

1.9.- Masa de aire seco

$$\text{AIRM} = \text{AIRS} * 29$$

$$\text{AIRM} = 110898.233$$

2.- CALCULO DEL CARBÓN, AZUFRE, HIDRGENO, Y COKE QUEMADO

2.1.- Por balance de nitrógeno calcular los gases de combustión

$$\text{GASCV} = \text{AIRV} * (79.1 / \text{N}_2 \text{ G.C.})$$

$$\text{GASCV} = 23229.8375 \text{ ft}^3 / \text{min}$$

2.2.- Moles de gases de combustión secos

$$\text{GASCM} = \text{AIRS} * (79.1 / \text{N}_2 \text{ G.C.})$$

$$\text{GASCM} = 3677.5468 \text{ moles /hr.}$$

2.3.- Flujos molares de combustión secos

$$\text{MOL O}_2 = \text{GASCM} * \% \text{ MOL O}_2 / 100 = 0.0 \text{ moles / hr}$$

$$\text{MOL CO} = \text{GASCM} * \% \text{ MOL CO} / 100 = 129.4496 \text{ moles /hr}$$

$$\text{MOL CO}_2 = \text{GASCM} * \% \text{ MOL CO}_2 / 100 = 517.4308 \text{ moles /hr}$$

$$\text{MOLCO} = \text{GASCM} * \% \text{ MOL CO} / 100 = 129.4496 \text{ moles /hr}$$

$$\text{MOLCO}_2 = \text{GASCM} * \% \text{ MOL CO}_2 / 100 = 517.4308 \text{ moles /hr}$$

$$\text{MOLN}_2 = \text{GASCM} * \% \text{ MOL N}_2 / 100 = 3024.4144 \text{ moles /hr}$$

$$\text{MOLSOX} = \text{GASCM} * \% \text{ MOL SOX} / 100 = 6.2518 \text{ moles /hr}$$

2.4.- Carbón total quemado

$$C = \text{GASCM} ((\% \text{ CO} + \% \text{ CO}_2) / 100) * 12$$

$$C = 7762.565 \text{ lbs / hr}$$

2.5.- Consumo del oxígeno por el hidrogeno

$$\text{ENTO}_2 = \text{AIRS} * 0.209$$

$$\text{ENTO}_2 = 799.1184 \text{ moles /hr}$$

2.6.- Consumo de oxígeno por gases de combustión

$$\text{SALO}_2 = \text{MOLO}_2 + 0.5 * \text{MOLCO} + \text{MOLCO}_2 + \text{MOLSOX}$$

$$\text{SALO}_2 = 588.4074 \text{ moles / hr}$$

2.7.- Oxígeno disponible para formar H₂O

$$\text{MOLEO}_2 = \text{ENTO}_2 - \text{SALO}_2$$

$$\text{MOLEO}_2 = 210.711 \text{ moles /hr}$$

2.8.- Moles de agua formada

$$\text{AGUAF} = \text{MOLEO}_2 * 2$$

$$\text{AGUAF} = 421.422 \text{ moles / hr}$$

2.9.- Masa de agua formada

$$\text{AGUAM} = \text{AGUAF} * 18$$

$$\text{AGUAM} = 7585.596 \text{ lbs / hr}$$

2.10.- Azufre total quemado

$$AZUQ = \text{MOLSOX} * 32.1$$

$$AZUQ = 200.6827 \text{ lbs / hr}$$

Azufre en los gases de combustión

$$AZUQ1 = AZUQ * 0.454 * 24 / 10^3$$

$$AZUQ1 = 2.1866 \text{ ton / d}$$

2.11.- Hidrogeno total quemado

$$\text{HIDROQ} = 2 * \text{MOLEO2} * 2.02$$

$$\text{HIDROQ} = 851.27244 \text{ lbs / hr}$$

2.12.- Coque total quemado

$$\text{COQUE} = \text{CARBON} + \text{AZUQ} + \text{HIDROQ}$$

$$\text{COQUE} = 8814.5201 \text{ lbs / hr}$$

2.13.- Relación hidrogeno / coque

$$\text{H2COKE} = \text{HIDROQ} / \text{COQUE}$$

$$\text{H2COKE} = 0.09657$$

3.- CALCULO DE LA ENERGIA DE REACCION A LA TEMPERATURA DE REFERENCIA (60 ° F).

3.1.- Energias de reacción a 60 ° F

$$\text{CO2} = 0.1693 \text{ MBtu / mol}$$

$$\text{CO} = 0.0476 \text{ "}$$

$$\text{H2O} = 0.104 \text{ "}$$

$$\text{SOX} = 0.1277 \text{ ''}$$

3.2 - Calcular energías de reacción

$$\text{QCO}_2 = \text{CO}_2 * \text{MOLCO}_2 = 87.601 \text{ MBtu /hr}$$

$$\text{QCO} = \text{CO} * \text{MOLCO} = 6.1618 \text{ MBtu /hr}$$

$$\text{QAGUA} = \text{H}_2\text{O} * \text{AGUAF} = 43.82788 \text{ MBtu /hr}$$

$$\text{QSO}_2 = \text{SO}_2 * \text{MOLSO}_2 = 0.7983 \text{ MBtu /hr}$$

$$\text{QTOT} = \text{QCO}_2 + \text{QCO} + \text{QAGUA} + \text{QSO}_2$$

$$\text{QTOT} = 138.389 \text{ MBtu /hr}$$

4.- CALCULAR EL COQUE BRUTO PRODUCIDO POR LA REACCIÓN

4.1.- Carga fresca al proceso

$$\text{BLS} = \text{LM} * 2667$$

$$\text{BLS} = 10134.6 \text{ bls / d}$$

4.2.- Calcular la fracción de carga vaporizada en el lavador en función del punto de corte de la carga y del reciclo

$$\text{CF} = \frac{\text{X \% VOLUMEN DESTILADO}((\text{TIE CARGA}-\text{TFE RECICLO})/$$

$$(\text{TIE CARGA} - \text{TEMP X \% VOL DEST})) * \% \text{ CARGA FRESCA} * \text{BLS} / 10^5$$

$$\text{CF} = 5 * ((449-496)/(449-515)) * 57.55 * 10134.6 / 10^5$$

$$\text{CF} = 207.671 \text{ bls / hr}$$

4.3.- Corrección del carbón conradson en función de la carga vaporizada en el lavador

$$\text{CCON} = (1.016108 - 2.734586 * 10^{-5} * \text{CF}) * \text{CARBON CONRADSON}$$

$$\text{CCON} = 24.1652 \text{ \%}$$

4.4.- Cálculo del porcentaje de coque bruto real para obtener el coque producido

$$\text{COKEB} = (\text{CCON} / 100) * 1.0337176 + 50334466 * 10^{-2}$$

$$\text{COKEB} = 0.303145$$

5.- CALCULAR LA CARGA NETA AL REACTOR

5.1.- Calcular la carga neta al reactor al restarle la carga vaporizada en el lavador

$$\text{CARNET} = (\text{BLS} - \text{CF}) * 159 * \text{GRAVEDAD ESP.} * 10^3 / (24 * 454)$$

$$\text{CARNET} = 151956.903 \text{ lbs / hr}$$

6.- CALCULAR EL COQUE PRODUCTO DE ENTRADA AL QUEMADOR

6.1.- Coque bruto producido por la reacción

$$\text{COKET} = \text{CARNET} * \text{COKEB}$$

$$\text{COKET} = 46065.0066 \text{ lbs / hr}$$

6.2.- Coke producido que entra al quemador

$$\text{COKEP} = \text{COKET} - \text{COQUE}$$

$$\text{COKEP} = 37250.4864 \text{ lbs / hr}$$

6.3.- Calcular el coque bruto en ton /min

$$\text{COKET1} = \text{COKET} * 454 / (60 * 10^6)$$

$$\text{COKET1} = 0.3485 \text{ ton / min}$$

7.- CALCULAR DE LA ENERGIA QUE ENTRA AL QUEMADOR CON LAS CORRIENTES AL LLEVARLAS A LA TEMPERATURA DE REFERENCIA.

7.1.- Contenido de energía sensible del coque producto

$$\text{TEMREC} = 1.8 + \text{TCOKE} + 32$$

$$\text{TEMREC} = 950^{\circ}\text{F}$$

$$\text{DELTAT} = 950 - 60 = 890^{\circ}\text{F}$$

$$\text{CPM} = 0.297945 \text{ Btu} / \text{lb} \cdot ^{\circ}\text{F}$$

$$\text{QCOKEPROD} = \text{COKEP} * \text{CPMCOKE} * \text{DELTAT} / 10^6$$

$$\text{QCOKEPROD} = 9.8777 \text{ MBtu} / \text{hr}$$

7.2.- Contenido de energía del coque quemado

$$\text{TEMREC} = 950^{\circ}\text{F}$$

$$\text{DELTAT} = 890^{\circ}\text{F}$$

$$\text{CPMCOKE} = 0.297945 \text{ Btu} / \text{lb} \cdot ^{\circ}\text{F}$$

$$\text{QCOKEQUE} = \text{COQUE} * \text{CPMCOKE} * \text{DELTAT} * / 10^6$$

$$\text{QCOKEQUE} = 2.337 \text{ MBtu} / \text{hr}$$

7.3.- Contenido de energía del aire seco del soplador al quemador

$$\text{TEMPA} = 192.2^{\circ}\text{F}$$

$$\text{CPMAIRE} = 0.239033 \text{ Btu} / \text{lb} \cdot ^{\circ}\text{F}$$

$$\text{QAIR} = \text{AIRM} * \text{CPMAIRE} * (\text{TEMPA} - 60) / 10^6$$

$$\text{QAIR} = 3.5044 \text{ MBtu} / \text{hr}$$

7.4.- Contenido de energía del agua al elutriador

$$\text{TAGUA1} = \text{TAGUA} * 1.8 + 32$$

$$\text{TAGUA1} = 212^{\circ}\text{F}$$

$$\text{DELT} = 212 - 60 = 152^{\circ}\text{F}$$

$$\text{FLUAGUA} = (\text{FLUJO} * 99.5 * 159 * 10^3) / (24 * 454)$$

$$\text{FLUAGUA} = 12298.057 \text{ lbs / hr}$$

$$\text{QAGUAF} = \text{CPMAGUA} * \text{DELT} * \text{FLUAGUA} / 10^6$$

$$\text{QAGUAF} = 1.8693 \text{ MBtu / hr}$$

7.5.- Cantidad de vapor de servicio al quemador

Vapor de aereación al ángulo raiser de coque frío

$$\text{S6} = 4200 \text{ lbs / hr}$$

Vapor a la bajante de coque frío

$$\text{S8} = 320 \text{ lbs / hr}$$

Vapor al elevador de coque frío

$$\text{ELEVCF} = \text{LM} * 881.07$$

$$\text{ELEVCF} = 4052.8622 \text{ lbs / hr}$$

Vapor al elutriador

$$\text{VAPELUT} = \text{VAPOR DE FLUIDIZACION} + \text{VAPOR ATOMIZACION}$$

$$\text{VAPELUT} = 6300 + 4100 = 10400 \text{ lbs / hr}$$

Vapor al cono del quemador

$$\text{VAPCONO} = 1160 \text{ lbs / hr}$$

Vapor de servicio al quemador

$$\text{VAPQUEM} = \text{S6} + \text{S8} + \text{ELEVCF} + \text{VAPCONO}$$

$$\text{VAPQUEM} = 9732.8622 \text{ lbs / hr}$$

7.6.- Contenido de energía del vapor al quemador

$$\text{CPMVAP} = 0.457287 \text{ Btu / lb-}^\circ\text{F}$$

$$DTEVAP = TVAP * 1.8 + 32$$

$$DTEVAP = 449.6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$QVAPQUE = VAPQUEM * CPMVAP * (DTEVAP - TREF) / 10^6$$

$$QVAPQUE = 1.7339 \text{ MBtu / hr}$$

7.7.- Contenido de energía del vapor al elutriador

$$CPMVAP = 0.457287 \text{ Btu / lb-}^{\circ}\text{F}$$

$$DTEVAP = 449.6 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$QVAPELUTE = VAPELUT * CPMVAP * (DTEVAP - TREF)$$

$$QVAPELUTE = 1.8528 \text{ MBtu / hr}$$

7.8.- Contenido de energía de la humedad que entra con el aire de combustión

$$TEMHUM = TEMHUM * 1.8 + 32$$

$$TEMHUM = 192.2 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$CPMVAP = 0.448245 \text{ Btu / lb-}^{\circ}\text{F}$$

$$QHUMEE = AGMAS * CPMVAP * (TEMHUM - TREF)$$

$$QHUMEE = 0.13699 \text{ MBtu / hr}$$

8.- CALCULO DE LA ENERGIA DEL QUEMADOR CON LAS CORRIENTES DE SALIDA. EN DONDE LA VARIABLE A CALCULAR ES LA ENERGIA DEL COQUE CIRCULANTE DEL QUEMADOR AL REACTOR.

8.1.- Energía que sale con los gases de combustión

$$DELTGAS = (TEMPGAS * 1.8 + 32) - 60$$

$$QO_2 = MOLO_2 * CPMO_2 * DELTGAS / 10^6$$

$$QO_2 = 0.0 \text{ MBtu / hr}$$

$$CPMCO = 7.298969 \text{ Btu / mol}^\circ \text{ F}$$

$$QCO = MOLCO * CPMCO * DELTGAS / 10^6$$

$$QCO = 0.98053 \text{ MBtu / hr}$$

$$CPMCO_2 = 10.97383 \text{ Btu / mol}^\circ \text{ F}$$

$$QCO_2 = MOLCO_2 * CPMCO_2 * DELTGAS / 10^6$$

$$QCO_2 = 5.9053 \text{ MBtu / hr}$$

$$CPMN_2 = 7.307296 \text{ Btu / mol}^\circ \text{ F}$$

$$QN_2 = MOLN_2 * CPMN_2 * DELTGAS / 10^6$$

$$QN_2 = 22.9843 \text{ MBtu / hr}$$

$$CPMSO_2 = 11.35645 \text{ Btu / mol}^\circ \text{ F}$$

$$QSO_2 = MOLSOX * CPMSO_2 * DELTGAS / 10^6$$

$$QSO_2 = 0.07383 \text{ MBtu / hr}$$

$$QGASCOM = 29.9460 \text{ MBtu / hr}$$

8.2.- Energía que sale con la humedad en lo los gases de combustión

$$TEMHUM1 = TEMHUM * 1.8 + 32$$

$$TEMHUM1 = 1100^\circ \text{ F}$$

$$CPMVAP = 0.481694 \text{ Btu / lb}^\circ \text{ F}$$

$$QHUMSS = AGMAS * CPMVAP * (TEMHUM1 - TREF2) / 10^6$$

$$QHUMSS = 1.157 \text{ MBtu / hr}$$

8.3.- Energía que sale con el agua formada, en los gases de combustión

$$\text{TEMSAL1} = \text{TEMSAL} * 1.8 + 32$$

$$\text{TEMSAL1} = 1100^{\circ} \text{F}$$

$$\text{TREF2} = 60^{\circ} \text{F}$$

$$\text{QAGUAF} = (\text{AGUAF} * 18) * \text{CPMVAP} * (\text{TEMSAL1} - \text{TREF2}) / 10^6$$

$$\text{QAGUAF} = 3.80 \text{ MBtu / hr}$$

8.4.- Energía que sale con el vapor al elutriador en los gases de combustión

$$\text{CPMVAP} = 0.481694 \text{ Btu / lb-}^{\circ} \text{F}$$

$$\text{DTEVAP} = \text{TVAP} * 1.8 + 32$$

$$\text{DTEVAP} = 1100^{\circ} \text{F}$$

$$\text{TREF} = 60^{\circ} \text{F}$$

$$\text{QVAPELUTS} = \text{VAPELUT} * \text{CPMVAP} * (\text{DTEVAP} - \text{TREF}) / 10^6$$

$$\text{QVAPELUTS} = 5.21 \text{ MBtu / hr}$$

8.5.- Energía que sale con el agua del elutriador (vapor) en los gases de combustión

$$\text{TAGUA1} = \text{TAGUA} * 1.8 + 32$$

$$\text{TAGUA1} = 1100^{\circ} \text{F}$$

$$\text{CPMVAP} = 0.481694 \text{ Btu / lb-}^{\circ} \text{F}$$

$$\text{QAGUAS} = (\lambda_p * 0.65 + \text{CPMVAP} * (\text{TAGUA1} - \text{TREF})) * \text{FLUAGUA} / 10^6$$

$$\text{QAGUAS} = (944.1 * 0.65 + 0.481694 * 1040) 12298.057 / 10^6$$

$$\text{QAGUAS} = 13.7077 \text{ MBtu / hr}$$

8.6.- Energía que sale con el vapor de servicio en los gases de combustión

$$\text{DTEVAP} = 1100 \text{ } ^\circ \text{F}$$

$$\text{TREF} = 60 \text{ } ^\circ \text{F}$$

$$\text{CPMVAP} = 0.481694 \text{ Btu / lb-}^\circ\text{F}$$

$$\text{VAP} = 9732.8622 \text{ lbs / hr}$$

$$\text{QVAPQUE} = \text{VAP} + \text{CPMVAP} * (\text{DTEVAP} - \text{TREF}) / 10^6$$

