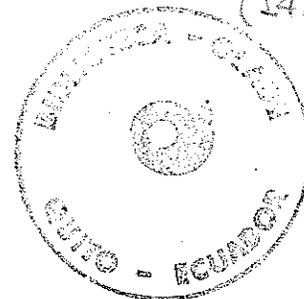


PD - 68

(1427)



**SEMINARIO PARA LA RACIONALIZACION ENERGETICA  
EN LA INDUSTRIA DE LA  
CAÑA DE AZUCAR**

**(Habana, Cuba, 8 - 13 Septiembre 1980)**

**OLADE  
ONUDI  
GEPLACEA**

METODOLOGIA PARA LA DETERMINACION DE LOS  
BALANCES DE MATERIAL Y ENERGIA EN LAS IN-  
DUSTRIAS DE PROCESOS QUIMICOS<sup>1</sup>

Dr. P. Siklosi\*

Resumen

\* Jefe del Departamento Tecnológico (Alumina), ALUTERV-FKI, Centro de Investigación y de Contrato Principal de la Corporación Húngara de Aluminio, Budapest, Hungría.

1. Las opiniones y puntos de vista expresadas en este trabajo son del autor que no necesariamente refleja aquellos de la Secretaría de UNIDO.

El autor contempla los diferentes pasos para llegar a la determinación de los balances de material y energía de las plantas de procesamiento químico operantes. Primero se describe la tecnología, la determinación del flujo conceptual donde el proceso se divide en unidades operacionales. Luego se determina los balances de material y energía de estas unidades operacionales. Para ello se requiere la determinación de la variabilidad de estas unidades, la selección de los datos que necesitan ser medidos, la preparación del programa de medición, la organización de las mediciones, el proceso de los datos y el establecimiento de los balances en una forma apropiada. Finalmente, se describe algunas formas de expediente en la compilación de los balances de material y energía para la planta entera de procesamiento químico: balances detallados y globales, el flujo tecnológico y los diagramas de Shankey.

## CONTENIDO

CAPITULO		PAGINA
	Introducción	1
I	La descripción de la tecnología, la determinación del flujo conceptual, la división en unidades de operación.	2
II	Los balances de material y energía de las unidades de operación	
	A. Variabilidad (grado de libertad) de los balances de material y energía de las unidades operacionales.	4
	B. La selección de los datos para ser medidos	10
	C. La preparación del programa de mediciones y organización de las medidas	12
	D. El procesamiento de los datos obtenidos	14
	E. Estableciendo los balances	15
III	La compilación de los balances de material y energía de la planta entera de procesamiento	16
	Referencias	18

## INTRODUCCION

El balance de material es una contabilidad cuantitativa de los flujos de materiales (entradas y salidas, en algunos casos los materiales acumulados) de algún proceso químico ó de una unidad operacional. El balance de energía es la diferenciación de las cantidades de energía introducida en el sistema bajo estudio, con los materiales de entrada, transferida al sistema durante la operación y liberada durante el proceso químico con las energías que deja el sistema juntos con los materiales emergentes, la energía absorbida en el proceso, removida - durante la operación y disipada por pérdidas de calor.(1.2)

El balance de material y energía de una planta de procesamiento químico es la suma de los balances de material y energía de los procesos individuales y del equipo que ejecuta estos procesos.

Se calcula los balances de material y energía de las plantas procesadoras químicas con dos objetivos diferentes:

- (a) En los casos de diseñar nuevas plantas, o de ampliar o de reconstruir las existentes, es necesario para el diseñador conocer los materiales y sus cantidades que fluyen, que se originan en los diversos equipos ó absorbidos por éstos; la cantidad de calor transferida ó removida, la presión y la temperatura del sistema; ésto es,

todos aquellos detalles que tienen que ser considerados en un diagrama de flujo tecnológico apropiado. Es característica de estos balances de material y energía que todo ello son preparados antes de que la planta entre en operación (aún antes del diseño detallado) como resultado de cálculos teóricos (naturalmente, basado en las pruebas de laboratorio o de las mediciones provenientes de plantas similares).

- (b) Los balances de material y energía en plantas ya en operación igualmente pueden ser preparados. Estos balances se basan siempre en las mediciones ejecutadas en las mismas plantas, con el propósito de constatar el proceso, de detectar las pérdidas y, en algunos casos, de coleccionar informes para el diseño de nuevas plantas.

