

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA**  
**FACULTAD DE INGENIERÍA, GEOLÓGICA, MINERA Y METALÚRGICA**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA METALÚRGICA**



**CIRCUITO CONVENCIONAL DE MOLIENDA Y  
CLASIFICACIÓN  
AJUSTE DE LAZOS DE CONTROL DE PRIMER ORDEN  
USANDO MODELOS EMPÍRICOS  
UNA APLICACIÓN EN SISTEMAS DE CONTROL  
AUTOMÁTICO**

**TESIS**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:  
INGENIERO METALURGISTA**

Presentada por:  
**MARIO ANTONIO PAREDES MALCA**

**Lima – Perú  
2005**

A Micaela Sofía

Para que mientras crezca, aprenda  
a leer jugando y danzando.

Y a Tanya por su mirada inspiradora  
y su permanente apoyo.

“... nuestra Ciencia, nuestra Técnica,  
nuestro Humanismo, nuestra Cultura,  
tenemos que relacionarlos con nuestra  
realidad...”

Mario Samamé Boggio, 1960

“ el hombre carece de  
servomecanismos conductuales porque la  
inteligencia superior, caracterizante de  
nuestra especie, es en principio y en teoría  
nuestro gran sistema de control...”

Marco A. Denegri, marzo 2005.

**Circuito convencional de molienda y clasificación.  
Ajuste de lazos de control de primer orden usando métodos empíricos.  
Una aplicación en sistemas de control automático.**

Abstract

Introducción

Reconocimiento

Lista de figuras

Lista de tablas

Lista de cuadros

Lista de símbolos

**Página**

**CAPÍTULO 1: Control de procesos y sistemas de control**

1.1. - La necesidad del control automático	1
1.2. - Definición del control automático	2
1.3.- Términos importantes y objetivos del control automático de procesos	4
1.4. - Razones principales para el control de procesos	5
1.5. - Base de conocimientos para el control de procesos	5
1.6 - Normativas internacionales: Instrumentación, Sistemas y Automatización	13
1.7. - Símbolos, descripciones y estándares	14

**CAPÍTULO 2: Sistemas de control y supervisión**

2.1. - Sistemas de control basados en controladores de lógica programable	20
2.2. - Punto de vista histórico	21
2.3. - Clasificación de PLCs	22
2.4.- 'Diagrama-Escalera' (Ladder logic)	22
2.5.- Sistemas de control distribuido (DCS)	27
2.6.- Sistemas de control basados en PCs: Software SCADA y OPC	33

### **CAPÍTULO 3: Operaciones unitarias de molienda y clasificación**

3.1.- Apunte histórico	36
3.2.- Geología del yacimiento	37
3.3.- Planta de molienda y clasificación	38
3.4.- Circuito de molienda y clasificación: Caso de estudio	42

### **CAPITULO 4: Sistemas de supervisión y control instalados**

4.1.- Estado actual de los sistemas de control	47
4.2.- Arquitectura general del sistema de control integrado	48
4.3.- Descripción de los sistemas particulares	49
4.4.- Estaciones de supervisión	59
4.5.- Estaciones de ingeniería	61
4.6.- Características del software SCADA-Conductor NT	62
4.7. - Características del software Engineer IT- Composer	64

### **CAPITULO 5: Propuesta de trabajo-tesis de investigación**

5.1.- Datos nominales	68
5.2.- Marco conceptual	69
5.3.- Antecedentes	92
5.4.- Fundamentos de la tesis	95
5.5.- Productos de la tesis	98
5.6.- Alcances de la tesis	99

### **CAPITULO 6: Control automático-circuito de molienda y clasificación**

6.1.- Cuestiones importantes sobre el control de los circuitos	101
6.2.- Control del circuito de molienda por vía húmeda	101
6.3.- Consideraciones sobre la 'filosofía del control'	115
6.4.- Distribución de la descarga del molino de barras	117
6.5.- Alimentación de carga fresca al circuito	119
6.6.- Porcentaje de sólidos: descarga del molino de barras	120
6.7.- Porcentaje de sólidos: Overflow hidrociclones	121
6.8.- Flujo de alimentación hacia los hidrociclones	121

## **CAPITULO 7: Instrumentación: estrategias y diagramas de control**

7.1.- Narrativas y lazos de control	124
7.2.- Instrumentación: dispositivos de medición, regulación y control	129
7.3.- Estrategias de control	131
7.4.- Esquemas de programación de bloques: Documentos lógicos de control	133

## **CAPITULO 8: Algoritmos de control, controladores y su sintonía**

8.1.- Algoritmos de control	138
8.2 Configuraciones de controladores	141
8.3.- Evolución del tipo de controladores	141
8.4.- Ajustes de la ganancia del controlador	143
8.5.- Teoría del Predictor de Smith	145
8.6.- Sintonía de controladores y esquemas de bloques	148
8.7.- Método de la curva de reacción: modelos empíricos	156