$$\text{QVAPQUE} = 4.8757 \text{ MBtu / hr}$$

8.7.- Cálculo del volumen total de gas húmedo de combustión

Volumen del vapor de agua

$$\text{MOLES} = (\text{AGMOL} + \text{AGUAF} (\text{VAPQUEM} + \text{VAPELUT} + \text{FLUAGUA}) / 18) / 60$$

$$\text{MOLES} = 2351.5332 / 60$$

$$\text{MOLES} = 39.1922 \text{ moles / min}$$

Volumen ocupado por el vapor

$$\text{VOLVAPS} = \text{MOLES} * 379$$

$$\text{VOLVAPS} = 14853.8513 \text{ ft}^3 / \text{min}$$

Volumen total de gases

$$\text{VOLT} = \text{VOLVAPS} + \text{GASCV}$$

$$\text{VOLT} = 38083.68892 \text{ ft}^3 / \text{min}$$

Moles totales por hora

$$\text{MOLT} = \text{MOLES} * 60 + \text{GASCM}$$

$$\text{MOLT} = 6029.08 \text{ moles / hr}$$

Porcentaje molares de gases de combustión en base húmeda

$$\text{MOLT} = 6029.08 \text{ moles / hr}$$

Porcentaje molares de gases de combustión en base húmeda

$$\text{MOLCOH} = \% \text{ CO} \cdot \text{GASCM} / \text{MOLT}$$

$$\text{MOLCOH} = 3.52 \cdot 3677.5468 / 6029.08$$

$$\text{MOLCOH} = 2.147 \%$$

$$\text{MOLCO}_2\text{H} = \% \text{ CO}_2 \cdot \text{GASCM} / \text{MOLT}$$

$$\text{MOLCO}_2\text{H} = 8.58 \%$$

$$\text{MOLN}_2\text{H} = \% \text{ N}_2 \cdot \text{GASCM} / \text{MOLT}$$

$$\text{MOLN}_2\text{H} = 50.16 \%$$

$$\text{MOLSO}_2\text{H} = \% \text{ SO}_2 \cdot \text{GASCM} / \text{MOLT}$$

$$\text{MOLSO}_2\text{H} = 0.10 \%$$

8.8.- Coque perdido por la chimenea

$$\text{VUELA} = 2.1309 / 7000 \cdot \text{VOLT} \cdot 60$$

$$\text{VUELA} = 695.593 \text{ lbs / hr}$$

8.9.- Pérdidas por radiación-convección en el quemador

$$\text{QPERQUEM} = 0.026 \cdot \text{QTOT}$$

$$\text{QPERQUEM} = 3.5981 \text{ MBtu / hr}$$

8.10.- Energía de salida con el coque producto

$$\text{TEMREC} = \text{TEMREC} \cdot 1.8 + 32$$

$$\text{TEMREC} = 350.6 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{DELTAT} = \text{TEMREC} - 60$$

$$\text{DELTAT} = 290.6 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$Q_{\text{COKEPROD}} = \text{COKEPN} \cdot \text{CPMCOKE} \cdot \text{DELTAT} / 10^6$$

$$Q_{\text{COKEPROD}} = 2.4799 \text{ MBtu / hr}$$

8.11.- Energía de salida con el coque perdido por chimenea

$$\text{TEMREC} = \text{TEMREC} \cdot 1.8 + 32$$

$$\text{TEMREC} = 1100 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{DELTAT} = \text{TEMREC} - 60$$

$$\text{DELTAT} = 1040 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{CPMCOKE} = 0.192168 \text{ Btu / lb-}^\circ\text{F}$$

$$Q_{\text{COKECH}} = \text{VUELA} \cdot \text{CPMCOKE} \cdot \text{DELTAT} / 10^6$$

$$Q_{\text{COKECH}} = 0.1389 \text{ MBtu / hr}$$

9.- Cálculo de la energía total de entrada al quemador

$$Q_{\text{ENT}} = Q_{\text{TOT}} + Q_{\text{COKEPRODE}} + Q_{\text{COKEQUE}} + Q_{\text{AIR}} + Q_{\text{HUMEE}} + Q_{\text{VAPE}} +$$

$$Q_{\text{AGUAELUTE}}$$

$$Q_{\text{ENT}} = 159.79 \text{ MBtu / hr}$$

10.- Cálculo de la energía de salida del quemador

$$Q_{\text{SAL}} = Q_{\text{GASCOM}} + Q_{\text{COKEPRODS}} + Q_{\text{PERQUEM}} + Q_{\text{HUMSS}} + Q_{\text{AGUAF}} +$$

$$Q_{\text{VAPS}} + Q_{\text{AGUAS}} + Q_{\text{VAPELUTS}} + Q_{\text{CIR}} + Q_{\text{COKECH}}$$

$$Q_{\text{SAL}} = 64.7746 \text{ MBtu / hr} + Q_{\text{CIR}}$$

10.1.- Cálculo de la energía circulante del quemador al reactor

$$Q_{\text{CIR}} = Q_{\text{ENT}} - Q_{\text{SAL}}$$

$$Q_{\text{CIR}} = 95.020 \text{ MBtu / hr}$$

10.2.- Circulación de coque caliente

$$\text{CPMCOKE1} = 0.392435 \text{ Btu / lb-}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{DT} = 1.8 * (\text{TEMP. QUEMADOR} - \text{TEMP. REACTOR})$$

$$\text{DT} = 149.999 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{TONMIN} = \text{QCIR} * 10^6 / (\text{DT} * \text{CPMCOKE1} * 132000)$$

$$\text{TONMIN} = 12.228 \text{ ton / min}$$

10.3.- Circulación línea de coque frio

$$\text{COKEFRIO} = \text{COCKET1} + \text{TONMIN}$$

$$\text{COKEFRIO} = 0.3485 + 12.228$$

$$\text{COKEFRIO} = 12.5772 \text{ ton / min}$$

BALANCE DE ENERGIA DEL REACTOR

11.- Energía al reactor con la corrientes de entrada

11.1.- Cálculo de la energía de la carga

$$\text{DHCFTCC} = 351.228 \text{ Btu / lb}$$

$$\text{DHTREF1} = 580.159 \text{ Btu / lb}$$

$$\text{CARNET} = 151956.903 \text{ lbs / hr}$$

$$\text{QCARGAF} = \text{CARNET} * (\text{DHCFTC} - \text{DHTREF1}) / 10^6$$

$$\text{QCARGAF} = -34.7876 \text{ MBtu / hr}$$

Las entalpias son calculadas a partir de correlaciones del manual del API para fracciones del petroleo en función de la gravedad, factor de caracterización, y temperatura

Las entalpias son calculadas a partir de correlaciones del manual del API para fracciones del petróleo en función de la gravedad, factor de caracterización, y temperatura

11.2.- Cálculo de la energía a la recirculación interna en fase líquida

$$\text{DHRETf1A} = 351.228 \text{ Btu / lb}$$

$$\text{DHTREF2} = 580.159 \text{ Btu / lb}$$

$$\text{RECYCLO} = 60097 \text{ l lbs / hr}$$

$$\text{QRECYLIQ} = \text{RECYCLO} * (\text{DHRETf1A} - \text{DHTREF2}) / 10^6$$

$$\text{QRECYLIQ} = -13.7580 \text{ MBtu / hr}$$

Las entalpias son obtenidas igual que en el punto 11.1

11.3.- Cálculo de la energía a la recirculación interna por cambio de fase

$$\text{DHTREFL} = 580.159 \text{ Btu / lb}$$

$$\text{DHTREV} = 682.574 \text{ Btu / lb}$$

$$\text{QRECYCLO} = \text{RECYCLO} * (\text{DHTREFL} - \text{DHTREFV}) / 10^6$$

$$\text{QRECYCLO} = -6.1548 \text{ MBtu / hr}$$

Las entalpias son obtenidas igual que en el punto 11.1

11.4.- Energía total a la recirculación interna para vaporizarla

$$\text{QSUM} = \text{QRECYLIQ} + \text{QRECYCLO}$$

$$\text{QSUM} = -19.9129 \text{ MBtu / hr}$$

11.5.- Cálculo de la energía al vapor de servicio

$$\text{VAPREAC} = 10461.1$$

$$\text{DTVAP} = 449.6 \text{ } ^\circ \text{F}$$

$$\text{TREFRX} = \text{TREFRX} * 1.8 + 32$$

$$QVAPRXE = VAPREAC * CPMVAPRX * (DTVAP - TREFRX) / 10^6$$

$$QVAPRXE = -2.565 \text{ MBtu / hr}$$

11.6.- Energía al vapor de agotamiento

$$AGOTA = 800 * 6.9 / 0.454$$

$$AGOTA = 12158.5903 \text{ lbs / hr}$$

$$TOPAG = 1022^{\circ} \text{ F}$$

$$TERAG = 950^{\circ} \text{ F}$$

$$CPMVAPAG = 0.5140 \text{ Btu / lb-}^{\circ} \text{ F}$$

$$QVAPAGOT = AGOTA * CPMVAPAG * (TOPAG - TRAG) / 10^6$$

$$QVBAPAGOT = 0.4499 \text{ MBtu / hr}$$

11.7.- Energía al vapor de fluidización

$$FLUID = 1000 * 1.4 / 0.454$$

$$FLUID = 3083.7 \text{ lbs / hr}$$

$$TOPFL = 1022^{\circ} \text{ F}$$

$$TERFL = 950^{\circ} \text{ F}$$

$$CPMVAPFL = 0.5140 \text{ Btu / lb-}^{\circ} \text{ F}$$

$$QVAPFLU = FLUID * CPMVAPFL * (TOPFL - TERFL) / 10^6$$

$$QVAPFLU = 0.114 \text{ MBtu / hr}$$

11.8.- Energía al vapor de atrición

$$ATRACION = 6.48 * 1210$$

$$ATRACION = 7840.8 \text{ lbs / hr}$$

$$CPMVAPA = 0.5140 \text{ Btu / lb-}^{\circ} \text{ F}$$

$$\text{ATRACION} = 7840.8 \text{ lbs / hr}$$

$$\text{CPMVAPA} = 0.5140 \text{ Btu / lb-}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{TOPRX} = 1022^{\circ}\text{F}$$

$$\text{TERRX} = 950^{\circ}\text{F}$$

$$\text{QVAPAT} = \text{ATRACION} * \text{CPMVAPA} * (\text{TOPRX} - \text{TERRX}) / 10^6$$

$$\text{QVAPAT} = 0.2901 \text{ MBtu / hr}$$

11.9.- Cálculo de la energía de entrada al reactor

$$\text{QRXENT} = \text{QCARGAF} + \text{QRECYLIQ} + \text{QRECYCLO} + \text{QVAPRXE} + \text{QVAPAGOT} + \\ \text{QVAPFLU} + \text{QVAPAT} + \text{QCIR}$$

$$\text{QRXENT} = 38.6085 \text{ MBtu / hr}$$

12.- Salida de energía del reactor con las corrientes de salida

12.1.- Energía de salida en los vapores de hidrocarburos producidos por la reacción

$$\text{VAPHCRX} = \text{CARNET} - \text{COKET}$$

$$\text{VAPHCRX} = 105891.8964 \text{ lbs / hr}$$

$$\text{TOPHC} = 964.4^{\circ}\text{F}$$

$$\text{TREFHC} = 950^{\circ}\text{F}$$

$$\text{CPVAPHC} = 0.770 \text{ Btu / lb-}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{QVAHC} = \text{VAPHCRX} * \text{CPVAPHC} * (\text{TOPHC} - \text{TREFHC}) / 10^6$$

$$\text{QVAHC} = 1.1741 \text{ MBtu / hr}$$

12.2.- Energía de salida con la recirculación interna en fase vapor

$$\text{DHTDIL} = 703.794 \text{ Btu / lb}$$

$$\text{DHTREF3} = 682.574 \text{ Btu / lb}$$

$$QRECYVAP = RECYCLO * (DIITDIL - DIITREF3) / 10^6$$

$$QRECYVAP = 1.275 \text{ MBtu / hr.}$$

12.3.- Cálculo de la energía de salida con el vapor total que entró al reactor

$$VAPT = VAPREAC + AGOTA + FLUID + ATRICION$$

$$VAPT = 33544.19 \text{ lbs / hr}$$

$$CPMVAPH2O = 0.511 \text{ Btu / lb-}^{\circ}\text{F}$$

$$TDIL = 964.4 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$TRX = 950 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$QVAPRXS = VAPT * CPMVAPH2O * (TDIL - TRX)$$

$$QVAPRXS = 0.2468 \text{ MBtu / hr}$$

12.4.- Cálculo de la energía perdida por radiación-convección

$$RADREACT = 0.029 * QCIR$$

$$RADREACT = 2.755 \text{ MBtu / hr}$$

12.5.- Cálculo de la energía de salida del reactor

$$QRXSAL = QVAHC + QRECYVAP + QVAPRXS + RADREAC$$

$$QRXSAL = 5.4509 \text{ MBtu / hr}$$

13.- Cálculo de la energía total para llevar a cabo la reacción incluyendo la vaporización de la carga nota

13.1.- Energía de reacción

$$DHREACT = QRXENT - QRXSAL$$

$$DHREACT = 38.60851 - 5.4509$$

$$DHREACT = 33.157 \text{ MBtu / hr}$$

13 2.- Energía de reacción por unidad de carga fresca

$$DHREACU = DHREACT * 10^6 / CARNET$$

$$DHREACU = 33.157 * 10^6 / 151956.903$$

$$DHREACU = 218.204 \text{ Btu / lb}$$

NOTA : Las capacidades calorificas han sido evaluadas en función de las temperaturas tanto de operación como de referencia. El cálculo no se presenta por ser la evaluación de los polinomios un tanto largos pero han sido obtenidos mediante dichos polinomios en función de la temperatura.

2.2.- APLICACION MANUAL DEL SISTEMA DE CALCULO

BALANCE DE MATERIA GLOBAL

DATOS DE ENTRADA :

DATOS DE CARGA FRESCA Y COQUE

Flujo de carga fresca	= 3.8 L.M.
Peso específico	= 1.026
Carbón conradson	= 23.65 %
A. Cíclico de ME	= 2.0 L.M.
Recuperado a reproceso	= 200 bls / d
Residuo de vacío a PPT	= 0.0 bls / d
Caldereta E-8	= 1.0 L.M.
Caldereta E-5	= 1.0 L.M.
Coque producido en la reacción	= 501.924 ton / d
Malla 100	= 65.5 % P
A y S	= 0.8 % V

DATOS DE GAS HUMEDO

Flujo de gas húmedo a CH	= 6.2 L.M.
Flujo de gas húmedo a MJ	= 0.0 L.M.