Los balances de material y energía del primer tipo se encuentran referidos en las literaturas técnicas (1,3, 4,5,6) e inclusive existen métodos elaborados en detalle para su determinación; en lo que se refiere a los del segundo tipo, pocos autores tratan de ellos. Aquí se intentará de dar un resumen breve de los métodos para la determinación de los balances de material y energía de las plantas de procesamiento químico existentes sin ser exhaustivamente completo.

## I. DESCRIPCION DE LA TECNOLOGIA, LA DETERMINACION DEL DIAGRAMA DE FLUJO CONCEPTUAL, Y LA DIVISION EN UNIDADES OPERACIONALES.

Para poder determinar el balance de material y

energía de una planta de procesamiento químico, primero se tiene que conocer completamente su tecnología. (En el contexto de este trabajo, tecnología significa la totalidad, las conexiones y las secuencias de operación del proceso, desde la materia prima hasta los productos, incluyendo las operaciones relacionadas con los materiales reciclados). Después de conocer la tecnología, es útil detallarla en la forma de un diagrama de flujo conceptual. En este diagrama las diversas operaciones son señaladas por sus símbolos estándar o convencionales sin detallar el número, tipo o tamaño de los equipos en uso pero sí indicando la fórmula química, la composición y el flujo estimado de los materiales que participan en las operaciones. De esta manera, la tecnología de una planta de procesamiento químico puede verse directamente del diagrama de flujo conceptual sin necesidad de explicaciones adicionales.

Usualmente, el proceso se detalla de izquierda a derecha en el diagrama de flujo; se enfatiza el proceso principal mediante líneas gruesas uniendo los equipos involucrados, las que a su vez representan los principales flujos de materiales, mientras que los procesos auxiliares son unidos por líneas delgadas. Las direcciones de los flujos de materiales son marcadas con flechas a lo largo de las líneas referidas. También, encima de éstas usualmente se escribe las fórmulas químicas y las composiciones, mientras que los flujos se detallan en la parte de abajo. El diagrama de flujo muestra:

- (a) La composición química de las materias primas, y los productos intermedios y finales.

(b) La secuencia de las operaciones

(c) La naturaleza de los equipos.

Generalmente, no hay posibilidad de establecer el balance de material y energía de la planta entera simultáneamente, ya que cuando la tecnología es complicada se tiene que hacer mediciones de cientos de datos al mismo tiempo. De manera que el proceso tiene que ser dividido en proceso-partes, en operaciones ó grupos de operaciones adecuadamente escogidos, los balances de material y energía determinados de uno en uno, y la síntesis que constituye el balance de la planta entera. Esta división se efectúa en el diagrama de flujo, y al grupo de equipos correspondiente a un proceso-parte se le denomina la unidad operacional.

## II. LOS BALANCES DE MATERIAL Y ENERGIA DE UNA UNIDAD OPERACIONAL

### A. Variabilidad (grado de libertad) de los balances de material y energía de una unidad operacional.

La variabilidad de una unidad operacional es equivalente al número de datos necesarios y suficientes para describir la unidad inequívocamente. En la industria de procesamiento químico, una descripción completa e inequívoca significa la determinación y de cada flujo de calor. Solamente en ocasiones muy raras es necesario considerar los fenómenos eléctricos, magnéticos, etc.

Se necesita  $(m + 2)$  datos para la descripción inequívoca de una fase homogénea ( $m$  es el número de componentes) ya que la energía intrínseca y el volúmen de la fase tienen que ser determinados por sobre las cantidades de todas los componentes de acuerdo con el principio de la conservación de masa, la energía intrínseca y la cantidad de la termodinámica. En la práctica, se describe las fases por dos valores termodinámicos intensivos: la presión y la temperatura, en vez de los dos parámetros extensivos, ya que ellos describen inequívocamente la energía intrínseca y la cantidad de movimiento cuando se conoce totalmente las cantidades materiales.

En la preparación de los balances de material y calor se compila tan sólo éstos valores, que describen las diferentes fases en la forma de balances. La cantidad de los materiales que participan en el proceso químico se detalla

con las correspondientes masas, ya que éstas permanecen prácticamente constante durante el proceso de transformación, mientras que las otras características, tales como el número de moles, el volumen, etc., pueden cambiar considerablemente. En la práctica, por lo tanto, un balance de material significa un balance de masa.