## **CAPITULO 9: Estrategias de control reconocidas**

9.1.- Circuitos de molienda por vía húmeda	160
9.2. - Circuito con molino de barras-molino de bolas	162
9.3.- Circuitos de molienda: molinos de barras y bolas	164
9.4. - Sistemas de control: Circuitos con molino de bolas-hidrociclón	167
9.5. - El circuito de molienda y el sistema de control general	174
9.6. - Modelos empíricos: método de la curva de reacción	175
9.7. - Procedimientos y pruebas de implementación	177

## **CAPITULO 10: Modelos, indicadores, conclusiones y recomendaciones**

10.1. - Modelos empíricos	190
10.2.- Esquema típico: funciones de primer con retardo	195
10.3.- Gráficos de respuesta: obtención de parámetros	204
10.4. - Resultados operacionales	212
10.5.- Valor de la utilidad económica	214
10.6.- Conclusiones y recomendaciones finales	217

Bibliografía

## **ABSTRACT**

In accordance with that studied, it is important to consider control systems integrated in Mineral Processing Plants with new instrumentation technologies, automation and computer science incorporate together with the concepts of theory of the control (and Process Control). This objective is pursued in global, interdisciplinary form and coordinately.

With the changes considered in the strategies of control of the grinding-classification circuits it could be obtained improvements in the treatment capacities. An alternative considers two controllers working in cascade mode. A algorithm PID and a Smith Predictor consider any changes in the hardness and the distribution of size for control of the tonnage, and it distributes the discharge from one Rod-mill to other three Ball-mills homogeneously, so that the slurry reaches the best conditions.

Using the well-known circuits and the installed instrumentation intends a better use. Later on it could be determined and to make substitutions for soft-sensors to infer not measured available. It is already known of control in mill plants and of columnar and conventional flotation by means of specially developed models.

Proposal a vision of the integrated automation system is left, what constitutes the global product of a project, and that it includes applications of support software to the operation to contribute to a better operation and to favor a sustainable culture of the automation.

When putting in coordinated action the capacities that has our country for the technological development in the area of the automation in the mining, it is sought to generate a sustained activity and coordinated in investigation and development that it transcends in the time.

A focus this way for the realization of projects it would facilitate a saving for the most effective use in the current automation systems. The returns on capital invested ascend if we incorporate the system of integrated control, including the proposed innovations.

## INTRODUCCIÓN

Los recientes montos de inversión vinculados al procesamiento de minerales han sido – y serán- relativamente importantes. Se destacan sendas ampliaciones en las concentradoras de *Cuajone (1999)* y *Toquepala (2002)* de SPCC; las nuevas plantas hidrometalúrgicas de *Pierina (1998)* y *Tintaya (2000)*; la concentradora Antamina (2002) y, en el corto plazo, los proyectos de *Cerro Verde, Alto Chicama*.

Las aplicaciones de automatización significan la combinación de tecnologías de instrumentación y teoría del control con la informática. Esta firme tendencia propone que los metalurgistas aprendan y apliquen las teorías del Control de Procesos, lo mismo que los conceptos que se discuten al desarrollar proyectos. El desarrollo de nuevas capacidades debería orientarse a cubrir objetivos profesionales específicos; a saber:

- Plantear y diseñar estrategias sencillas de control;
- Analizar y entender las estrategias más complejas propuestas por especialistas;
- Diagnosticar y resolver problemas sencillos en un sistema de control;
- Participar en la gestión de la adquisición de un sistema de control.

Y no se requeriría un dominio profundo de las teorías de control, basadas en planteamientos matemáticos algunas veces complejos. Proponemos un enfoque más práctico del Control de Procesos –*claro que, sin navegar al extremo opuesto*- alcanzando algunas recetas útiles, más o menos justificadas. El soporte teórico ha de ser el que nos permita discernir entre *porqué, cómo y cuándo* aplicar una técnica de control específica sin dejar de comprender las limitaciones que puede representar



Un enfoque mixto sería una propuesta inicial: dejar de lado, circunstancialmente, el modelado del comportamiento dinámico de procesos, las técnicas de análisis dinámico y el diseño de controladores, pensando en la instrumentación básica de control y en algunas técnicas reconocidas por su aplicación, teniendo en cuenta que quienes no recibieron la formación orientada al control y la automatización necesitan herramientas que les permitan adquirir o completar una formación en Control de Procesos.

El modelado empírico de la dinámica de procesos, las reglas de ajuste de controladores, la forma de incrementar la calidad del control mediante técnicas avanzadas, o la realización física de las estrategias de control mediante computadores de control distribuido, se constituyen en temas que tienen una aplicación práctica inmediata.