Peso molecular del gas húmedo	= 30.5
Gas de purga	= 5500 m ³ / d
Gas combustible	= 1 0 l. M.
componente	= % mol
H ₂	= 10
C ₁	= 31.3
CO ₂	= 3.0
C ₂ =	= 5.5
C ₂	= 13.3
H ₂ S	= 4.7
C ₃ =	= 5.5
C ₃	= 5.5
iC ₄	= 0.2
iC ₄ =	= 0.0
nC ₄	= 2.8
C ₄ s=	= 2.9
iC ₅	= 1.0
nC ₅	= 1.4
C ₆ +	= 1.3
INERTES	= 11.6

DATOS DE NAFTA LIGERA (GASOLINA)

Flujo de gasolina	= 4.5 L.M.
Peso específico	= 0.745
Azufre	= 0.5 %
TIE	= 60 ° C
TFE	= 196 ° C

DATOS DE NAFTA PESADA

Flujo de nafta pesada	= 9.6 L.M.
Peso específico	= 0.805
Azufre	= 2.08 %
TIE	= 160 ° C
Volumen a 221 ° C	= 40 %
TFE	= 304 ° C

DATOS DE GASOLEO LIGERO

Flujo de gasóleo ligero	= 9.4 L.M.
Peso específico	= 0.880
GOL a PPT	= 0.0 bls / d

Azufre	= 2.88 %
TIE	= 249 ° C
TFE	= 373 ° C

DATOS DE GASOLEO PESADO

Flujo de gasóleo pesado	= 4.9 L.M.
Peso específico	= 0.920
GOP a PPT	= 0 bls / d
Azufre	= 3.1 %
TIE	= 249 ° C
TFE	= 443 ° C

DESARROLLO

1.- Cálculo de la carga fresca

1.1.- Cálculo del volumen de carga fresca

$$\text{CARGAV} = \text{LM} * 2667$$

$$\text{CARGAV} = 10134.6 \text{ bls / d}$$

1.2.- Cálculo del flujo másico en ton / d

$$\text{CARGAM} = \text{CARGAV} * 159 * \text{GRAVEDAD ESP.} / 10^3$$

$$\text{CARGAM} = 1653.2978 \text{ ton / d}$$

1.3.- Cálculo de la cantidad de azufre

$$\text{SCARGA} = \text{CARGAM} * \% \text{ DE S EN CARGA FRESCA} / 100$$

$$\text{SCARGA} = 74.3984 \text{ ton / d}$$

2.- Cálculo del rendimiento de gas húmedo y fracciones ligeras

2.1.- Volumen de gas húmedo

$$\text{VOLGAS} = \text{LM GAS A CH} * 43293 + \text{LM GAS A MJ} * 53100$$

$$\text{VOLGAS} = 268416.6 \text{ m}^3 / \text{d}$$

2.2.- Moles de gas húmedo

$$\text{MOLGAS} = \text{VOLGAS} * 3.28^3 / 379$$

$$\text{MOLGAS} = 24991.4636 \text{ moles / d}$$

2.3.- Rendimiento másico de componentes del gas húmedo en ton / d

$$\text{H2} = (\text{MOLGAS} * \% \text{ MOL H2} / 100) * 2 * 0.454 * 10^{-3}$$

$$\text{H2} = 2.269 \text{ ton / d}$$

$$\text{C1} = (\text{MOLGAS} * \% \text{ MOL C1} / 100) * 16 * 0.454 * 10^{-3}$$

C1 = 56.8213 ton / d

CO2 = 15.6576 ton / d

C2e = 17.5354 ton / d

C2 = 45.4219 ton / d

H2S = 18.1732 ton / d

C3e = 26.2719 ton / d

C3eV = 341.3841 bls / d

iC4 = 1.31842 ton / d

iC4e = 0.0 ton / d

nC4 = 18.4578 ton / d

nC4V = 199.1205 bls / d

C4es = 18.4590 ton / d

C4esV = 190.3186 bls / d

iC5 = 8.1805 ton / d

C6m = 12.710 ton / d

INERTES = 36.8653 ton / d

2.4.- Cálculo de C1 + C2

C2S = C2 + C2e

C2S = 62.9573

C12 = C1 + C2s

C12 = 56.8214 + 62.9573

C12 = 119.7787 ton / d

2.5.- Cálculo de los iC_4s

$$iC_4s = iC_4 + iC_4e$$

$$iC_4s = 1.31842$$

$$iC_4sV = iC_4s * 10^3 / (0.563 * 159)$$

$$iC_4sV = 14.7281 \text{ bls / d}$$

2.6.- Cálculo de los C_5s

$$C_5s = iC_5 + nC_5$$

$$C_5s = 19.6332 \text{ ton / d}$$

3.- Cálculo del rendimiento de nafta pesada

3.1.- Flujo volumétrico de nafta pesada

$$NAFTAB = L.M. * 136$$

$$NAFTAB = 1305.6 \text{ bls / d}$$

3.2.- Cálculo de la cantidad de azufre en la nafta pesada

$$NAFTABM = NAFTAB * 159 * GRAVEDAD \text{ ESP.} / 10^3$$

$$NAFTABM = 167.1102 \text{ ton / d}$$

$$SNAFTA = NAFTABM * \% \text{ DE S} / 100$$

$$SNAFTA = 3.4758 \text{ ton / d}$$

3.3.- Porcentaje de la nafta pesada dentro del rango de ebullición de la nafta ligera (gasolina).

$$LIGERA = \% \text{ VOLUMEN A } 221^{\circ} \text{ C} / 100$$

$$LIGERA = 0.40$$

3.4.- Nafta pesada al punto de corte de la nafta ligera

$$\text{NAFTAV} = (1 - \text{LIGERA}) * \text{NAFTAB}$$

$$\text{NAFTAV} = 783.36 \text{ bls / d}$$

3.5.- Rendimiento másico de nafta

$$\text{NAFTAM} = (\text{NAFTAV} * 159 * \text{GRAVEDAD ESP.}) / 10^3$$

$$\text{NAFTAM} = 100.2661 \text{ ton / d}$$

3.6.- Volumen de la gasolina en la nafta

$$\text{NAFLIG} = \text{LIGERA} * \text{NAFTAB}$$

$$\text{NAFLIG} = 522.24 \text{ bls / d}$$

4.- Cálculo del rendimiento de nafta ligera (gasolina).

4.1.- Volumen de gasolina

$$\text{GASOLB} = \text{LM} * 156.2$$

$$\text{GASOLB} = 702.9 \text{ bls / d}$$

4.2.- Masa de gasolina

$$\text{GASOLBM} = \text{GASOLB} * 159 * \text{GRAVEDAD ESP.} / 10^3$$

$$\text{GASOLBM} = 83.2620 \text{ ton / d}$$

4.3.- Azufre en la gasolina

$$\text{SGASOL} = \text{GASOLBM} * \% \text{ DE S EN LA GASOLINA} / 100$$

$$\text{SGASOL} = 0.4163 \text{ ton / d}$$

5.- Gasolina al punto de corte de 221 ° C , incluye lo que tiene el gas húmedo, así como lo que se queda en el corte de nafta pesada.

5.1.- Flujo másico de gasolina

$$\text{GASOLI} = ((\text{GASOLB} + \text{NAFLIG}) * 159 * \text{GRAVEDAD ESP.})$$

$$\text{GASOL.1} = 145123.9587 \text{ kg / d}$$

$$\text{GASOLM} = \text{GASOL.1} / 10^3 + (C5s + C6m)$$

$$\text{GASOLM} = 145123.9587 / 10^3 + 12.71 \text{ 19.6332}$$

$$\text{GASOLM} = 177.4671 \text{ ton / d}$$

5.2.- Volumen de la gasolina en el gas húmedo

$$\text{GASB1} = (C5s + C6m) / (159 * 10^3 * \text{GRAVEDAD ESP.})$$

$$\text{GASB1} = 273.042 \text{ bls / d}$$

5.3.- Volumen de la gasolina al punto de corte

$$\text{GASOLV} = \text{GASB1} + \text{GASOLB} + \text{NAFLIG}$$

$$\text{GASOLV} = 1498.182 \text{ bls / d}$$

6.- Cálculo del rendimiento de gasóleo ligero

6.1.- Flujo volumétrico de gasóleo ligero

$$\text{GOLV} = \text{L. M.} * 181$$

$$\text{GOLV} = 9.4 * 181$$

$$\text{GOLV} = 1701.4 \text{ bls / d}$$

6.2.- Flujo másico de gasóleo ligero

$$\text{GOLM} = (\text{GOLV} * 159 * \text{GRAVEDAD ESP.}) / 10^3$$

$$\text{GOLM} = 238.059 \text{ ton / d}$$

6.3.- Cantidad de azufre en el gasóleo pesado

$$\text{SGOL} = \text{GOLM} * \% \text{ DE S EN EL GOL} / 100$$

$$\text{SGOL} = 6.8561 \text{ ton / d}$$

7.- Rendimiento de gasóleo pesado

7.1.- Flujo volumétrico de gasóleo pesado

$$GOPV = LM * 575.5$$

$$GOPV = 2762.4 \text{ bls / d}$$

7.2.- Flujo másico de gasóleo pesado

$$GOPM = (GOPV * 159 * GRAVEDAD \text{ ESP.}) / 10^3$$

$$GOPM = 404.0838 \text{ ton / d}$$

7.3.- Cantidad de azufre en el gasóleo pesado

$$SGOP = GOPM * \% \text{ S EN EL GOP} / 100$$

$$SGOP = 12.5266 \text{ ton / d}$$

8.- El coque bruto obtenido en la reacción es obtenido del balance de energía y es dato del balance de materia

$$COQUE = 501.924 \text{ ton / d}$$

$$MALLA 100 = 65.6 \%$$

$$AYS = 0.8 \%$$

9.- Cálculo de las fracciones peso de los rendimientos

9.1.- Cálculo del peso total

$$PESOT = H2 + C12 + C3e + C3 + iC4 + C4es + nC4 + H2S + GASOLM + NAFTAM \\ + GOLM + GOPM + COQUE$$

$$PESOT = 1654.1 \text{ ton / d}$$

9.2.- Cálculo de las fracciones peso

$$PORH2 = H2 * 100 / PESOT$$

$$PORH2 = 0.1371 \%$$

PORC12 = 7.2413 %

PORC3e = 1.5882 %

PORC3 = 1.6637 %

PORiC4s = 0.07970 %

PORC4es = 1.1159 %

PORnC4 = 1.1158 %

PORH2S = 1.098 %

PGM = 107289 %

PNM = 6.0616 %

PGOLM = 14.392 %

9.3.- Diferencia entre carga y productos

DIFER = CARGAM - PESOT

DIFER = 1653.2978 - 1654.1

DIFER = -0.8022

10.- Cálculo del volumen de productos y porcentaje en volumen

10.1.-Porciento volumen de productos

RCARGAV = CARGAV * 100 / CARGAV

RCARGAV = 100 % Vol

RC3eV = C3eV * 100 / 10134.6

RC3eV = 3.129 %

RC3V = 3.36 %

RnC4V = 1.9647 %

$$RC4sV = 1.8779 \%$$

$$RiC4sV = 0.1453 \%$$

$$RGASOLV = 14.782 \%$$

$$RNAFTAV = 7.729 \%$$

$$RGOLV = 16.788 \%$$

$$RGOPV = 27.257 \%$$

10.2.- Porcentaje total de volumen de productos líquidos

$$RTOTV = RC3eV + RC3V + RnC4V + RC4es + RiC4sV + RGASOLV + RNAFTAV + \\ RGOLV + RGOPV$$

$$RTOTV = 77.0309 \%$$

10.3.- Volumen total líquido

$$VTOT = C3eV + C3V + nC4V + C4esV + iC4sV + GASOLV + NAFTAV + GOLV + \\ GOPV$$

$$VTOT = 7617.7 \text{ bls / d}$$

10.4.- Cálculo de la conversión en función de productos líquidos destilables

$$CONV = (GASOLV + NAFTAV + GOLV + GOPV) / CARGAV$$

$$CONV = 66.557 \%$$

11.- Cálculo el azufre en el coque bruto

11.1.- Azufre en el ácido sulfhídrico

$$SH2S = H2S * 32 / 34.08$$

$$SH2S = 17.0640 \text{ ton / d}$$

11.2.- Cálculo del azufre en el coque bruto

$$\text{SCOKE} = \text{SCARGA} - (\text{SH2HS} + \text{SGASOL} + \text{SNAFTA} + \text{SGOL} + \text{SGOP})$$

$$\text{SCOKE} = 34.0596 \text{ ton / d}$$

$$\text{SCOKE1} = (\text{SCOKE} / \text{COKE BRUTO}) * 100$$

$$\text{SCOKE1} = 6.7858 \%$$

12.- OTROS CALCULOS

12.1.- Volumen de productos a PPT

$$\text{VPPT} = \text{VCARGA} + \text{VGOL} + \text{VGOP}$$

$$\text{VPPT} = 0 \text{ bls / d}$$

12.2.- Aceite ciclico para sellos de planta catalitica

$$\text{VACL} = \text{LM} * 241.2$$

$$\text{VACL} = 482.4 \text{ bls / d}$$

12.3.- Gas combustible

$$\text{VGASC} = \text{LM} * 528$$

$$\text{VGASC} = 528 \text{ m}^3 / \text{d}$$

12.4.- Cálculo del vapor generado en calderetas E-5 y E-8

$$\text{VAPGEN8} = \text{LM} * 1717 / 10^3$$

$$\text{VAPGEN8} = 1.717 \text{ ton / d}$$

$$\text{VAPGEN5} = \text{LM} * 2000 / 10^3$$

$$\text{VAPGEN5} = 2.0 \text{ ton / d}$$

$$\text{VAPGENT} = \text{VAPGEN8} + \text{VAPGEN5}$$

$$\text{VAPGENT} = 3.717 \text{ ton / d}$$

APENDICE III

CARACTERIZACION DE CORRIENTES

DEL PROCESO

CARACTERIZACION DE CORRIENTES DE ENTRADA Y SALIDA DEL PROCESO

El monitoreo y control del proceso se efectúa mediante la determinación de pruebas analíticas sobre las diferentes corrientes de entrada y salida siendo variables de acuerdo al tipo de corriente. Las principales variables son :

- Peso específico
- Factor de caracterización K uop
- destilación (ASTM)
- Carbón conradson
- Análisis Orsat
- Análisis cromatográfico
- Granulometria del Coque
- Agua y sedimento
- Azufre

Con las determinaciones anteriores, además de las condiciones operacionales del proceso, se realizará la evaluación del rendimiento del proceso a través del balance de energía y materia.

En la siguiente tabla se presenta el método que se utiliza y el objetivo de cada una de las determinaciones analíticas.

<i>PRUEBA ANALITICA</i>	<i>METODO ASTM</i>	<i>OBJ. IVO</i>
PESO ESPECIFICO	D-1298	Caracteriza a las fracciones del petróleo, se usa para balances de materiales como relación masa-volumen.
KUOP		Es una medida de la aromaticidad de las fracciones del petróleo. K próximos a 12 indica características parafínicas y menores de 11.6 son de características aromáticas.
DESTILACION	D-86, D-1160	Técnica standard de laboratorio para caracterizar cargas El tipo de método depende del rango de ebullición de la fracción del petróleo.
CARBON CONRADSON	D-189	La cantidad de carbón residual en el residuo de vacío después de calentar la muestra a 550 ° C. Este método es utilizado generalmente para fracciones pesadas del petróleo.
A Y S	D-1796	Indica el contenido de contaminantes sólidos detectables físicamente por centrifugación.
AZUFRE	D-129	El azufre contenido en la fracción del petróleo lo clasifica en cuanto si cumple ó no con una especificación de producto terminado.
GRANULOMETRIA		La distribución de tamaño de las partículas de coque en el proceso. Debe de estar en un rango adecuado. Demasiadas partículas pequeñas implica arrastres excesivos al fraccionador. Partículas grandes dará lugar a una pobre fluidización.

APENDICE IV

**INSTALACION DE LOS PROGRAMAS
EXECUTABLES EN AMBIENTE WINDOWS**

INSTALACION DE LOS PROGRAMAS EJECUTABLES

Los pasos necesarios para instalar los modelos desarrollados son :

1.- Instale del disco A los subdirectorios **DATOS1.DAT**, y **DATOS2.DAT** así como los archivos que contienen, en la ruta **C:**.

Estos subdirectorios guardan los datos respectivos de los modelos de energía y materia. Es necesario que estos subdirectorios existan para que los programas puedan ejecutarse.

2.- Instale del disco A los archivos **ENERGIA1.ICO**, **MATERIA1.ICO**, así como los archivos ejecutables **ENERGIA1.EXE** y **MATERIA1.EXE** en la ruta que usted designe.

Aquí no es necesario una ruta específica.

3.- Una vez instalados corra los modelos a través de los iconos respectivos en el administrador de programas.