Es ventajoso usar el concepto de la entalpía para describir el balance de energía de los procesos químicos, ya que ésta incluye el inevitable trabajo volumétrico que simplifica los cálculos de una manera significativa; más aún, las diversas tablas termodinámica disponibles expresan las entalpías en función de la presión y temperatura.

Desde el punto de vista de la ingeniería química, no es común establecer balances de la cantidad de movimiento intrínseco, que podrían ser usados para establecer el trabajo requerido en el bombeo, etc.

Para una descripción completa de una unidad operacional, la composición y las características termodinámicas de cada material de entrada y de salida tienen que ser determinadas. Como se ha dicho anteriormente, se puede establecer un cierto número de ecuaciones para estas características. Si el número de características es  $C$  y el número de ecuaciones es  $E$ , la variabilidad de una unidad operacional será:

$$F = C - E \quad (1)$$

Para determinar el balance de material y energía de



una unidad operacional, un número de datos independientes tienen que ser medidos, número que ha de ser exactamente igual a la variabilidad  $F$ . Posteriormente se dará algunos ejemplos para demostrar cómo se calcula la variabilidad para varios tipos de unidades operacionales.

En operaciones estacionarias, es característica de la industria química mantener la reserva de material y energía de la unidad operacional constante con el tiempo; esto es, la suma de los materiales y las energía entrando y saliendo del sistema es igual:

$$\sum_{i=1}^n L_i = 0 \quad (2)$$

$$\sum_{i=1}^n L_i \cdot h_i = Q + \sum H \quad (3)$$

donde  $L_i$  es la masa de la fase entrando o saliendo de la unidad operacional,  $n$  es el número total de fases,  $h_i$  es la entalpía específica de cada fase,  $Q$  es la transferencia de calor entre el sistema y su alrededor, y  $\sum H$  es el calor total de la reacción eventual, de la solución, mezcla, etc. (Las entradas tienen un signo +, y las salidas un signo -).

Los balances de masa de las componentes individuales se expresan de la siguiente manera:

$$\sum_{i=1}^n L_{ij} = 0 \quad (j = 1, 2, \dots, m) \quad (4)$$

donde  $L_{ij}$  es la masa de la componente  $j$  en la fase  $i$ , y  $m$  es el número total de componentes. Un componente no significa necesariamente un elemento; puede ser un compuesto, raíz ó ion que permanece invariable químicamente durante el proceso.

La Figura I muestra el esquema principal de una unidad de operación.

El número total de las características es:

(a) La masa de las $m$ componentes de $n$ fases	$n \cdot m$
(b) Dos características ter- modinámicas extensivas de las $n$ fases	$2n$
(c) La transferencia de calor en- tre el sistema y su alrededor	<u>1</u>
Total:	$n(m + 1) + 1$

El número de ecuaciones es:

(a) Número de balances de la masa específica para $m$ componentes	$m$
(b) Número de balance de ental- pía del sistema entero	<u>1</u>
total:	$m + 1$

La variabilidad del sistema será:

$$F = n(m+2) - m$$

En algunos casos es imposible establecer el balance de masa para cada componente. Para estos casos, el "resto indefinido" puede ser tratada como una sola componente. Por ejemplo, en la mayoría de los casos prácticos, la evaporación en la industria azucarera puede ser descrita con solamente tres componentes: el azúcar, el agua y el "resto". Por otra parte, en vez del "resto indefinido", la masa total de las fases puede ser tratada también como una sola componente. Naturalmente, la masa total constituye una variable independiente sólo cuando la suma de los componentes definidos es menor que la suma total.

Se puede establecer fórmulas más complicadas para los siguientes casos:

- (a) La unidad operacional se divide en sub-unidades.
- (b) Existen algunos equilibrios físicos y/o químicos entre algunas de las fases.
- (c) Cuando hay necesidad de tomar en consideración no sólo las componentes invariables sino también los diversos compuestos en los cuales ellos entran y salen del sistema.

Las fórmulas para varios casos posibles se encuentran en la tesis de Ph.D. del autor (7), y que pueden ser sintetizadas en la siguiente fórmula compleja:

excepto cuando ésta es extraordinariamente alta, se puede describir adecuadamente estas fases termodinámicamente con solo un parámetro: la temperatura. Para las fases gaseosas es necesario llevar la determinación de los dos parámetros intensivos. De esta manera, el número de datos requeridos para establecer, en la práctica, los balances de masa y entalpía es

$$F' = (n+a+p-k).(m+r+1) - p.m - e.f + g \quad (7)$$

donde  $g$  es el número de las fases gaseosas dentro de la unidad operacional.

Es característica de los procesos químicos tipo batch que la cantidad de material y energía en la unidad operacional es la misma al comienzo y al final del ciclo operacional. De manera que las ecuaciones (2), (3) y (4) pueden ser empleadas para estos casos también. La diferencia principal es que mientras que las diversas cantidades de los balances pueden ser válidas para un período de tiempo cualquiera, los balances de material y energía para los procesos batch se aplica solo para un ciclo completo, ó un múltiplo integral del mismo. Las ecuaciones (5), (6) y (7), que fueron deducidas para la variabilidad de las operaciones estacionarias, pueden igualmente ser usadas para los procesos batch pero restringidas a un ciclo completo. La diferencia más importante entre estos dos tipos de operaciones se halla en el hecho de que los procesos batch pueden ser divididos en sub-unidades, no sólo en el espacio sino también en el tiempo. Usualmente, se divide los procesos batch en los siguientes parte-procesos:

(a) Introduciendo las entradas a la unidad

- (b) Llevando a cabo la operación
- (c) Extrayendo los productos de la unidad.

Obviamente, esta división en tres partes no puede ser usada esquemáticamente para toda operación batch, pues puede haber una introducción y/o extracción de materiales durante la fase operacional (por ejemplo, se alimenta la semilla y se extrae el agua de los cristalizadores durante la cristalización del azúcar). A veces, algunos de estos parte-procesos pueden ser nuevamente sub-divididos (por ejemplo, la fase de cristalización referida anteriormente puede dividirse en evaporación, sembrío, y cristalización). Cuando se usa la ecuación (6) ó (7) para los procesos batch  $p$  se refiere al número de períodos que la entera operación se halla dividida y  $a$  es el número total de las fases presentes en el equipo, en los momentos de llevar a cabo la división de los parte-procesos.

Hay un problema especial en el caso de los procesos batch: el del material estancado. Debido a que su cantidad, composición y estado termodinámico son las mismas tanto al comienzo como al final del ciclo, su influencia es inefectiva tanto en el balance de material y energía como en la variabilidad de la operación. Pero si la última se divide en sus parte-procesos, sí existe alguna influencia del material estancado. Esto puede ser incluido en la consideración de la siguiente manera: añadir el número de sus fases a aquellos que corresponden a las salidas y entradas, y si se forman fases separadas durante la operación, añadirlo también a las fases que cruzan de un parte-proceso al siguiente.

Existe una gran variedad de casos intermedios entre

los procesos puramente estacionarios y batch. De hecho, no existe una operación puramente estacionario, ya que todo el equipo tiene que ser parado periódicamente para el mantenimiento, etc. Un caso muy común es la acumulación periódica de materiales en los equipos (por ejemplo, costra). En la práctica, se consideran procesos estacionarios a todos aquellos en los que estas periodicidades son despreciables. Por ejemplo, al comenzar y parar la operación de un evaporador que ha estado operando más o menos estacionariamente durante gran parte del año puede ser despreciado; pero si el mismo evaporador ha tenido que ser lavado por dos horas cada día, entonces es preferible considerarlo como una operación batch con un ciclo de 24 horas para los fines de cálculo.

#### B. LA SELECCION DE LOS DATOS A SER MEDIDOS

Habiendo determinado la variabilidad de una unidad operacional, se aclara el número de datos requeridos para el cálculo de los balances de material y energía. De ser posible, debe usarse todos los datos registrados continuamente en la planta, provisto de que su exactitud es satisfactoria. Si la planta continuamente registra tantos datos, ó más, como la variabilidad de la unidad operacional, entonces no hay necesidad de llevar mediciones extras, y tampoco habría caso en hacerlo, ya que exactitud de una sola medición, aún en el caso de ser repetida o prolongada, no puede igualar a aquella proveniente de un registro continuo.

Usualmente, se puede determinar una cierta cantidad de datos de los balances de las unidades operacionales adyacentes, y así se evita la repetición de las mediciones en la mayoría de los casos.