APENDICE V

LISTADO DE PROGRAMAS

DATAENE.FRM - 1

```
'DECLARACIONES
Dim CurIndex As Integer
Dim CrLf
Dim ENERGIA As Long
```

Sub BUSCARRUTA ()

```
'BUSCA EL DIRECTORIO EN EL CUAL LOS ARCHIVOS DE
'LA FORMA BURNER SERAN ALMACENADOS. CREA EL
'DIRECTORIO(EN "C") SI NO EXISTE TODAVIA
'NOTA: RUTA ES UNA CONSTANTE GLOBAL
```

Dim CDir\$

```
'ALMACENA EL DIRECTORIO ACTUAL
CDir$ = CurDir$("C")
```

```
'SE CAMBIA EL MODO DE MANEJO DE ERRORES
On Error Resume Next
```

```
' INTENTA CAMBIAR EL DIRECTORIO OBJETIVO
ChDir RUTA$
```

```
'SI EL DIRECTORIO NO EXISTE LO CREA
MkDir RUTA$
```

```
'RESTAURA EL DIRECTORIO ORIGINAL
chDir CDir$
```

End Sub

Sub Command6_Click (Index As Integer)

```
DATAENE.Hide
ELUTRIA.Show
```

End Sub

Function NOMBRES (ARCHIV)

```
'CREA EL NOMBRE DE ARCHIVO JUNTO CON SU EXTENSION
```

Dim TEMNOM\$

```
TEMNOM$ = RUTA$ + "\"
```

```
TEMNOM$ = TEMNOM$ + ARCHIV
```

```
NOMBRES = TEMNOM$ + "." + EXTRUTA$
```

End Function

Sub CALCULAR_Click ()

```
CALCULOS1.FECHARX(0) = DATAENE.FECHA(0)
```

```
CALCULOS1.FECHARX(1) = DATAENE.FECHA(1)
```

```
CALCULOS1.FECHARX(2) = DATAENE.FECHA(2)
```

```
CALCREACT.T2(8) = Format$(Val(REACTOR.RX(9)), "###.0")
```

```
CALCREACT.T2(9) = Format$(Val(REACTOR.RX(10)), "###.0")
```

```
' CALCULO DEL AIRE SECO Y HUMEDAD RELATIVA
```


DATAENE.FRM - 2

```
Call AIRHUM(AIRV, AIRS, AIRM, AGMOL, AIRTOT, AGMAS)

'CALCULO DEL CARBON, AZUFRE, HIDROGENO Y COQUE QUEMADO
'ASI COMO EL AGUA FORMADA
Call COKEQUEM(COKE, AIRS, AIRV, MOLO2, MOLCO, MOLCO2, AGUAF, MOLSOX, MOLN2,
GASCV, GASCH)

'CALCULO DE LA ENERGIA DE REACCION A LA TEMPERATURA DE
'REFERENCIA(60oF)
Call DELTAHO(MOLCO, MOLCO2, AGUAF, MOLSOX, QTOT)

'CALCULO DEL COQUE BRUTO FORMADO EN LA REACCION
Call COKEBRUTO(COKEB, CP)

'CALCULO DE LA CARGA NETA AL REACTOR
Call CARGANETA(CARNET, BLS)

'CALCULO DEL COQUE PRODUCTO DE ENTRADA AL REACTOR
Call COKEPROD(CARNET, COKE, COKEB, COKEP, COKET, COKET1)

'CALCULO DE LA ENERGIA QUE ENTRA AL QUEMADOR CON
'LAS CORRIENTES(ENERGIA SENSIBLE) AL LLEVARLAS A
' LA TEMPERATURA DE REFERENCIA

'ENERGIA SENSIBLE CON EL COQUE PRODUCTO QUE ENTRA
'AL QUEMADOR
Call QCOKEPROD(Val(REACTOR.RX(9)), QCOKEPROE, COKEP)
CALQUEM.QUEM(17) = Format$(QCOKEPROE, "###.000")

'ENERGIA SENSIBLE CON EL COQUE QUEMADO QUE ENTRA
'AL QUEMADOR
Call QCOKEQUEMA(QCOKEQUEM, COKE)
CALQUEM.QUEM(18) = Format$(QCOKEQUEM, "###.000")

'ENERGIA SENSIBLE DEL AIRE SECO DEL SOPLADOR
Call QAIRE(CPMAIRE, AIRM, QAIR)
CALQUEM.QUEM(19) = Format$(QAIR, "###.000")

'ENERGIA SENSIBLE DEL AGUA AL ELUTRIADOR
Call QAGUAE(Val(ELUTRIA.ELUT(1)), QAGUAE, Val(ELUTRIA.ELUT(2)), FLUAGUA)

'CANTIDAD DE VAPOR TOTAL QUE ENTRA AL QUEMADOR
Call VAPQUEMA(VAPQUEM, VAPELUT)

'ENERGIA SENSIBLE DEL VAPOR DE ENTRADA AL QUEMADOR
Call QVAPQUEM(CPMVAP, VAPQUEM, 60, QVAPE, Val(REACTOR.RX(2)))
CALQUEM.QUEM(21) = Format$(QVAPE, "###.000")

'ENERGIA SENSIBLE DEL VAPOR AL ELUTRIADOR
Call QVAPELUTR(CPMVAPI, VAPELUT, 60, QVAPELUTE, REACTOR.RX(2))
CALQUEM.QUEM(22) = Format$(QVAPELUTE, "###.000")

'ENERGIA SENSIBLE DE LA HUMEDAD QUE ENTRA EN EL AIRE DEL SOPLADOR
Call QHUME(Val(BURNER.BURN(4)), AGMAS, CPMVAP, 60#, QHUMEE)
```

DATAENE.FRM - 3

CALQUEM.QUEM(20) = Format\$(QHUMEE, "###.000")

'CALCULO DE LA ENERGIA DE SALIDA DEL QUEMADOR CON
'LAS CORRIENTES SIN INCLUIR EL COQUE CALIENTE DE
'CIRCULACION(SE OBTIENE POR DIFERENCIA).

'ENERGIA QUE SALE CON LOS GASES DE COMBUSTION
Call QGASCOMB(Val(BURNER.BURN(5)), QGASCOM, MOLO2, MOLCO, MOLCO2, MOLN2, AGU
AF, MOLSOX, FLUAGUA, AGMOL)
CALQUEM.QUEM(27) = Format\$(QGASCOM, "###.000")

'ENERGIA QUE SALE CON LA HUMEDAD EN LOS GASES DE COMBUSTION
Call QHUMS(Val(BURNER.BURN(5)), AGMAS, CPMVAP, 60#, QHUMSS)
CALQUEM.QUEM(28) = Format\$(QHUMSS, "###.000")

'ENERGIA QUE SALE CON EL AGUA FORMADA EN LOS GASES DE COMBUSTION
Call QAGUAFOR(Val(BURNER.BURN(5)), AGUAF, CPMVAP, 60#, QAGUAF)
CALQUEM.QUEM(32) = Format\$(QAGUAF, "###.000")

'ENERGIA QUE SALE CON EL VAPOR AL ELUTRIADOR EN LOS
'GASES DE COMBUSTION
Call QVAPELUTR(CPMVAP1, VAPELUT, 60, QVAPELUTS, Val(BURNER.BURN(5)))
CALQUEM.QUEM(30) = Format\$(QVAPELUTS, "###.000")

'ENERGIA QUE SALE CON EL AGUA AL ELUTRIADOR
'EN LOS GASES DE COMBUSTION
Call QAGUAELUTS(Val(BURNER.BURN(5)), QAGUAS, Val(ELUTRIA.ELUT(2)), FLUAGUA)
CALQUEM.QUEM(31) = Format\$(QAGUAS, "###.000")

'ENERGIA QUE SALE CON EL VAPOR DE SERVICIO EN LOS
'GASES DE COMBUSTION
Call QVAPQUEM(CPMVAP, VAPQUEM, 60, QVAPS, Val(BURNER.BURN(5)))
CALQUEM.QUEM(29) = Format\$(QVAPS, "###.000")

'VOLUMEN TOTAL DE GAS HUMEDO DE COMBUSTION
Call VOLVAP(VAPQUEM, VAPELUT, FLUAGUA, AGMOL, AGUAF, VOLVAPS, GASCV, GASCM,
COKEP, VUELA)

'PERDIDAS POR RADIACION EN EL QUEMADOR
Call RADQUEM(QTOT, QPERQUEM)
CALQUEM.QUEM(34) = Format\$(QPERQUEM, "###.000")

'ENERGIA DE SALIDA CON EL COQUE PRODUCTO NETO A ALMACENAJE
Call QCOKEPROD(Val(ELUTRIA.ELUT(0)), QCOKEPROS, COKEP)
CALQUEM.QUEM(26) = Format\$(QCOKEPROS, "###.000")

'ENERGIA DE SALIDA CON EL COQUE PERDIDO EN CHIMENEA
Call QCOKECHIM(Val(BURNER.BURN(5)), QCOKECH, VUELA)
CALQUEM.QUEM(41) = Format\$(QCOKECH, "###.000")

DATAENE.FRM - 4

```
'ENERGIA DEL QUEMADOR AL REACTOR Y CALCULO DE LA
'CIRCULACION DE COQUE CALIENTE
Call CIRCULACION(QTOT, QCOKEPROF, QCOKEPROS, QCOKEQUEM, QAIR, QHUMEE, QVAPE,
QAGUAE, QGASCOM, QPERQUEM, QCIR, QHUMSS, QAGUAF, QVAPS, QAGUAS, QVAPELUTE, QVAP
ELUTS, COKET1, QCOKECH)
CALQUEM.QUEM(24) = Format$(QTOT, "###.000")
CALQUEM.QUEM(33) = Format$(QCIR, "###.000")

'BALANCE DE ENERGIA DEL REACTOR

'ENTRADA DE ENERGIA AL REACTOR CON LAS CORRIENTES
'TEMPERATURA DE REFERENCIA=TEMPERATURA DEL REACTOR

'CALCULO DE LA ENTALPIA DE LA CARGA AL REACTOR A LA
'TEMPERATURA DE CARGA COMBINADA, Y DE REFERENCIA
Call QCARGA(CARNET, QCARGAF)

'CALCULO DE LA ENERGIA DE LA RECIRCULACION INTERNA EN FASE LIQUIDA A LA
'TEMPERATURA DE FONDO FT-1A, Y DE REFERENCIA
Call QRECYCL(RECYCLO, QRECYLIQ, QRECYCLO)

' CALCULO DE LA ENERGIA A LA RECIRCULACION INTERNA PARA EL CAMBIO
'DE FASE
Call QLATEN(DHTREFV, DHTREFL, LATEN, RECYCLO, QRECYCLO, QRECYLIQ)

'CALCULO DE LA ENERGIA DEL VAPOR DE SERVICIO
'AL REACTOR
Call QVAPREAC(CPMVAPRX, VAPREAC, Val(REACTOR.RX(9)), QVAPRXE, Val(REACTOR.RX
(2)))

'CALCULO DE LA ENERGIA DEL VAPOR DE AGOTAMIENTO
Call QVAPAGOTA(QVAPAGOT, AGOTA)

'CALCULO DE LA ENERGIA DEL VAPOR DE FLUIDIZACION
Call QVAPFLUI(QVAPFLU, FLUID)

'CALCULO DE LA ENERGIA DEL VAPOR DE ATRICION
Call QVAPATRI(QVAPAT, ATRICION)

'CALCULO DE LA ENERGIA DE ENTRADA AL REACTOR
Call QENTRX(QRXENT, QCARGAF, QRECYLIQ, QRECYCLO, QVAPRXE, QVAPAGOT, QVAPFLU,
QVAPAT, QCIR)

'SALIDA DE ENERGIA DEL REACTOR CON LAS CORRIENTES

'CALCULO DE LA ENERGIA CON LOS VAPORES DE
'HIIDROCARBUROS PRODUCIDOS
Call QVAPHC(CARNET, COKET, QVAHC, VAPHCX)

'CALCULO DE LA ENERGIA DE LA RECIRCULACION INTERNA EN FASE VAPOR A LA
'TEMPERATURA DE FASE DILUIDA Y DE REFERENCIA
Call QRECYCV(RECYCLO, QRECYVAP)
```

DATAENE.FRM - 5

'CALCULO DE LA ENERGIA CON EL VAPOR DE AGUA DE SALIDA
Call QVAPSALRX(VAPREAC, AGOTA, FIJID, ATRICION, QVAPRXS)

'PERDIDAD POR RADIACION EN EL REACTOR
Call RADREACT(RADREAC, QCIR)

'CALCULO DE LA ENERGIA DE SALIDA DEL REACTOR
Call QSALRX(QVANC, QRECVAP, QVAPRXS, RADREAC, QRXSAL)

'CALCULO DE LA ENERGIA TOTAL DE REACCION PARA EL
'CRAQUEO TERMICO,ASI COMO POR UNIDAD DE CARGA FRESCA
Call REACCION(CARNET, QRXENT, QRXSAL, DHREACT, DHREACU)

INDICA.Visible = True

End Sub

Sub Command1_Click (Index As Integer)

DATAENE.INDICA.Visible = False
DATAENE.Hide
CARGA.Show

End Sub

Sub Command2_Click (Index As Integer)

DATAENE.INDICA.Visible = False
DATAENE.Hide
REACTOR.Show

End Sub

Sub Command3_Click (Index As Integer)

DATAENE.INDICA.Visible = False
DATAENE.Hide
BURNER.Show

End Sub

Sub Command4_Click (Index As Integer)

DATAENE.INDICA.Visible = False
DATAENE.Hide
LAVADORA.Show

End Sub

Sub Command5_Click (Index As Integer)

DATAENE.INDICA.Visible = False
DATAENE.Hide
ELUTRIA.Show

End Sub

Sub ExitCommand_Click ()

DATAENE.Hide
INICIO.Show

End Sub

DATAENE.FRM - 6

```
Sub main_Click ()  
    DATAENE.Hide  
    CALCULOS1.Show
```

End Sub

```
Sub T1_Click ()  
    DATAENE.Hide  
    CALQUEM.Show
```

End Sub

```
Sub T2_Click ()  
    DATAENE.Hide  
    CALCREACT.Show
```

End Sub

MODULE2.BAS * 1

Global BURN(14)
Global QUEMA(14)
Global RX(14)
Global VAC(5)
Global ELUT(3)
Global LAV(6)
Global RESULT(15)
Global CF
Global CALCULOS(15)
Global YIELDM(18)
Global Const RUTAS = "C:\DATOS1"
Global Const EXTRUTAS = "DAT"
Global PERSONAL
Type personaltype

BURN As Double
RX As Double
VAC As Double
LAV As Double
ELUT As Double

End Type

Sub AIRHUM (AIRV, AIRS, AIRM, AGMOL, AIRTOT, AGHAS)

'CALCULO DEL AIRE SECO Y HUMEDAD RELATIVA DEL AIRE

'REASIGNAR VARIABLES

For i% = 0 To 13

BURN(i%) = BURNER.BURN(i%)

Next i%

'CONVERSION DE PRESION BAROMETRICA A BAR

'MOLES DE AIRE TOTAL

AIRVOL = Val(BURN(3)) * 6500 * 3.28 ^ 3 / 60

AIRMOL = AIRVOL * 60 / 379

'LBS/HR DE AIRE TOTAL

AIRTOT = AIRMOL * 29

'PRESION DE VAPOR A TEM. DE BULBO HUMEDO

PVAP = Exp(12.04804 - (4030.182 / (Val(BURN(8)) + 235)))

'HUMEDAD DE SATURACION

YSAT = PVAP / (Val(BURN(1)) * 1.01325 / 760)

'SATURACION A TEM. DE BULBO HUMEDO.

YSTBH = 18# * YSAT / (29# * (1# - YSAT))

'BALANCE DE ENERGIA PARA OBTENER LA HUMEDAD RELATIVA

YSTBH1 = YSTBH * (1075.8 + (.45 - 1#) * ((Val(BURN(8)) * 1.8 + 32) - 32#))

YSTBH2 = .24 * 1.8 * (Val(BURN(8)) - Val(BURN(7)))

NUM = YSTBH1 + YSTBH2

MODULE2.BAS - 2

```
DEN1 = (1075.8 + (.45 - 1#) * ((Val(BURN(8)) * 1.8 + 32) - 32#))
DEN2 = .45 * 1.8 * (Val(BURN(7)) - Val(BURN(8)))
DEN = DEN1 + DEN2
'HUMEDAD RELATIVA( A TEM. DE BULBO SECO)
YTBS = NUM / DEN
'LBS. DE AGUA EN EL AIRE
AGMAS = YTBS * AIRTOT
'MOLES DE AGUA EN EL AIRE
AGMOL = AGMAS / 18
'MOLES TOTALES DE AIRE SECO
AIRS = AIRMOL - AGMOL
'VOLUMEN DE AIRE SECO
AIRV = AIRS * 379 / 60
'MASA DE AIRE SECO
AIRM = AIRS * 29

CALQUEM.QUEM(0) = Format$(AIRV, "#####.000000")
CALQUEM.QUEM(7) = Format$(AIRVOL, "#####.000")
CALQUEM.QUEM(36) = Format$(AGMAS, "#####.00")
```

End Sub

Sub BUSCARRUTA ()

```
'BUSCA EL DIRECTORIO EN EL CUAL LOS ARCHIVOS DE
'LA FORMA SERAN ALMACENADOS. CREA EL
'DIRECTORIO(EN "C") SI NO EXISTE TODAVIA
'NOTA: RUTA ES UNA CONSTANTE GLOBAL
```

Dim CDir\$

```
'ALMACENA EL DIRECTORIO ACTUAL
CDir$ = CurDir$("C")
```

```
'SE CAMBIA EL MODO DE MANEJO DE ERRORES
On Error Resume Next
```

```
' INTENTA CAMBIAR EL DIRECTORIO OBJETIVO
ChDir RUTA$
```

```
'SI EL DIRECTORIO NO EXISTE LO CREA
MkDir RUTA$
```

```
'RESTAURA EL DIRECTORIO ORIGINAL
ChDir CDir$
```

End Sub

Sub CARGANETA (CARNET, BLS)

```
'CALCULO DE LA CARGA NETA DESDE LECTURA DE MEDIDOR
'HASTA LBS/HR (DECONTANDO LA CARGA FLASHEADA
'EN LA LAVADORA)
BLS = Val(CARGA.VAC(0)) * 2667
```

```
'CALCULO DE LA CARGA EN BASE DE DE LA DESTILACION
'DEL GASOLEO Y EL RESIDUO
```

MODULE2.BAS - 3

```
CF = Val(LAVADORA.LAV(2)) * (((Val(LAVADORA.LAV(5)) - Val(LAVADORA.LAV(1))) / (Val(LAVADORA.LAV(5)) - Val(LAVADORA.LAV(3)))) / 100) * (Val(LAVADORA.LAV(0)) / 100#) * BLS
```

```
CARNET = ((BLS - CF) * 159# * Val(CARGA.VAC(2)) * 10 ^ 3 / (24# * 454#))
```

```
CALCULOS1.RESULT(0) = Format$(BLS, "###.000")
```