Igualmente, se puede evitar algunas mediciones mediante las conclusiones lógicas que se logra conociendo la manera cómo la unidad opera. Por ejemplo, si se pre-calienta un licor de tres componentes en un pre-calentador tubular con vapor, la ecuación (7) da una variabilidad de 14. Sin embargo, ya que el vapor y su condensado tienen solamente una componente, y sus masas tienen que ser igual cuando las paredes impermeables de los tubos que los separa del licor se pre-calienta, el número de datos que requieren ser medidos se reduce por 5.

El número verdadero de parámetros a ser medidos puede determinarse substrayendo del número calculado de la ecuación (6) ó (7) los siguientes factores: el número de datos registrados y lógicamente excluidos, y aquellos establecidos por los balances de las unidades operacionales adyacentes.

El próximo trabajo será el de decidir cuáles de los parámetros deben ser medidos. Para esto no existe una prescripción general, pero se puede detallar algunos principios básicos. Si existe la posibilidad de medir más parámetros que los necesarios, aquellos de éstos que pueden ser medidos con el mínimo margen de error relativo deben ser preferidos. De ser posible, una cantidad pequeña no debe ser calculada como la diferencia de dos cantidades grandes, aún cuando éstas pueden ser medidas con mayor exactitud. En algunos casos puede ser ventajoso el determinar más parámetros que los absolutamente necesarios, pues con ello se logra un control interno de las mediciones. Las cantidades de material debe de determinarse por peso (para materiales sólidos) ó por volumen en los tanques (para líquidos) en vez de emplear medidas de flujo, ya que estas últimas usualmente contienen un margen de error mayor que lo admisible para los balances de material y energía. Los análisis químicos usualmente arrojan resultados

más exactos que los medidores de flujo. En el caso de los equilibrios vapor-líquido, los datos de presión son usualmente más confiables que aquellos de la temperatura, ya que los indicadores de presión responden más rápidamente a los cambios que los termómetros.

### C. LA PREPARACION DEL PROGRAMA DE MEDICION, LA ORGANIZACION DE LAS MEDICIONES.

En primer lugar, hay que instalar las conexiones necesarias de los termómetros, indicadores de presión, etc. en los puntos seleccionados para la medición. Se debe de seleccionar los instrumentos con un rango de medición apropiado. Y aunque los instrumentos que se emplean son bastante simples por lo general, su exactitud debe ser probada y, de ser necesario, se debe de preparar las tablas de corrección.

Con todos los instrumentos puestos en su lugar, hay que observar sus fluctuaciones, y la frecuencia de su registro se determina en base a la fluctuación observada. Por ejemplo, una temperatura bastante constante de un proceso más o menos estacionario se mide solamente 5 a 10 veces durante todo el período de medición; pero un medidor de flujo que muestra un flujo que varía considerablemente tiene que ser registrado cada minuto, ó mas frecuentemente aún. Como una regla general, si la desviación estándar de las mediciones es  $s$  y su exactitud es  $d$ , se debe de registrar por lo menos  $s/d$  lecturas. Ya que  $s$  no se conoce con anterioridad, su valor debe ser estimado durante la observación preliminar de los instrumentos.

El período de tiempo de medición tiene que ser fijado



per adelantado. Para los procesos batch el período está dado por el tiempo de un ciclo completo. Para los procesos estacionarios, éste debe ser determinado de tal manera que las cantidades de material sean medidas con un error de alrededor de 1 por ciento.

El grupo medidor debe de organizarse con el conocimiento del número de lecturas necesarias y el período de medición. El número máximo de personas necesarias debe ser aquel que es suficiente para llevar a cabo las lecturas programadas sin un esfuerzo físico innecesario. La experiencia indica que con el termómetro bien localizado, en un lugar claro y a la altura de los ojos, las lecturas deben de realizarse por 15 a 20 segundos; de lo contrario se requiere un período de 30 segundos. Un medidor de presión puede ser leído por 10 segundos y 30 segundos para el caso de un manómetro diferencial. No se debe tener una persona caminando 2,000 metros horizontalmente y 100 metros verticalmente (en escaleras, etc,) durante un período de medición de dos horas. Para períodos más largos la carga debe ser menos; de lo contrario la exactitud de las medidas sufren las consecuencias.

En el caso de las grandes campañas de mediciones es necesario organizar el grupo medidor de tal manera que incluya un coordinador sin que tenga que llevar a cabo el deber de hacer las lecturas, que haga los arreglos necesarios en los casos imprevistos, y cuidar que los parámetros del proceso permanezcan inalterados por la interferencia de un intruso.

Cada miembro del grupo medidor debe ser instruido en detalle sobre sus deberes, sobre el comienzo y la hora de cierre de la medición, sobre la influencia de las lecturas; se le

hace notar las irregularidades eventuales con la instrucción de su conducta en tales casos, etc. Esto es especialmente importante si el grupo está conformado por gente relativamente no educada, aunque aún si los miembros del grupo son gente entrenada, una instrucción detallada no puede dejarse a un lado.

Es necesario comprobar que el programa detallado de medición esté correcto mediante una prueba de medición que permitirá corregir cualquier defecto imprevisto.

#### D. EL PROCESAMIENTO DE LOS DATOS OBTENIDOS

El procesamiento de los datos obtenidos de las mediciones es usualmente un trabajo de rutina. Para los cálculos, los promedios aritméticos de los datos pueden ser usados en la mayoría de los casos (particularmente en el caso de los procesos estacionarios). Los promedios aritméticos conllevan a resultados incorrectos solamente si se tiene que multiplicar los parámetros intensivos y extensivos entre sí que muestran una desviación estándar grande. La referencia (7) contiene algunos métodos, entre otras cosas, para estimar los posibles errores máximos incurridos y su posible eliminación.

El procesamiento detallado de los datos se efectúa usualmente al concluir la campaña de medición. Pero es deseable comprobar las mediciones de inmediato, calculando algunos de los datos característicos, ya que sólo así se descubre algunos errores cometidos durante las mediciones.

El hecho de que la planta registra sistemáticamente algunos parámetros, con lo que se dispone de sus valores pro-

medios en un período extenso, y se ha encontrado una diferencia significativa con las mediciones hechas sobre los mismos parámetros constituye un problema. En estos casos, los datos registrados y medidos no se armonizan, condición que puede eliminada midiendo los valores verdaderos de los datos registrados durante la campaña, y corrigiendo en los balances la diferencia entre los valores verdaderos y los promedios registrados de estos parámetros.

#### E. ESTABLECIENDO LOS BALANCES

Se puede establecer los balances de material y energía con los datos procesados sin mayores problemas. El último trabajo que queda es el de presentarlos claramente. La manera más expedita de hacerlo es mediante una tabla que muestra toda fase de entrada a la izquierda y las fases de salida a la derecha (3,4). Las unidades son denominadas en el título de la tabla. Si el balance de material se establece para más de un componente, las cantidades de las diferentes componentes tiene que aparecerse en columnas separadas. Se puede separar una ó dos columnas para los parámetros intensivos, tales como la temperatura, la presión, las concentraciones, etc. La tabla I muestra un balance total para el amolado húmedo y la clasificación de la bauxita.

El balance de material y energía para una unidad operacional más complicada puede formularse también de la misma manera, aunque en algunas circunstancias no es suficientemente clara ya que no indica de qué fases se originan los diferentes componentes, y a qué fases éstas cruzan. Lo mismo se aplica para las diferentes cantidades de calor. En estos casos, un caso similar puede ser usado para llevar la contabi-

lidad: se coloca por separado todas las entradas y salidas, y se muestra para todos ellos en qué fases se deben creditar o debitar, indicando las cantidades de material y energía pasando de una fase a otra. La Tabla 2 muestra los balances de material y energía para la digestión de la bauxita establecidos por el sistema de "Contabilidad."

Los balances de las unidades operacionales divididas en sub-unidades pueden ser establecidas usando cualquiera de los dos métodos mencionados arriba. Se tiene que llenar las tablas para la unidad total y para todas las sub-unidades por separado, si se usa el método tubular. Cuando se usa el método de "contabilidad", las fases cruzando de una sub-unidad a otra tienen que ser descritas en tres columnas: la columna del medio muestra los datos de la fase que cruza, la de la izquierda muestra las fases cuyas componentes, contenido de masa y energía, se originan en la primera sub-unidad, y la de la derecha, las fases a las que se transforman estas componentes en la segunda sub-unidad.

### III. LA COMPILACION DE LOS BALANCES DE MATERIAL Y ENERGIA DE LA PLANTA TOTAL DE PROCESAMIENTO.

Cuando se hayan establecido los balances de material y energía para todas las unidades operacionales de la planta de procesamiento químico, éstos pueden ser compilados de diferentes maneras. Se puede preparar los balances globales y detallados. El balance detallado es un simple ensamblaje de los balances de las unidades operacionales. Esto se hace de manera que las tablas con los valores de material y energía sean ordenados en un diagrama de flujo, con indicación esque-

mática de las unidades operacionales y los flujos del material (3,8,9). Pero este método es difícil, en algunos casos imposible, de llevar a cabo cuando los procesos son complicados.