End Sub

```
Sub CIRCULACION (QTOT, QCOKEPRODE, QCOKEPRODS, QCOKEQUE, QAIR, QHUMEE, QVAPE, QAGUAE, QGASCOM, QPERQUEM, QCIR, QHUMSS, QAGUAF, QVAPS, QAGUAS, QVAPELUTE, QVAPELUTS, COKET1, QCOKECH)
```

```
'ENERGIA TOTAL DE ENTRADA AL QUEMADOR
```

```
QENT = QTOT + QCOKEPRODE + QCOKEQUE + QAIR + QHUMEE + QVAPE + QAGUAE + QVAPELUTE
```

```
'ENERGIA TOTAL DE SALIDA DEL QUEMADOR
```

```
QSAL = QGASCOM + QCOKEPRODS + QPERQUEM + QHUMSS + QAGUAF + QVAPS + QAGUAS + QVAPELUTS + QCOKECH
```

```
'ENERGIA DEL QUEMADOR AL REACTOR
```

```
QCIR = QENT - QSAL
```

```
QSALTOT = QCIR + QSAL
```

```
'CIRCULACION DE COQUE CALIENTE TON/MIN
```

```
Call CPCOKE(Val(BURNER.BURN(6)), CPMCOKE1, Val(REACTOR.RX(9)))
```

```
DT = 1.8 * (Val(BURNER.BURN(6)) - Val(REACTOR.RX(9)))
```

```
TONMIN = QCIR * 10 ^ 6 / (DT * CPMCOKE1 * 132000)
```

```
COKEFRIO = COKET1 + TONMIN
```

```
CALCULOS1.RESULT(3) = Format$(TONMIN, "###.00")
```

```
CALQUEM.QUEM(25) = Format$(QENT, "###.000")
```

```
CALQUEM.QUEM(15) = Val(BURNER.BURN(6))
```

```
CALQUEM.QUEM(16) = Val(BURNER.BURN(5))
```

```
CALCREACT.T2(16) = Format$(QCIR, "###.000")
```

```
CALCREACT.T2(10) = Format$(TONMIN, "###.00")
```

```
CALCREACT.T2(12) = Format$(COKEFRIO, "###.00")
```

```
CALQUEM.QUEM(35) = Format$(QSALTOT, "###.000")
```

End Sub

Sub COKEBRUTO (COKEB, CF)

```
'CALCULO DEL COQUE BRUTO(GROSS) PRODUCIDO EN LA REACCION
```

```
'CALCULO DE LA CARGA EN BASE DE LA DESTILACION
```

```
'DEL GASOLEO Y EL RESIDUO
```

```
BLS = Val(CARGA.VAC(0)) * 2667
```

```
CF = Val(LAVADORA.LAV(2)) * (((Val(LAVADORA.LAV(5)) - Val(LAVADORA.LAV(1))) / (Val(LAVADORA.LAV(5)) - Val(LAVADORA.LAV(3)))) / 100) * (Val(LAVADORA.LAV(0)) / 100#) * BLS
```

```
CONRAD = Val(CARGA.VAC(3))
```

```
CCON = (1.016108 + 2.734586 * 10 ^ -5 * CF) * CONRAD
```

```
COKEB = (CCON / 100) * 1.0337176 + 5.334466 * 10 ^ -2
```


MODULE2.BA5 - 4

End Sub

Sub COKEPROD (CARNET, COKE, COKEB, COKEP, COKET, COKET1)

```
'CALCULO DEL COQUE NETO PRODUCIDO
COKET = CARNET * COKEB
COKEP = COKET - COKE
CALCULOS1.RESULT(13) = Str$(COKET)
COKET1 = COKET * 454 / (60 * 10 ^ 6)
CALCREACT.T2(11) = Format$(COKET1, "#####.000")
```

End Sub

Sub COKEQUEM (COKE, AIRS, AIRV, MOLO2, MOLCO, MOLCO2, AGUAF, MOLSOX, MOLN2, GASC
V, GASCM)

```
'CALCULO DEL COQUE QUEMADO
'POR BALANCE DE NITROGENO
GASCV = AIRV * (79.1 / Val(BURN(12)))
GASCM = AIRS * (79.1 / Val(BURN(12)))

'FLUJOS MOLARES DE COMPONENTES DE GASES DE COMB.
'OXIGENO
MOLO2 = GASCM * Val(BURN(9)) / 100
MOLCO = GASCM * Val(BURN(10)) / 100
MOLCO2 = GASCM * Val(BURN(11)) / 100
MOLN2 = GASCM * Val(BURN(12)) / 100
MOLSOX = GASCM * Val(BURN(13)) / 100
CO2aCO = BURN(11) / BURN(10)

'CARBON TOTAL QUEMADO
CARBON = GASCM * ((Val(BURN(10)) + Val(BURN(11))) / 100#) * 12

'CONSUMO DE OXIGENO POR EL HIDROGENO
'OXIGENO DE ENTRADA
ENTO2 = AIRS * .209

'CONSUMO DE O2 POR GASES DE COMBUSTION
SALO2 = MOLO2 + .5 * MOLCO + MOLCO2 + MOLSOX

'O2 DISPONIBLE PARA FORMAR H2O
MOLEO2 = ENTO2 - SALO2

'MOLES AGUA FORMADA
AGUAF = MOLEO2 * 2

'MASA AGUA FORMADA
AGUAM = AGUAF * 18

'AZUFRE TOTAL QUEMADO
AZUQ = MOLSOX * 32.1
AZUQ1 = AZUQ * .454 * 24 / 10 ^ 3

'HIDROGENO TOTAL QUEMADO
HIDROQ = 2 * MOLEO2 * 2.02
```

```

'COQUE TOTAL QUEMADO
COKE = CARBON + AZUQ + HIDROQ

'RELACION HIDROGENO/COQUE
H2COKE = HIDROQ / COKE
CALCULOS1.RESULT(4) = Format$(H2COKE, "###.000")
CALCULOS1.RESULT(5) = Format$(CO2aCO, "###.000")
CALCULOS1.RESULT(6) = Format$(CARBON, "###.000")
CALCULOS1.RESULT(7) = Format$(AZUQ, "###.000")
CALCULOS1.RESULT(8) = Format$(HIDROQ, "###.000")
CALCULOS1.RESULT(9) = Format$(COKE, "###.000")
CALQUEM.QUEM(1) = Format$(GASCV, "#####.000")
CALQUEM.QUEM(2) = Val(BURN(10))
CALQUEM.QUEM(3) = Val(BURN(11))
CALQUEM.QUEM(4) = Val(BURN(12))
CALQUEM.QUEM(5) = Val(BURN(13))
CALQUEM.QUEM(14) = Format$(AZUQ1, "###.000")
CALQUEM.QUEM(40) = Format$(AGUAN, "#####.0")

```

End Sub

Sub CPCO (TEMPGAS, CPMCO)

```

'CALCULO DEL CP PROMEDIO DEL CO A LA TEMP. DE OPERACION
TEMPGASF = TEMPGAS * 1.8 + 32
ATCO = 6.865 * (TEMPGASF - 60)
BT2CO = (.8024 / 2) * 10 ^ -3 * (TEMPGASF ^ 2 - 60 ^ 2)
CT3CO = (.7367 / 3) * 10 ^ -7 * (TEMPGASF ^ 3 - 60 ^ 3)
CPMCO = (ATCO + BT2CO - CT3CO) / (TEMPGASF - 60)

```

End Sub

Sub CPCO2 (TEMPGAS, CPMCO2)

```

'CALCULO DEL CP PROMEDIO DEL CO2 A LA TEMP. DE OPERACION
TEMPGASF = TEMPGAS * 1.8 + 32
ATCO2 = 8.448 * (TEMPGASF - 60)
BT2CO2 = (5.757 / 2) * 10 ^ -3 * (TEMPGASF ^ 2 - 60 ^ 2)
CT3CO2 = (21.59 / 3) * 10 ^ -7 * (TEMPGASF ^ 3 - 60 ^ 3)
DT4CO2 = (3.059 / 4) * 10 ^ -10 * (TEMPGASF ^ 4 - 60 ^ 4)
CPMCO2 = (ATCO2 + BT2CO2 - CT3CO2 + DT4CO2) / (TEMPGASF - 60)

```

End Sub

Sub CPCOKE (TEOP, CPMCOKE, TREF1)

```

'CALCULO DEL CP PROMEDIO DEL COQUE A LA TEMP. DE OPERACION
AT = 163.926 * (TEOP - TREF1)
BT2 = (2.542 / 2) * ((TEOP + 273) ^ 2 - (TREF1 + 273) ^ 2)
CT3 = (9.083 * 10 ^ -4 / 3) * ((TEOP + 273) ^ 3 - (TREF1 + 273) ^ 3)
CPMCOKE = ((AT + BT2 - CT3) / (TEOP - TREF1)) * 2.39 * 10 ^ -4

```

End Sub

Sub CPH2O (TEMPGAS, CPMH2O)

```

'CALCULO DEL CP PROMEDIO DEL H2O A LA TEMP. DE OPERACION
ATH2O = 33.46 * (TEMPGAS - 15.555)

```

MODULE2.BAS - 6

```
BT2H2O = (.688 / 2) * .01 * (TEMPGAS ^ 2 - 15.555 ^ 2)
CT3H2O = (.7604 / 3) * 10 ^ -5 * (TEMPGAS ^ 3 - 15.555 ^ 3)
DT4H2O = (.3.593 / 4) * 10 ^ -9 * (TEMPGAS ^ 4 - 15.555 ^ 4)
CPMH2O = ((ATH2O + BT2H2O + CT3H2O - DT4H2O) / (TEMPGAS - 15.555)) * .239
```

End Sub

Sub CPN2 (TEMPGAS, CPMN2)

```
'CALCULO DEL CP PROMEDIO DEL N2 A LA TEMP. DE OPERACION
TEMPGASF = TEMPGAS * 1.8 + 32
ATN2 = 6.895 * (TEMPGASF - 60)
BT2N2 = (.7624 / 2) * 10 ^ -3 * (TEMPGASF ^ 2 - 60 ^ 2)
CT3N2 = (.7009 / 3) * 10 ^ -7 * (TEMPGASF ^ 3 - 60 ^ 3)
CPMN2 = (ATN2 + BT2N2 - CT3N2) / (TEMPGASF - 60)
```

End Sub

Sub CPO2 (TEMPGAS, CPMO2)

```
'CALCULO DEL CP PROMEDIO DEL O2 A LA TEMP. DE OPERACION
TEMPGASF = TEMPGAS * 1.8 + 32
ATO2 = 7.104 * (TEMPGASF - 60)
BT2O2 = (.785 / 2) * 10 ^ -3 * (TEMPGASF ^ 2 - 60 ^ 2)
CT3O2 = (.5528 / 3) * 10 ^ -7 * (TEMPGASF ^ 3 - 60 ^ 3)
CPMO2 = (ATO2 + BT2O2 - CT3O2) / (TEMPGASF - 60)
```

End Sub

Sub CPSO2 (TEMPGAS, CPMSO2)

```
'CALCULO DEL CP PROMEDIO DEL SO2 A LA TEMP. DE OPERACION
ATS02 = 38.91 * (TEMPGAS - 15.555)
BT2S02 = (3.904 / 2) * 10 ^ -2 * (TEMPGAS ^ 2 - 15.555 ^ 2)
CT3S02 = (3.104 / 3) * 10 ^ -5 * (TEMPGAS ^ 3 - 15.555 ^ 3)
DT4S02 = (8.606 / 4) * 10 ^ -9 * (TEMPGAS ^ 4 - 15.555 ^ 4)
CPMSO2 = ((ATS02 + BT2S02 - CT3S02 + DT4S02) / (TEMPGAS - 15.555)) * .239
```

End Sub

Sub CPVAP (TVAP, CPMVAP, TREF2)

```
'CALCULO DEL CP PROMEDIO DEL VAPOR A LA TEMP. DE OPERACION
AVT = 33.46 * (TVAP - TREF2)
BVT2 = (.688 / 2) * 10 ^ -2 * (TVAP ^ 2 - TREF2 ^ 2)
CVT3 = (.7604 / 3) * 10 ^ -5 * (TVAP ^ 3 - TREF2 ^ 3)
DVT4 = (.3.593 / 4) * 10 ^ -9 * (TVAP ^ 4 - TREF2 ^ 4)
CPMVAP = ((AVT + BVT2 + CVT3 - DVT4) / (TVAP - TREF2)) * .239 / 18
```

End Sub

Sub DELTAH0 (MOLCO, MOLCO2, AGUAF, MOLSOX, QTOT)

'CALCULO DE LA ENERGIA DE REACCION A To

```
'ENERGIAS DE REACCION A 60 OF
CO2 = .1693 'MBtu/lb
CO = .0476
H2O = .104
SO2 = .1277
```

MODULE2.BAS - 7

```
'CALCULAR LA ENERGIA DE REACCION A 60 OF
QCO2 = CO2 * MOLCO2
QCO = CO * MOLCO
QAGUA = AGUAF * H2O
QSO2 = SO2 * MOLSOX
```

```
'ENERGIA TOTAL DE REACCION
QTOT = QCO2 + QCO + QSO2 + QAGUA
```

End Sub

Sub DHRESIDUO (DEN, KUOP, TDH, DHCF)

```
'CALCULO DE LA ENTALPIA DE LA CARGA Y DE LA RECIRCULACION
'INTERNA UTILIZANDO CORRELACIONES DEL MANUAL DEL API
'METODO 7B4.7 PARA FRACCIONES DEL PETROLEO
```

```
'CALCULO DE A1
A11 = -1171.26
A12 = (23.722 + 24.907 * DEN) * KUOP
A13 = (1149.82 - 46.535 * KUOP) / DEN
A1 = (1 * 10 ^ -3) * (A11 + A12 + A13)
```

```
'CALCULO DE A2
A2 = (1 * 10 ^ -6) * (1 + .82463 * KUOP) * (56.086 - 13.817 / DEN)
```

```
'CALCULO DE A3
A3 = (1.17 * 10 ^ -9) * (1 + .82463 * KUOP) * (9.6757 - 2.3653 / DEN)
TDH1 = TDH * 1.8 + 32
DH1 = A1 * ((TDH1 + 459.7) - 259.7)
DH2 = A2 * ((TDH1 + 459.7) ^ 2 - 259.7 ^ 2)
DH3 = A3 * ((TDH1 + 459.7) ^ 3 - 259.7 ^ 3)
DHCF = DH1 + DH2 - DH3
```

End Sub

Sub DHRESVAP (DEN, KUOP, TRES, DHRESVA)

```
'CALCULO DE LA ENTALPIA DE LA RECIRCULACION
'INTERNA EN FASE VAPOR A LA TEMPERATURA DADA
```

```
'CALCULO DE A1
A11 = -1.17126
A12 = (.023722 + .024907 * DEN) * KUOP
A13 = (1.14982 - .046535 * KUOP)
A1 = A11 + A12 + A13 / DEN
```

```
'CALCULO DE A2
A2 = (10 ^ -6) * (1# + .82463 * KUOP) * (56.086 - 13.817 / DEN)
```

```
'CALCULO DE A3
A3 = (10 ^ -9) * (1# + .82463 * KUOP) * (9.6757 - 2.3653 / DEN)
```

```
'CALCULO DE B1
B1 = -.35644 + .02972 * KUOP
```

```
'CALCULO DE B2
```

MODULE2.BAS - 8

B2 = 10 ^ -6 * (-146.24 + (77.62 - 2.772 * KUOP) * KUOP)

'CALCULO DE B3

B3 = 10 ^ -9 * (-56.487)

TRES1 = TRES * 1.8 + 32

DHA1 = A1 * ((TRES1 + 459.7) - 259.7)

DHA2 = A2 * ((TRES1 + 459.7) ^ 2 - 259.7 ^ 2)

DHA3 = A3 * ((TRES1 + 459.7) ^ 3 - 259.7 ^ 3)

DHB1 = B1 * ((TRES1 + 459.7) - .8 * 1640.7)

DHB2 = B2 * ((TRES1 + 459.7) ^ 2 - .64 * 1640.7 ^ 2)

DHB3 = B3 * ((TRES1 + 459.7) ^ 3 - .512 * 1640.7 ^ 3)

' ENTALPIA DE LA RECIRCULACION INTERNA A LA TEMP. DADA

DHRESVA = DHA1 + DHA2 - DHA3 + (DHB1 + DHB2 + DHB3)

End Sub

Function NOMBRES (ARCHIV)

'CREA EL NOMBRE DE ARCHIVO JUNTO CON SU EXTENSION

Dim TEMNOM\$

TEMNOM\$ = RUTA\$ + "\"

TEMNOM\$ = TEMNOM\$ + ARCHIV

NOMBRES = TEMNOM\$ + "." + EXTRUTA\$

End Function

Sub QAGUAELUTE (TAGUA, QAGUAE, FLUJOLM, FLUAGUA)

'CALCULO DE LA ENERGIA DEL AGUA AL ELUTRIADOR

TAGUA = TAGUA * 1.8 + 32

DELT = TAGUA - 60#

FLUAGUA = (FLUJOLM * 99.5 * 159 * 10 ^ 3) / (24 * 454)

QAGUAE = 1 * DELT * FLUAGUA / 10 ^ 6

CALQUEN.QUEM(23) = Format\$(QAGUAE, "##.000")

End Sub

Sub QAGUAELUTS (TAGUA, QAGUAS, FLUJOLM, FLUAGUA)

'CALCULO DE LA ENERGIA DEL AGUA AL ELUTRIADOR

TAGUA1 = TAGUA * 1.8 + 32

DELT = TAGUA1 - 60#

Call CPVAP(TAGUA, CPMVAP, 15.555)

FLUAGUA = (FLUJOLM * 99.5 * 159 * 10 ^ 3) / (24 * 454)

QAGUAS = (944.1 * .65 + CPMVAP * DELT) * FLUAGUA / 10 ^ 6

CALQUEN.QUEM(39) = Format\$(FLUAGUA, "####.000")

End Sub

Sub QAGUAFOR (TEMSAL, AGUAF, CPMVAP, TREF2, QAGUAF)

'CALCULO DEL CONTENIDO DE ENERGIA DE LA HUMEDAD

TEMSAL1 = TEMSAL * 1.8 + 32

MODULE2.BAS - 9

```
Call CPVAP(Val(BURNER.BURN(5)), CPMVAP, 15.555)
QAGUAF = (AGUAF * 18) * CPMVAP * (TEMPA11 - TREF2) / 10 ^ 6
```

End Sub

Sub QAIRE (CPMAIRE, AIRM, QAIR)

```
'CALCULO DEL CONTENIDO DE ENERGIA DEL AIRE
TEMPA = Val(BURNER.BURN(4)) * 1.8 + 32
AT = 6.9 * (TEMPA - 60#)
BT2 = (.02884 / 2) * 10 ^ -2 * (TEMPA ^ 2 - 60 ^ 2)
CT3 = (.02429 / 3) * 10 ^ -5 * (TEMPA ^ 3 - 60 ^ 3)
DT4 = (.03052 / 4) * 10 ^ -9 * (TEMPA ^ 4 - 60 ^ 4)
CPMAIRE = (AT + BT2 - CT3 - DT4) / (TEMPA - 60) / 29
QAIR = AIRM * CPMAIRE * (TEMPA - 60) / 10 ^ 6
```

End Sub

Sub QCARGA (CARNET, QCARGAF)

```
'CALCULO DE LA ENTALPIA DE LA CARGA AL REACTOR A LA
'TEMPERATURA DE CARGA COMBINADA, Y DE REFERENCIA
Call DHRESIDUO(Val(CARGA.VAC(2)), Val(CARGA.VAC(4)), Val(REACTOR.RX(11)), DH
CFTCC)
Call DHRESIDUO(Val(CARGA.VAC(2)), Val(CARGA.VAC(4)), Val(REACTOR.RX(9)), DHT
REF1)
```

```
'CALCULO DE LA ENERGIA DE LA CARGA FRESCA A LA TEMPERATURA
'DE LA CARGA COMBINADA
QCARGAF = CARNET * (DHCFTCC - DHTREF1) / 10 ^ 6
CALCREACT.T2(0) = Format$(QCARGAF, "###.000")
```

End Sub

Sub QCOKECHIM (TCOKE1, QCOKECH, VUELA)

```
'CALCULO DEL CONTENIDO DE ENERGIA DEL COQUE PRODUCTO
TEMRECT = 1.8 * TCOKE1 + 32#
DELTAT = TEMRECT - 60#
Call CPCOKE(TCOKE, CPMCOKE, 15.555)
QCOKECH = VUELA * CPMCOKE * DELTAT / 10 ^ 6
```

End Sub

Sub QCOKEPROD (TCOKE, QCOKEPRO, COKEP)

```
'CALCULO DEL CONTENIDO DE ENERGIA DEL COQUE PRODUCTO
TEMRECT = 1.8 * TCOKE + 32#
DELTAT = TEMRECT - 60#
Call CPCOKE(TCOKE, CPMCOKE, 15.555)
QCOKEPRO = COKEP * CPMCOKE * DELTAT / 10 ^ 6
```

End Sub

Sub QCOKEQUEMA (QCOKEQUE, COKE)

```
'CALCULO DEL CONTENIDO DE ENERGIA DEL COQUE QUEMADO
```

MODULE2.BAS - 10

```
'AL LLEVARLO A LA TEMP. DE REFERENCIA.  
TEMRECT = 1.8 * Val(REACTOR.RX(9)) + 32#  
DELTAT = TEMRECT - 60#  
Call CPCOKE(Val(REACTOR.RX(9)), CPMCOKE, 15.555)  
QCOKEQUE = COKE * CPMCOKE * DELTAT / 10 ^ 6
```

End Sub

Sub QENTRX (QRXENT, QCARGAF, QRECYLIQ, QRECYCLO, QVAPRXE, QVAPAGOT, QVAPFLU, QVAPAT, QCIR)

```
'CALCULO DE LA ENERGIA DE ENTRADA AL REACTOR  
QRXENT1 = QCARGAF + QRECYLIQ + QRECYCLO + QVAPRXE  
QRXENT2 = QVAPAGOT + QVAPFLU + QVAPAT + QCIR  
QRXENT = QRXENT1 + QRXENT2
```

End Sub

Sub QGASCOMB (TEMPGAS, QGASCOM, MOLO2, MOLCO, MOLCO2, MOLN2, AGUAF, MOLSOX, FLUA, GUA, AGMOL)

```
'CALCULO DEL CONTENIDO DE ENERGIA DE LOS GASES  
'DE COMBUSTION  
DELTGAS = (TEMPGAS * 1.8 + 32) - 60  
Call CP02(TEMPGAS, CPMO2)  
QO2 = MOLO2 * CPMO2 * DELTGAS / 10 ^ 6  
Call CPCO(TEMPGAS, CPMCO)  
QCO = MOLCO * CPMCO * DELTGAS / 10 ^ 6  
Call CPCO2(TEMPGAS, CPMCO2)  
QCO2 = MOLCO2 * CPMCO2 * DELTGAS / 10 ^ 6  
Call CPN2(TEMPGAS, CPMN2)  
QN2 = MOLN2 * CPMN2 * DELTGAS / 10 ^ 6  
Call CPSO2(TEMPGAS, CPMSO2)  
QSO2 = MOLSOX * CPMSO2 * DELTGAS / 10 ^ 6  
  
QGASCOM = QO2 + QCO + QCO2 + QN2 + QSO2
```

End Sub

Sub QHUME (TEMHUM, AGMAS, CPMVAP, TREF2, QHUMEE)

```
'CALCULO DEL CONTENIDO DE ENERGIA DE LA HUMEDAD  
TEMHUM = TEMHUM * 1.8 + 32  
Call CPVAP(Val(BURNER.BURN(4)), CPMVAP, 15.555)  
QHUMEE = AGMAS * CPMVAP * (TEMHUM - TREF2) / 10 ^ 6
```

End Sub

Sub QHUMS (TEMHUM, AGMAS, CPMVAP, TREF2, QHUMSS)

MODULIZ.BAS - 11

```
'CALCULO DEL CONTENIDO DE ENERGIA DE LA HUMEDAD
TEMHUM1 = TEMHUM * 1.8 + 32
Call CPVAP(Val(BURNER.BURN(5)), CPHVAP, 15.555)
QHUMSS = AGMAS * CPHVAP * (TEMHUM1 - TREF2) / 10 ^ 6
```

End Sub

Sub QLATEN (DHTREFV, DHTREFL, LATEN, RECYCLO, QRECYCLO, QRECYLIQ)

```
'CALCULO DE LA ENERGIA LATENTE A LA RECIRCULACION INTERNA
'ENTALPIA DE LA RECIRCULACION INTERNA EN
'FASE VAPOR A LA TEMP. DE REFERENCIA
Call DHRESVAP(Val(CARGA.VAC(2)), Val(CARGA.VAC(4)), Val(REACTOR.RX(9)), DHTREFV)
```

```
'ENTALPIA DE LA RECIRCULACION INTERNA EN
'FASE LIQUIDA A LA TEMP. DE REFERENCIA
Call DHRESIDUO(Val(CARGA.VAC(2)), Val(CARGA.VAC(4)), Val(REACTOR.RX(9)), DHTREFL)
```

```
'ENTALPIA PARA EL CAMBIO DE FASE
LATEN = DHTREFL - DHTREFV
```

```
'ENERGIA PARA EL CAMBIO DE FASE
QRECYCLO = RECYCLO * (LATEN) / 10 ^ 6
```

```
'ENERGIA TOTAL DE LA RECIRCULACION INTERNA
'PARA SU VAPORIZACION
QSUM = QRECYLIQ + QRECYCLO
CALCREACT.T2(2) = Format$(QSUM, "###.000")
```

End Sub

Sub QRECYCL (RECYCLO, QRECYLIQ, QRECYCLO)

```
'CALCULO DE LA ENERGIA DE LA RECIRCULACION INTERNA
'EN FASE LIQUIDA A LA TEMPERATURA DE LA CARGA
'COMBINADA, Y DE REFERENCIA
Call DHRESIDUO(Val(CARGA.VAC(2)), Val(CARGA.VAC(4)), Val(REACTOR.RX(11)), DHRETFLA)
Call DHRESIDUO(Val(CARGA.VAC(2)), Val(CARGA.VAC(4)), Val(REACTOR.RX(9)), DHTREF2)
Call RECICLO(RECYCLO, CF)
```

```
'CALCULO DE LA ENERGIA DE LA RECIRCULACION INTERNA
'A LA TEMPERATURA DE FONDO DE FT-1A
QRECYLIQ = RECYCLO * (DHRETFLA - DHTREF2) / 10 ^ 6
```

End Sub

Sub QRECYCV (RECYCLO, QRECYVAP)

```
'CALCULO DE LA ENERGIA DE LA RECIRCULACION INTERNA
```


MODULE2.BAS - 12

```
'EN FASE VAPOR A LA TEMPERATURA DE FASE DILUIDA
'Y DE REFERENCIA
Call DHRESVAP(Val(CARGA.VAC(2)), Val(CARGA.VAC(4)), Val(REACTOR.RX(10)), DHT
DIL)
Call DHRESVAP(Val(CARGA.VAC(2)), Val(CARGA.VAC(4)), Val(REACTOR.RX(9)), DHT
EF3)
Call RECICLO(RECYCLO, CF)
QRECYVAP = RECYCLO * (DHTDIL - DHTREF3) / 10 ^ 6
CALCREACT.T2(17) = Format$(QRECYVAP, "###.000")
```

End Sub

Sub QSALRX (QVAHC, QRECYVAP, QVAPRXS, RADREAC, QRXSAL)

```
'CALCULO DE LA ENERGIA DE SALIDA DEL REACTOR
QRXSAL = QVAHC + QRECYVAP + QVAPRXS + RADREAC
```

End Sub

Sub QVAPAGOTA (QVAPAGOT, AGOTA)

```
'CALCULO DE LA ENERGIA DEL VAPOR DE AGOTAMIENTO
AGOTA = Val(REACTOR.RX(4)) * 800 / .454
TOPAG = Val(REACTOR.RX(1)) * 1.8 + 32
TERAG = Val(REACTOR.RX(9)) * 1.8 + 32
```

```
Call CPVAP(Val(REACTOR.RX(1)), CPMVAPAG, Val(REACTOR.RX(9)))
QVAPAGOT = AGOTA * CPMVAPAG * (TOPAG - TERAG) / 10 ^ 6
```

```
CALCREACT.T2(6) = Format$(QVAPAGOT, "###.000")
CALCREACT.T2(20) = Format$(AGOTA, "###.000")
```

End Sub

Sub QVAPATRI (QVAPAT, ATRICION)

```
'CALCULO DE LA ENERGIA DEL VAPOR DE ATRICION
ATRICION = Val(REACTOR.RX(6)) * 1210
TOPRX = Val(REACTOR.RX(1)) * 1.8 + 32
TERRX = Val(REACTOR.RX(9)) * 1.8 + 32
Call CPVAP(Val(REACTOR.RX(1)), CPMVAPA, Val(REACTOR.RX(9)))
QVAPAT = ATRICION * CPMVAPA * (TOPRX - TERRX) / 10 ^ 6
```

```
CALCREACT.T2(14) = Format$(QVAPAT, "###.000")
CALCREACT.T2(19) = Format$(ATRICION, "###.000")
```

End Sub

Sub QVAPELUTR (CPMVAP, VAPELUT, TREF, QVAPELUT, TVAP)

```
'CALCULO DEL CONTENIDO DE ENERGIA DEL VAPOR
Call CPVAP(TVAP, CPMVAP, 15.555)
DTEVAP = TVAP * 1.8 + 32
QVAPELUT = VAPELUT * CPMVAP * (DTEVAP - TREF) / 10 ^ 6
```

End Sub

MODULE2.BAS - 13

Sub QVAPFLUI (QVAPFLU, FLUID)

```
'CALCULO DE LA ENERGIA DEL VAPOR DE FLUIDIZACION
FLUID = Val(REACTOR.RX(5)) * 1000 / .454
TOPFL = Val(REACTOR.RX(1)) * 1.8 + 32
TERFL = Val(REACTOR.RX(9)) * 1.8 + 32
```

```
Call CPVAP(Val(REACTOR.RX(1)), CPMVAPFL, Val(REACTOR.RX(9)))
QVAPFLU = FLUID * CPMVAPFL * (TOPFL - TERFL) / 10 ^ 6
CALCREACT.T2(15) = Format$(QVAPFLU, "###.000")
CALCREACT.T2(21) = Format$(FLUID, "###.000")
```

End Sub

Sub QVAPHC (CARNET, COKET, QVAHC, VAPHCX)

```
'CALCULO DE LA ENERGIA DE LOS VAPORES DE
'HIDROCARBUROS PRODUCIDOS EN EL REACTOR
```

```
'VAPORES PRODUCIDOS EN EL REACTOR
VAPHCX = CARNET - COKET
```

```
'CP DE VAPORES
CPVAPHC = .77
```

```
'ENERGIA VAPORES PRODUCTO
TOPHC = Val(REACTOR.RX(10)) * 1.8 + 32
TREFHC = Val(REACTOR.RX(9)) * 1.8 + 32
QVAHC = VAPHCX * CPVAPHC * (TOPHC - TREFHC) / 10 ^ 6
CALCREACT.T2(3) = Format$(QVAHC, "###.000")
```

End Sub

Sub QVAPQUEM (CPMVAP, VAP, TREF, QVAPQUE, TVAP)

```
'CALCULO DEL CONTENIDO DE ENERGIA DEL VAPOR
Call CPVAP(Val(BURNER.BURN(5)), CPMVAP, 15.555)
DTEVAP = TVAP * 1.8 + 32
QVAPQUE = VAP * CPMVAP * (DTEVAP - TREF) / 10 ^ 6
```

End Sub

Sub QVAPREAC (CPMVAPRX, VAPREAC, TREFRX, QVAPRXE, TVAPRX)

```
'CALCULO DEL VAPOR DE SERVICIOS AL REACTOR
Call VAPREACTOR(VAPREAC)
```

```
'CALCULO DE LA ENERGIA DEL VAPOR DE
'SERVICIOS AL REACTOR
'CALCULO DEL CONTENIDO DE ENERGIA DEL VAPOR
```

```
Call CPVAP(REACTOR.RX(2), CPMVAPRX, Val(REACTOR.RX(9)))
DTVAP = TVAPRX * 1.8 + 32
TREFRX = TREFRX * 1.8 + 32
QVAPRXE = VAPREAC * CPMVAPRX * (DTVAP - TREFRX) / 10 ^ 6
```

MODULE2.BAS - 14

CALCREACT.T2(4) = Format\$(QVAPRNE, "###.000")

End Sub

Sub QVAPALRX (VAPREAC, AGOTA, FLUID, ATRICION, QVAPRXS)

'CALCULO DE LA ENERGIA DE SALIDA DEL VAPOR DE AGUA
VAPT = VAPREAC + AGOTA + FLUID + ATRICION
Call CPVAP(Val(REACTOR.RX(10)), CPMVAPH2O, Val(REACTOR.RX(9)))
TDIL = Val(REACTOR.RX(10)) * 1.8 + 32
TRX = Val(REACTOR.RX(9)) * 1.8 + 32
QVAPRXS = VAPT * CPMVAPH2O * (TDIL - TRX) / 10 ^ 6
CALCREACT.T2(7) = Format\$(VAPT, "###.000")
CALCREACT.T2(18) = Format\$(QVAPRXS, "###.000")

End Sub

Sub RADQUEM (QTOT, QPERQUEM)

'PERDIDAD POR RADIACION EN EL QUEMADOR
QPERQUEM = .026 * QTOT

End Sub

Sub RADREACT (RADREAC, QCIR)

'PERDIDAS DE ENERGIA POR RADIACION EN EL
'REACTOR (DISEÑO)

RADREAC = 2.9 * QCIR / 100

CALCREACT.T2(5) = Format\$(RADREAC, "#.00")

End Sub

Sub REACCION (CARNET, QRXENT, QRXSAL, DHREACT, DHREACU)