Los balances globales no contienen los flujos del material y de la energía entre las diversas unidades operacionales, si no solamente las entradas y salidas de la planta. De manera que mientras que los balances detallados contienen una masa de datos que dificulta su estudio, los balances globales arrojan muy poca información. Sin embargo, existen dos formas más expeditas de compilar los balances de una planta: el diagrama tecnológico de flujo y el diagrama de Shankey.

Un diagrama tecnológico de flujo estándar muestra los equipos, sus conexiones, todo el material que entra y sale de estos equipos y los datos físicos, químicos y cuantitativos necesarios. Sólo se necesita mostrar uno de los equipos que opera paralelamente provisto que se indica su número y tipo. Se tiene que mostrar no solamente los datos de los procesos tecnológicos principales sino de los auxiliares también. Como se indica esta descripción, el diagrama tecnológico de flujo debe contener todos los datos de los balances de material y energía, de manera que representa adecuada y vívidamente estos balances.

Otra representación vívida es el denominado diagrama de Shankey (10,11). En éste, los diversos equipos o unidades operacionales son representados por cuadrángulos, y los flujos de material y energía por trazos de unión, cuyo grosor es proporcional al flujo. Los flujos de material y energía se presentan en diagramas separados. La cantidad de las di-

versas componentes puede ser señalada en el diagrama describiendo los flujos del material, particularmente si la cantidad no es muy pequeña. Para los componentes menores, es adecuado preparar diagramas aparte con una escala diferente. Para mayor claridad, los trazos que representan los diversos componentes pueden ser coloreados ó pueden escribirse en ellos los componentes que representan.

Aunque los diagramas de Shankey son muy descriptivos, su exactitud no es comúnmente suficiente, de manera que es aconsejable incluir en ellos las diversas cantidades descritas en números también. Las temperaturas y las presiones pueden ser indicadas en los diagramas de flujo de energía. Tanto los diagramas tecnológicos de flujo como aquellos de Shankey pueden referirse a unidades de tiempo (t/h, MJ/h) ó a unidades de producto (t/t, MJ/t).

La labor más importante viene después de compilar los balances de material y energía; y es, la discusión de las conclusiones que se pueden extraer de ellos. Si los balances han sido establecidos para analizar el aspecto energético de la planta, ellos deben ser analizados para determinar la posible reducción de las pérdidas de calor relacionadas con una operación en particular, ó los posibles cambios tecnológicos que puedan conllevar a una reducción en el consumo de la energía. La referencia (7) contiene un número de ejemplos para estas dos posibilidades.

## REFERENCIAS

- (1) Benedek, P.: A. Kémiai Technológiai Számítások Fizikokémiai Alapjai (Fundamentos Físico-químicos Para el Cálculo Tecnológico en la Química). Vol. I. Tankönyvkiadó, Budapest, 1951.
- (2) Benedek, P.: Stacionárius Muveleti Egységek Leírása (La Descripción de la Unidad Estacionaria), Magyar Kémikusok Lapja, 1960. No. 8.
- (3) Kölbl, Schulze: Projektierung und Vorkalkulation in der Chemischen Industrie, Springer, 1960.
- (4) Cremer, Davies: Chemical Engineering Practica, Vol. I
- (5) Vilbrandt, F.C.: Chemical Engineering Plant Design, New York, 1949.
- (6) Norman, S.: The Design of Chemical Manufacturing Processes, Int. Chem Eng. 31 (1950)
- (7) Siklósi, P.: Vegyipari Üzemek Anyag - és Energiamerlegei Felvételének Módszerei. Műszaki Doktori Ertekezés ( Métodos de Determinación de los Balances de Material y Energía de las Plantas Químicas Industriales Tesis de PhD.) Veszprémi Vegyipari. Egyetem, 1962.
- (8) Hopton, G.U.: Preparation of Flow Diagrams for Full-Scale Production, Vol. I.
- (9) Ross, T.K.: An Introduction to Chemical Engineering, London, 1953.