'CALCULO DE LA ENERGIA DE REACCION TOTAL Y POR
'UNIDAD DE CARGA FRESCA
DHREACT = QRXENT - QRXSAL
DHREACU = DHREACT * 10 ^ 6 / CARNET
CALCULOS1.RESULT(10) = Format\$(DHREACT, "###.000")
CALCULOS1.RESULT(11) = Format\$(DHREACU, "###.000")
CALCREACT.T2(1) = Format\$(DHREACT, "###.000")

'PRESION ABSOLUTA DE OPERACION
PABSRX = Val(REACTOR.RX(0)) + 14.696
CALCREACT.T2(13) = Format\$(PABSRX, "##.0")

End Sub

Sub RECICLO (RECYCLO, CF)

'CALCULO DE LA RECIRCULACION INTERNA

'CARGA FRESCA A LA PLANTA

MODULE2.BAS - 15

```
CFRESCA = Val(CARGA.VAC(0)) * 2667
'CARGA AL REACTOR FR-5
FR5 = 1178 * Val(REACTOR.RX(12))
'CARGA AL REACTOR FR-6
FR6 = 906 * Val(REACTOR.RX(13))
'CARGA FLASHEADA EN LA LAVADORA
CFLASH = CF
'RECIRCULACION INTERNA DE CARGA EN BLS/D
RECYCLO1 = FR5 + FR6 - (CFRESCA - CFLASH)
'RECIRCULACION INTERNA EN LBS/HR
RECYCLO = RECYCLO1 * Val(LAVADORA.LAV(6)) * 159 * 10 ^ 3 / (454 * 24)
TOT = FR5 + FR6 - CFLASH
CALCULOS1.RESULT(2) = Format$(TOT, "###.000")
CALCULOS1.RESULT(1) = Format$(RECYCLO1, "###.000")
```

End Sub

```
Sub SALIDATOTAL ()
Msg$ = "SALIR DEL BALANCE?"
If MsgBox(Msg$, 33, "QUIT") = 1 Then
    End
End If
End Sub
```

Sub VAPQUEMA (VAPQUEM, VAPELUT)

```
'CALCULO DEL VAPOR AL QUEMADOR
'VAPOR DE AERECION AL ANGULO RAISER DE COQUE FRIO
S6 = 4200#
'VAPOR A LA BAJANTE DE COQUE FRIO
S8 = 320#
'VAPOR AL ELEVADOR DE COQUE FRIO
ELEVCF = Val(BURNER.BURN(2)) * 881.057
'VAPOR DE ELUTRIACION AL ELUTRIADOR
SELUT1 = Val(ELUTRIA.ELUT(3))
'VAPOR DE ATOMIZACION AL ELUTRIADOR
SELUT2 = Val(ELUTRIA.ELUT(4))
'VAPOR AL CONO DEL QUEMADOR
VAPCONO = 1160#
VAPELUT = SELUT1 + SELUT2
VAPQUEM = S6 + S8 + ELEVCF + VAPCONO
CALQUEM.QUEM(38) = Format$(VAPELUT, "#####.00")
CALQUEM.QUEM(37) = Format$(VAPQUEM, "#####.00")
```

MODULE2.BAS - 16

End Sub

Sub VAPREACTOR (VAPREAC)

'CALCULO DEL VAPOR AL REACTOR

'VAPOR DE AERECION AL ANGULO RAISER DE COQUE CALIENTE
SC6 = 3465#

'VAPOR A LA BAJANTE DE COQUE CALIENTE
SC8 = 2160#

'VAPOR AL ELEVADOR DE COQUE CALIENTE
ELEVCC = Val(REACTOR.RX(8)) * 881.057

'VAPOR DE ATOMIZACION A LA CARGA
SC10 = Val(REACTOR.RX(3))

'VAPOR DE SOPLADO AL ESPACIO ANULAR
SC12 = 200#

'VAPOR A CAMARA ANTICOKING
SCOX = Val(REACTOR.RX(7))

VAPREAC = SC6 + SC8 + SC10 + SC12 + ELEVCC + SCOX

End Sub

Sub VOLVAP (VAPQUEM, VAPELUT, FLUAGUA, AGMOL, AGUAF, VOLVAPS, GASCV, GASCH, COKE
P, VUELA)

'CALCULO DEL VOLUMEN TOTAL DE EL VAPOR
'DE AGUA QUE SALE CON LOS GASES DE COMBUSTION

'MOLES TOTALES DE VAPOR DE AGUA DE SALIDA POR MINUTO
MOLES = (AGMOL + AGUAF + (VAPQUEM + VAPELUT + FLUAGUA) / 18) / 60

'VOLUMEN OCUPADO POR EL VAPOR DE AGUA EN ft3/min.

VOLVAPS = MOLES * 379

'VOLUMEN TOTAL DE GASES

VOLT = VOLVAPS + GASCV

'MOLES TOTALES POR hr

MOLT = MOLES * 60 + GASCH

MOLCOH = Val(BURNER.BURN(10)) * GASCH / MOLT

MOLCO2H = Val(BURNER.BURN(11)) * GASCH / MOLT

MOLN2H = Val(BURNER.BURN(12)) * GASCH / MOLT

MOLSO2H = Val(BURNER.BURN(13)) * GASCH / MOLT

MOLH2OH = MOLES * 60 * 100 / MOLT

'CALCULO DEL COQUE PERDIDO POR LA CHIMENEA EN
'BASE A LA VARIABLE DETERMINADA POR UN ESTUDIO
'DEL IMP AL QUEMADOR DE LECHO FLUIDIZADO DE LA
'PLANTA DE COQUE "MH"

VUELA = 2.1309 / 7000 * VOLT * 60

MODULE2.BAS - 17

```
COKEP = COKEP - VUELA
CALCULOS1.RESULT(12) = Str$(COKEP)
CALCULOS1.RESULT(14) = Format$(VUELA, "#####.000")
CALQUEM.QUEM(8) = Format$(VOLT, "#####.000")
CALQUEM.QUEM(9) = Format$(MOLCOH, "###.00")
CALQUEM.QUEM(10) = Format$(MOLCO2H, "###.00")
CALQUEM.QUEM(11) = Format$(MOLN2H, "###.00")
CALQUEM.QUEM(12) = Format$(MOLSO2H, "###.00")
CALQUEM.QUEM(13) = Format$(MOLH2OH, "###.00")
```

End Sub

DATAMAT.FRM - 1

Sub CALCUIAR_Click ()

'CALCULO DEL BALANCE DE RENDIMIENTOS A PARTIR
'DE LOS SISTEMAS DE MEDICION

CALCULOS2.FECHAMAT(0) = DATAMAT.FECHAM(0)
CALCULOS2.FECHAMAT(1) = DATAMAT.FECHAM(1)
CALCULOS2.FECHAMAT(2) = DATAMAT.FECHAM(2)

'CALCULO DEL BALANCE DE RENDIMIENTOS DEL REACTOR
'AJUSTANDO LA NAFTA LIGERA UNA TEMPERATURA DE CORTE
' DE 221oC.

'OBTENCION DE LA CONVERSION A FRACCIONES LIQUIDAS
'OBTENCION DE LA SELECTIVIDAD A GASOLEOS PARA FCC

'CALCULO DE LA CARGA FRESCA
Call CARPRESCA(CARGAV, CARGAM, SCARGA)

'CALCULO DEL GAS HUMEDO
Call GASHUM(VOIGAS, MORGAS, C5s, C6m, H2, C12, C3e, C3, iC4s, C4es, nC4, H2S
, C3sV, C3V, iC4sV, C4esV, nC4V)

'CALCULO DE LA NAFTA PESADA
Call NAFTAPES(NAFTAV, NAFTAM, NAFLIG, SNAFTA)

'CALCULO DE LA NAFTA LIGERA
Call NAFTALIG(GASOLV, GASOLM, C5s, C6m, NAFLIG, SGASOL)

'CALCULO DEL GASOLEO LIGERO
Call GASOLEOLIG(GOLV, GOLM, SGOL)

'CALCULO DEL GASOLEO PESADO
Call GASOLEOPES(GOPV, GOPH, SGOP)

'EL COQUE PRODUCTO ES OBTENIDO DEL BALANCE
'DE ENERGIA Y ES DATO DEL BALANCE DE MATERIA
Call COQUE(MALLA)

'CALCULO DE LOS RENDIMIENTOS EN PESO Y PESO TOTAL
Call PORPESO(H2, C12, C3e, C3, iC4s, C4es, nC4, H2S, GASOLM, NAFTAM, GOLM, G
OPM, CARGAM)

'CALCULO DE LOS PORCENTAJES EN VOLUMEN Y VOLUMEN TOTAL
Call PORVOL(CARGAV, C3eV, C3V, nC4V, C4esV, iC4sV, GASOLV, NAFTAV, GOLV, GOP
V)

'TIE Y TFE DE LA GASOLINA
CALCULOS2.TEB(0) = Format\$(Val(GASOL.YGASOL(2)), "##.0")
CALCULOS2.TEB(1) = Format\$(Val(GASOL.YGASOL(3)), "###.0")

'CALCULO DEL AZUFRE EN EL COQUE BRUTO
Call AZUFRE(H2S, SGASOL, SNAFTA, SGOL, SGOP, SCARGA)

'CALCULO DE SALIDAS A SLOP Y CONSUMO DE CICLICO
Call PRODPPT(VPPT, VAEL, VREC)

DATAMAT.FRM - 2

```
'CALCULO DEL GAS DE PURGA Y GAS COMBUSTIBLE  
Call GASCOMB(VGASC, VGASP)
```

```
'CALCULO DEL VAPOR GENERADO  
Call VAPGEN(VAPGENT)
```

```
INDICA.Visible = True
```

```
End Sub
```

```
Sub EXIT_Click ()
```

```
DATAMAT.Hide  
INICIO.Show
```

```
End Sub
```

```
Sub MATERIAL_Click (Index As Integer)
```

```
DATAMAT.INDICA.Visible = False  
DATAMAT.Hide  
FRESCA.Show
```

```
End Sub
```

```
Sub MATERIA2_Click (Index As Integer)
```

```
DATAMAT.INDICA.Visible = False  
DATAMAT.Hide  
GAS.Show
```

```
End Sub
```

```
Sub MATERIA3_Click (Index As Integer)
```

```
DATAMAT.INDICA.Visible = False  
DATAMAT.Hide  
GASOL.Show
```

```
End Sub
```

```
Sub MATERIA4_Click (Index As Integer)
```

```
DATAMAT.INDICA.Visible = False  
DATAMAT.Hide  
NAFTA.Show
```

```
End Sub
```

```
Sub MATERIA5_Click (Index As Integer)
```

```
DATAMAT.INDICA.Visible = False  
DATAMAT.Hide  
GOL.Show
```

```
End Sub
```

```
Sub MATERIA6_Click (Index As Integer)
```

```
DATAMAT.INDICA.Visible = False
```


DATAMAT.FRM - 3

DATAMAT.Hide
GOP.Show

End Sub

Sub RESULT_Click ()

DATAMAT.Hide
CALCULOS2.Show

End Sub

MODULE3.BAS - 1

Global YGAS(21)
Global YGASOL(6)
Global YNAFTA(6)
Global YGOL(6)
Global YGOP(6)
Global YCOKE(4)
Global YFRESCA(13)
Global CALCULOS(30)
Global YIELDM(18)
Global Const RUTA\$ = "C:\DATOS2"
Global Const EXTRUTA\$ = "DAT"
Global MASA

Type MASATYPE

YGASOL As Double
YCOKE As Double
YFRESCA As Double
YGOL As Double
YGOP As Double
YGAS As Double
YNAFTA As Double

End Type

Sub AZUFRE (H2S, SGASOL, SNAFTA, SGOL, SGOP, SCARGA)

'CALCULO DEL AZUFRE EN EL COQUE BRUTO POR DIFERENCIA
'PARA ENCONTRAR EL % PESO DE AZUFRE

'CALCULO DEL AZUFRE EN EL ACIDO SULFIDRICO
SH2S = H2S * 32 / 34.08

'CALCULO DEL AZUFRE EN EL COQUE BRUTO
SCOKE = SCARGA - (SH2S + SGASOL + SNAFTA + SGOL + SGOP)
SCOKE1 = SCOKE / Val(FRESCA.YFRESCA(8)) * 100

CALCULOS2.TEB(14) = Format\$(SCOKE1, "##.00")

End Sub

Sub BUSCARRUTA ()

'BUSCA EL DIRECTORIO EN EL CUAL LOS ARCHIVOS DE
'LA FORMA BURNER SERAN ALMACENADOS. CREA EL
'DIRECTORIO(EN "C") SI NO EXISTE TODAVIA
'NOTA: RUTA ES UNA CONSTANTE GLOBAL

Dim COIR\$

MODULE3.BAS - 2

```
'ALMACENA EL DIRECTORIO ACTUAL
CDIR$ = CurDir$("C")

'SE CAMBIA EL MODO DE MANEJO DE ERRORES
On Error Resume Next

' INTENTA CAMBIAR EL DIRECTORIO OBJETIVO
ChDir RUTA$

'SI EL DIRECTORIO NO EXISTE LO CREA
MkDir RUTA$

'RESTAURA EL DIRECTORIO ORIGINAL
ChDir CDIR$
```

End Sub

Sub CARFRESCA (CARGAV, CARGAM, SCARGA)

```
'CALCULO DEL VOLUMEN DE CARGA FRESCA EN BLS/D
CARGAV = Val(FRESCA.YFRESCA(0)) * 2667
'CALCULO DE EL FLUJO MASICO DE CARGA EN TON/D
CARGAM = CARGAV * 159 * Val(FRESCA.YFRESCA(1)) / 10 ^ 3
'CARBON CONRADSON DE LA CARGA
CCON = Val(FRESCA.YFRESCA(2))
'CALCULO DE LA CANTIDAD DE AZUFRE
SCARGA = CARGAM * Val(FRESCA.YFRESCA(11)) / 100
CALCULOS2.TEB(12) = Format(CCON, "##.0")
CALCULOS2.GRAV(0) = Val(FRESCA.YFRESCA(1))
CALCULOS2.YIELDM(0) = Format$(CARGAM, "####.000")
CALCULOS2.YIELDV(0) = Format$(CARGAV, "####.000")
```

End Sub

Sub COQUE (MALLA)

```
'EL COQUE BRUTO PRODUCIDO ES OBTENIDO DEL BALANCE
'DE ENERGIA Y ES DATO DEL BALANCE DE MATERIA
CALCULOS2.YIELDM(11) = Val(FRESCA.YFRESCA(8))
MALLA100 = Val(FRESCA.YFRESCA(9))
Ays = Val(FRESCA.YFRESCA(10))
CALCULOS2.TEB(11) = Format$(MALLA100, "##.0")
CALCULOS2.TEB(10) = Format$(Ays, "##.0")
```

End Sub

Sub GASCOMB (VGASC, VGASP)

```
'CALCULO DEL GAS COMBUSTIBLE m3/d
VGASC = Val(GAS.VGAS(20)) * 528#
CALCULOS2.TEB(6) = Format$(VGASC, "####.00")

'CALCULO DEL GAS DE PURGA m3/d
VGASP = Val(GAS.VGAS(19)) * 1
CALCULOS2.TEB(5) = Format$(VGASP, "####.00")
```

MODULO3.BAS - 3

End Sub

Sub GASHUM (VOLGAS, MOLGAS, C5s, C6m, H2, C12, C3e, C3, iC4s, C4es, nC4, H2S, C3eV, C3V, iC4sV, C4esV, nC4V)

'CALCULO DEL RENDIMIENTO DE GAS HUMEDO Y

'FRACCIONES LIGERAS

'VOLUMEN DE GAS HUMEDO

VOLGAS = (Val(GAS.YGAS(0)) * 43293# + Val(GAS.YGAS(1)) * 53100)

'MOLES DE GAS HUMEDO

MOLGAS = (Val(GAS.YGAS(0)) * 43293# + Val(GAS.YGAS(1)) * 53100) * 3.28 ^ 3 /

379

'RENDIMIENTO MASICO DE COMPONENTES DEL GAS HUMEDO EN TON/D

H2 = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(3)) / 100) * 2# * .454 * 10 ^ -3

C1 = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(4)) / 100) * 16# * .454 * 10 ^ -3

CO2 = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(5)) / 100) * 46# * .454 * 10 ^ -3

C2e = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(6)) / 100) * 28.1 * .454 * 10 ^ -3

C2 = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(7)) / 100) * 30.1 * .454 * 10 ^ -3

H2S = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(8)) / 100) * 34.08 * .454 * 10 ^ -3

C3e = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(9)) / 100) * 42.1 * .454 * 10 ^ -3

C3eV = C3e * 10 ^ 3 / (.521 * 159)

C3 = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(10)) / 100) * 44.1 * .454 * 10 ^ -3

C3V = C3 * 10 ^ 3 / (.507 * 159)

iC4 = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(11)) / 100) * 58.1 * .454 * 10 ^ -3

iC4e = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(12)) / 100) * 56.1 * .454 * 10 ^ -3

nC4 = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(13)) / 100) * 58.1 * .454 * 10 ^ -3

nC4V = nC4 * 10 ^ 3 / (.583 * 159)