- (10) Schoenemann, K.: Denkweise und Arbeitsmethodik der modernen chemischen Technik, Chem.Ind.5.(1953)
- (11) Schoenemann,K.: Das neue Rheinauer Holzvezzuckerungsverfahren, Stockholm, 1953.

TABLA 1. BALANCES DE MATERIAL Y ENERGIA DE AMOLADO HUMEDO Y LA CLASIFICACION DE LA BAUXITA (Forma Tubular

UNIDAD OPERACIONA: AMOLADO HUMEDO Y CLASIFICACION						
ENTRADAS						
Fases	t <sup>o</sup> C p (bar)	Masa t/t	Na <sub>2</sub> O t/t	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> t/t	H MJ/t	
Bauxita Fase se- ca	20 -	2.46	-	1.242	42	
Bauxita Humedad Adh.	20 -	0.54	-	0.503	46	
Licor a- molado	73.5 -	6.34	1.194	0.503	1641	
Total		9.34	1.194	1.745	1729	

(Cuadro sigue)

SALIDAS					
Fases	t <sup>o</sup> C p (bar)	Masa t/t	Na <sub>2</sub> O t/t	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> t/t	H MJ/t
clasifica- do. Fase sólido	62.5 -	2.24	-	1.090	117
clasifica- do. Fase lí- quida	62.5 -	7.10	1.194	0.655	1566
Pérdidas de calor	-	-	-	-	46
Total		9.34	1.194	1.745	1729

TABLA 2. BALANCES DE MATERIAL Y ENERGIA DE LA DIGES-  
(Forma "Contabilidad")

ENTRADAS				
Fases de Entrada	Masa t/t	Na <sub>2</sub> O t/t	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> t/t	H MJ/t
Slurry* de Bauxita fase sólido	1.70	-	0.713	113
Slurry de Bauxita Fase líquido	13.04	2.211	1.460	3538
Vapor	2.72	-	-	8181
<b>Total:</b>	<b>17.46</b>	<b>2.211</b>	<b>2.173</b>	<b>11832</b>

\* mezcla aguada

sigue →

ACION DE LA BAUXITA

Creditado a las Fases de Salida	Masa t/t	Na <sub>2</sub> O t/t	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> t/t	H MJ/t
Slurry de escape				
-Fase s3lida	1.04	-	0.196	71
-Fase l3quida	0.66	-	0.517	42
Slurry de escape				
-Fase s3lida	0.08	0.081	-	4
-Fase l3quida	12.95	2.130	1.460	3534
Condensado	1.96	-	-	1294
Vapor con condensado	0.36	-	-	1013
Slurry de escape				
-Fase l3quida	0.40	-	-	5192
-Fase s3lida	-	-	-	100
P3rdidas de calor	-	-	-	582
<b>Total:</b>	<b>17.46</b>	<b>2.211</b>	<b>2.173</b>	<b>11832</b>

TABLA 2. BALANCES DE MATERIAL Y ENERGIA  
(Forma "Contabi

Debitado a las Fases de entrada	Masa t/t	Na <sub>2</sub> O t/t	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> t/t	H MJ/t
Slurry*de Bauxita				
-Fase sólida	1.04	-	0.196	71
-Fase líquida	0.08	0.081	-	4
Vapor	-	-	-	100
Slurry de Bauxita				
-Fase sólida	0.66	-	0.517	42
-Fase líquida	12.96	2.130	1.460	3534
Vapor	0.40	-	-	5192
Vapor	1.96	-	-	1294
Vapor	0.36	-	-	1013
Vapor	-	-	-	582
<b>Total</b>	<b>17.46</b>	<b>2.211</b>	<b>2.173</b>	<b>11832</b>

\* mezcla aguada

Sigue →

DE LA DIGESTION DE LA BAUXITA  
 lidad)

(Continuación)

Fases de Salida	Masa t/t	Na <sub>2</sub> O t/t	Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub> t/t	H MJ/t
Slurry de escape -Fase sólida	1.12	0.081	0.196	175
Slurry de escape -Fase líquida	14.02	2.130	1.977	8768
Condensao	1.96	-	-	1294
Vapor con condensao	0.36	-	-	1013
Pérdidas de calor	-	-	-	582
<b>Total:</b>	<b>17.46</b>	<b>2.211</b>	<b>2.173</b>	<b>11832</b>

FIGURA 1.

ESQUEMA PRINCIPAL DE UNA UNIDAD OPERACIONAL