C4es = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(14)) / 100) * 56.1 * .454 * 10 ^ -3

C4esV = C4es * 10 ^ 3 / (.61 * 159)

iC5 = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(15)) / 100) * 72.1 * .454 * 10 ^ -3

nC5 = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(16)) / 100) * 72.1 * .454 * 10 ^ -3

C6m = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(17)) / 100) * 86.17 * .454 * 10 ^ -3

INERTES = (MOLGAS * Val(GAS.YGAS(18)) / 100) * 28.01 * .454 * 10 ^ -3

'CALCULO DE C1+C2

C2s = C2 + C2e

C12 = C1 + C2s

'CALCULO DE LOS iC4s

iC4s = iC4 + iC4e

iC4sV = iC4s * 10 ^ 3 / (.563 * 159)

'CALCULO DE LOS C5s

C5s = iC5 + nC5

CALCULOS2.YIELDM(1) = Format\$(C12, "####.000")

CALCULOS2.YIELDM(2) = Format\$(C3e, "####.000")

CALCULOS2.YIELDM(3) = Format\$(C3, "####.000")

CALCULOS2.YIELDM(4) = Format\$(iC4s, "####.000")

CALCULOS2.YIELDM(5) = Format\$(C4es, "####.000")

CALCULOS2.YIELDM(6) = Format\$(nC4, "####.000")

CALCULOS2.YIELDM(12) = Format\$(H2S, "####.000")

CALCULOS2.YIELDM(14) = Format\$(H2, "####.000")

CALCULOS2.YIELDV(1) = Format\$(C3eV, "####.000")

CALCULOS2.YIELDV(2) = Format\$(C3V, "####.000")

CALCULOS2.YIELDV(3) = Format\$(iC4sV, "####.000")

CALCULOS2.YIELDV(4) = Format\$(C4esV, "####.000")

CALCULOS2.YIELDV(5) = Format\$(nC4V, "####.000")

MODULE3.BAS - 4

```
CALCULOS2.TEB(13) = Format$(VOLGAS, "####.0")  
End Sub
```

Sub GASOLEOLIG (COLV, GOLM, SGOL)

```
'CALCULO DEL RENDIMIENTO DE GASOLEO LIGERO  
'BARRILES DE GASOLEO LIGERO POR DIA  
COLV = Val(GOL.YGOL(0)) * 181#  
'RENDIMIENTO MASICO DE GASOLEO LIGERO TON/D  
GOLM = (COLV * 159 * Val(GOL.YGOL(1))) / 10 ^ 3
```

```
'CANTIDAD DE AZUFRE EN EL GOL  
SGOL = GOLM * Val(GOL.YGOL(5)) / 100
```

```
CALCULOS2.GRAV(3) = Val(GOL.YGOL(1))  
CALCULOS2.YIELDM(9) = Format$(GOLM, "####.000")  
CALCULOS2.YIELDV(8) = Format$(COLV, "####.000")
```

End Sub

Sub GASOLEOPES (GOPV, GOPM, SGOP)

```
'CALCULO DEL RENDIMIENTO DE GASOLEO PESADO  
'BARRILES DE GASOLEO PESADO  
GOPV = Val(GOP.YGOP(0)) * 575.5  
'RENDIMIENTO MASICO DE GASOLEO PESADO TON/D  
GOPM = (GOPV * 159 * Val(GOP.YGOP(1))) / 10 ^ 3
```

```
'CANTIDAD DE AZUFRE EN EL GOP  
SGOP = GOPM * Val(GOP.YGOP(5)) / 100
```

```
CALCULOS2.GRAV(4) = Val(GOP.YGOP(1))  
CALCULOS2.YIELDM(10) = Format$(GOPM, "####.000")  
CALCULOS2.YIELDV(9) = Format$(GOPV, "####.000")
```

End Sub

Sub NAFTALIG (GASOLV, GASOLM, C5s, C6m, NAFLIG, SGASOL)

```
'CALCULO DEL RENDIMIENTO DE GASOLINA  
'BARRILES DE GASOLINA  
GASOLB = Val(GASOL.YGASOL(0)) * 156.2  
GASOLBM = GASOLB * 159 * Val(GASOL.YGASOL(1)) / 10 ^ 3
```

```
'AZUFRE EN LA GASOLINA  
SGASOL = GASOLBM * Val(GASOL.YGASOL(4)) / 100
```

```
'GASOLINA AL PUNTO DE CORTE DE 221oC, INCLUYE  
'LO QUE ESTA EN EL GAS HUMEDO, ASI COMO LO QUE  
'SE QUEDA EN LA NAFTA PESADA
```

```
'RENDIMIENTO MASICO DE GASOLINA kg/d  
'FLUJO MASICO DE LA GASOLINA PRODUCTO Y LA QUE  
'CONTIENE LA NAFTA PESADA  
GASOL1 = ((GASOLB + NAFLIG) * 159 * Val(GASOL.YGASOL(1)))  
GASOLM = (GASOL1) / 10 ^ 3 + (C5s + C6m)
```

```
'VOLUMEN DE LA GASOLINA EN EL GAS HUMEDO  
GASB1 = (C5s + C6m) * 10 ^ 3 / (159 * Val(GASOL.YGASOL(1)))  
GASOLV = GASB1 + GASOLB + NAFLIG
```

MODULE3.BAS - 5

```
CALCULOS2.GRAV(1) = Val(GASOL.YGASOL(1))
CALCULOS2.YIELDM(7) = Format$(GASOLM, "###.000")
CALCULOS2.YIELDV(6) = Format$(GASOLV, "###.000")
```

End Sub

Sub NAFTAPES (NAFTAV, NAFTAM, NAFLIG, SNAFTA)

```
'CALCULO DEL RENDIMIENTO DE NAFTA PESADA
'BARRILES DE NAFTA BRUTO
NAFTAB = Val(NAFTA.YNAFTA(0)) * 136
'CALCULO DE LA CANTIDAD DE AZUFRE
NAFTABM = (NAFTAB * 159 * Val(NAFTA.YNAFTA(1))) / 10 ^ 3
SNAFTA = NAFTABM * Val(NAFTA.YNAFTA(5)) / 100
'% DE NAFTA PESADA QUE ES GASOLINA
LIGERA = Val(NAFTA.YNAFTA(4)) / 100
'NAFTA PESADA AL PUNTO DE CORTE DE LA GASOLINA
NAFTAV = (1 - LIGERA) * NAFTAB
'RENDIMIENTO MASICO DE NAFTA TON/D
NAFTAM = (NAFTAV * 159 * Val(NAFTA.YNAFTA(1))) / 10 ^ 3
'VOLUMEN DE GASOLINA EN LA NAFTA
NAFLIG = LIGERA * NAFTAB
```

```
CALCULOS2.GRAV(2) = Val(NAFTA.YNAFTA(1))
CALCULOS2.YIELDM(8) = Format$(NAFTAM, "###.000")
CALCULOS2.YIELDV(7) = Format$(NAFTAV, "###.000")
```

End Sub

Function NOMBRES\$ (ARCHIV)

```
'CREA EL NOMBRE DE ARCHIVO JUNTO CON SU EXTENSION
Dim TEMNOM$
TEMNOM$ = RUTAS$ + "\"
TEMNOM$ = TEMNOM$ + ARCHIV
NOMBRES$ = TEMNOM$ + "." + EXTRUTAS$
```

End Function

Sub PORPESO (H2, C12, C3e, C3, iC4s, C4es, nC4, H2S, GASOLM, NAFTAM, GOLM, GPM, CARGAM)

```
'CALCULO DE LAS FRACIONES PESO DE LOS RENDIMIENTOS
PESOT = H2 + C12 + C3e + C3 + iC4s + C4es + nC4 + H2S + GASOLM + NAFTAM + GO
LM + GPM + Val(FRESCA.YFRESCA(8))
PORH2 = H2 * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(0) = Format$(PORH2, "##.00")
PORC12 = C12 * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(1) = Format$(PORC12, "##.00")
PORC3e = C3e * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(2) = Format$(PORC3e, "##.00")
PORC3 = C3 * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(3) = Format$(PORC3, "##.00")
PORiC4s = iC4s * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(4) = Format$(PORiC4s, ".#.00")
PORC4es = C4es * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(5) = Format$(PORC4es, "##.00")
PORnC4 = nC4 * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(6) = Format$(PORnC4, "##.00")
```

MODULE3.BAS - 6

```
PORH2S = H2S * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(12) = Format$(PORH2S, "##.00")
PGM = GASOLM * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(7) = Format$(PGM, "##.00")
PNM = NAFTAM * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(8) = Format$(PNM, "##.00")
PGOLM = GOLM * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(9) = Format$(PGOLM, "##.00")
PGOPM = GOPM * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(10) = Format$(PGOPM, "##.00")
PORCOKE = (Val(FRESCA.YFRESCA(8))) * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(11) = Format$(PORCOKE, "##.00")
CALCULOS2.YIELDW(13) = Format$(PESOT, "###.0")
PESOW = PORH2 + PORC12 + PORC1e + PORC3 + PORC4s + PORC4es + PORnC4 + PORH2
S + PGM + PNM + PGOLM + PGOPM + PORCOKE
CALCULOS2.YIELDW(13) = Format$(PESOW, "##.00")
```

```
'DIFERENCIA ENTRE CARGA Y PRODUCTOS EN TON/D
DIFER = CARGAM - PESOT
```

```
CALCULOS2.TEB(9) = Format(DIFER, "##.000")
```

End Sub

```
Sub PORVOL (CARGAV, C1eV, C3V, nC4V, C4esV, iC4sV, GASOLV, NAFTAV, GOLV, GOPV)
```

```
'CALCULO DE VOLUMEN DE PRODUCTOS Y PORCIENTO EN
'VOLUMEN COM RESPECTO AL VOLUMEN DE CARGA FRESCA
RCARGAV = CARGAV * 100 / CARGAV
RC1eV = C1eV * 100 / CARGAV
RC3V = C3V * 100 / CARGAV
RnC4V = nC4V * 100 / CARGAV
RC4esV = C4esV * 100 / CARGAV
RiC4sV = iC4sV * 100 / CARGAV
RGASOLV = GASOLV * 100 / CARGAV
RNAFTAV = NAFTAV * 100 / CARGAV
RGOLV = GOLV * 100 / CARGAV
RGOPV = GOPV * 100 / CARGAV
RTOTV = RC1eV + RC3V + RnC4V + RC4esV + RiC4sV + RGASOLV + RNAFTAV + RGOLV +
RGOPV
VTOT = C1eV + C3V + nC4V + C4es + iC4sV + GASOLV + NAFTAV + GOLV + GOPV

'CALCULO DE LA CONVERSION EN FUNCION DE PRODUCCIONES
'LIQUIDAS CON RESPECTO AL VOLUMEN DE CARGA
CONV = (GASOLV + NAFTAV + GOLV + GOPV) * 100 / CARGAV

CALCULOS2.TEB(7) = Format$(CONV, "##.00")

CALCULOS2.YIELDW(0) = Format$(RCARGAV, "##.00")
CALCULOS2.YIELDW(1) = Format$(RC1eV, "##.00")
CALCULOS2.YIELDW(2) = Format$(RC3V, "##.00")
CALCULOS2.YIELDW(3) = Format$(RnC4V, "##.00")
CALCULOS2.YIELDW(4) = Format$(RC4esV, "##.00")
CALCULOS2.YIELDW(5) = Format$(RiC4sV, "##.00")
CALCULOS2.YIELDW(6) = Format$(RGASOLV, "##.00")
CALCULOS2.YIELDW(7) = Format$(RNAFTAV, "##.00")
CALCULOS2.YIELDW(8) = Format$(RGOLV, "##.00")
```

MODULE3.BAS - 6

```
PORH2S = H2S * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(12) = Format$(PORH2S, "##.00")
PGM = GASOLM * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(7) = Format$(PGM, "##.00")
PNM = NAFTAM * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(8) = Format$(PNM, "##.00")
PGOLM = GOLM * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(9) = Format$(PGOLM, "##.00")
PGOPM = GOPM * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(10) = Format$(PGOPM, "##.00")
PORCOKE = (Val(FRESCA.YFRESCA(8))) * 100 / PESOT
CALCULOS2.YIELDW(11) = Format$(PORCOKE, "##.00")
CALCULOS2.YIELDW(13) = Format$(PESOT, "###.0")
PESOW = PORH2 + PORC12 + PORC3e + PORC3 + PORC4s + PORC4es + PORnC4 + PORH2
S + PGM + PNM + PGOLM + PGOPM + PORCOKE
CALCULOS2.YIELDW(13) = Format$(PESOW, "##.00")
```

```
'DIFERENCIA ENTRE CARGA Y PRODUCTOS EN TON/D
DIFER = CARGAM - PESOT
```

```
CALCULOS2.TEB(9) = Format$(DIFER, "##.000")
```

End Sub

Sub PORVOL (CARGAV, C3eV, C3V, nC4V, C4esV, iC4sV, GASOLV, NAFTAV, GOLV, GOPV)

```
'CALCULO DE VOLUMEN DE PRODUCTOS Y PORCIENTO EN
'VOLUMEN CON RESPECTO AL VOLUMEN DE CARGA FRESCA
RCARGAV = CARGAV * 100 / CARGAV
RC3eV = C3eV * 100 / CARGAV
RC3V = C3V * 100 / CARGAV
RnC4V = nC4V * 100 / CARGAV
RC4esV = C4esV * 100 / CARGAV
RiC4sV = iC4sV * 100 / CARGAV
RGASOLV = GASOLV * 100 / CARGAV
RNAFTAV = NAFTAV * 100 / CARGAV
RGOLV = GOLV * 100 / CARGAV
RGOPV = GOPV * 100 / CARGAV
RTOTV = RC3eV + RC3V + RnC4V + RC4esV + RiC4sV + RGASOLV + RNAFTAV + RGOLV +
RGOPV
VTOT = C3eV + C3V + nC4V + C4es + iC4sV + GASOLV + NAFTAV + GOLV + GOPV

'CALCULO DE LA CONVERSION EN FUNCION DE PRODUCCIONES
'LIQUIDAS CON RESPECTO AL VOLUMEN DE CARGA
CONV = (CASOLV + NAFTAV + GOLV + GOPV) * 100 / CARGAV
CALCULOS2.TEB(7) = Format$(CONV, "##.00")

CALCULOS2.YIELDWV(0) = Format$(RCARGAV, "##.00")
CALCULOS2.YIELDWV(1) = Format$(RC3eV, "##.00")
CALCULOS2.YIELDWV(2) = Format$(RC3V, "##.00")
CALCULOS2.YIELDWV(3) = Format$(RiC4sV, "##.00")
CALCULOS2.YIELDWV(4) = Format$(RC4esV, "##.00")
CALCULOS2.YIELDWV(5) = Format$(RnC4V, "##.00")
CALCULOS2.YIELDWV(6) = Format$(RGASOLV, "##.00")
CALCULOS2.YIELDWV(7) = Format$(RNAFTAV, "##.00")
CALCULOS2.YIELDWV(8) = Format$(RGOLV, "##.00")
```


MODULE3.BAS - 7

```
CALCULOS2.YIELDWV(9) = Format$(RGOPV, "##.00")
CALCULOS2.YIELDWV(10) = Format$(RTOTV, "###.0")
CALCULOS2.YIELDV(10) = Format$(VTOT, "###.0")
```

End Sub

Sub PRODPPT (VPPT, VACL, VREC)

```
'VOLUMEN DE PRODUCTOS A PPT
VPPT = Val(FRESCA.YFRESCA(7)) + Val(GOL.YGOL(2)) + Val(GOP.YGOP(2))
CALCULOS2.TEB(4) = Format$(VPPT, "###.00")
```

```
'CALCULO DEL ACEITE CICLICO DE PLANTA CATALITICA
VACL = Val(FRESCA.YFRESCA(3)) * 241.2
CALCULOS2.TEB(2) = Format$(VACL, "###.00")
```

```
'VOLUMEN RECUPERADO Y ENVIADO A SLOP POT
VREC = Val(FRESCA.YFRESCA(4))
CALCULOS2.TEB(3) = Format$(VREC, "###.00")
```

End Sub

Sub SALIDATOTAL ()

```
Msg$ = "SALIR DEL BALANCE?"
If MsgBox(Msg$, 33, "SALIR") = 1 Then
    End
End If
```

End Sub

Sub VAPGEN (VAPGENT)

```
'CALCULO DEL VAPOR GENERADO EN CALDERETAS
'E-8 Y E-5 EN TON/HR
VAPGEN8 = Val(FRESCA.YFRESCA(5)) * 1717 / 10 ^ 3
VAPGEN5 = Val(FRESCA.YFRESCA(6)) * 2000 / 10 ^ 3
VAPGENT = VAPGEN5 + VAPGEN8
CALCULOS2.TEB(8) = Format$(VAPGENT, "#####.0")
```

End Sub