Una forma de satisfacer el enfoque práctico resultaría al atender una necesidad sin inversión ni mantenimiento considerables. Y con la potencia de cálculo actual de los computadores personales, unida a la economía de su adquisición, sería posible la realización de prácticas sobre simulaciones registrando información de procesos reales. Existe en el mercado "*software*" especializado en simulación que incorpora rutinas de control, y con el que se facilita la tarea del ajuste de controladores y lazos de control.

En general, el problema del control, junto con las técnicas disponibles y la instrumentación para implementar una solución, requiere de un esfuerzo interdisciplinario.

## **RECONOCIMIENTOS**

El desarrollo del presente trabajo o caso-estudio que ofrecemos como propuesta y planteamiento ha contado con el apoyo y aportes, imprescindibles, de los siguientes profesionales

- Eduardo A. Núñez Lazarte. Ingeniería Electrónica. Universidad Católica de Santa María, Arequipa
- Walter Espinoza Salazar. Ingeniería Metalúrgica. Universidad Nacional de San Agustín, Arequipa
- Carlos León Aguilar. Ingeniería Química. Universidad Nacional de Trujillo
- Javier Oliart Alencastre. Electrotecnia y Sistemas. TECSUP, Arequipa

## LISTA DE FIGURAS

	Página.
Figura 1.1. Esquema básico de un lazo de control	2
Figura 1.2. Respuesta de un proceso de primer orden a un cambio en escalón.	8
Figura 1.3. Esquema de P&ID	15
Figura 2.1. Conexión en puente entre dispositivos	24
Figura 2.2. Conexión en puente DH + distribuida	24
Figura 3.1. Vista antigua de la sección 2 B de molienda primaria – secundaria.	40
Figura 3.2. Vista Actual de la sección 2B de molienda primaria – secundaria.	41
Figura 3.3. Esquema básico P & ID y PFD	45
Figura 4.1. Arquitectura General Sistema de Control Toquepala	48
Figura 4.2. Arquitectura – Chancado Secundario y Terciario	50
Figura 4.3. Arquitectura – Relaves	53
Figura 4.4. Sección # 5 – Molienda – Clasificación – Flotación	56
Figura 4.5. Planta de Moly I Filtros.	58
Figura 4.6. Estaciones de Supervisión	59
Figura 4.7. Estaciones de Ingeniería	61
Figura 4.8. System Architecture – Single & Multiple Users	66
Figura 6.1. Instrumentación básica para circuito sin variador de velocidad	106
Figura 6.2. Instrumentación básica para circuito con variador de velocidad	106
Figura 6.3. Instrumentación para circuitos con medidores de sólidos	107
Figura 6.4. Lazo de control de nivel Splitter – Sur	118
Figura 6.5. Lazo de control de nivel Splitter – Norte	118
Figura 6.6. Lazo cascada – control de alimentaria Fresa	120
Figura 6.7. Lazo – control del porcentaje de sólidos	121

Figura 6.8.	Lazo – control del porcentaje de sólidos en relave del hidrociclón	121
Figura 6.9.	Lazo – control de alimentación al hidrociclón.	122
Figura 7.1.	Lazo de control – Nivel promedio y tonelaje	133
Figura 7.2.	Lazos de control – Niveles y Splitters sur y norte.	134
Figura 7.3.	Lazo de control – Vadeador de Velocidad	135
Figura 7.4.	Lazo de control – Porcentaje de sólidos	136
Figura 8.1.	Respuesta escalón de un proceso de primer orden más tiempo muerto en la que se ilustra la definición gráfica de tiempo muerto, $t_0$ y constante de tiempo $t$ .	146
Figura 8.2.	Parámetros del modelo POM TM que se obtiene mediante el método 1.	147
Figura 8.3.	Parámetros del modelo POM TM que se obtiene mediante el método 2.	147
Figura 8.4.	Parámetros del modelo POM TM que se obtiene mediante el método 3.	148
Figura 8.5.	Esquema de un lazo de control abierto	149
Figura 8.6.	Esquema de un lazo de control cerrado	149
Figura 8.7.	Simulación Sistema de Lazo cerrado – controlador P.	150
Figura 8.8.	Simulación Sistema de Lazo cerrado – controlador PI.	151
Figura 8.9.	Simulación Sistema de Lazo cerrado – controlador PD.	152
Figura 8.10.	Comparación del comportamiento de los controladores P, PI, PD Y PID.	153
Figura 8.11.	Esquema de bloques del Control en Cascada	154
Figura 8.12.	Esquema de bloques del Control en Relación.	155
Figura 8.13.	Esquema de bloques de control predictivo	156
Figura 9.1.	Estrategia de Control Inicial	185
Figura 9.2.	Estrategia de Control Propuesta	187
Figura 10.1	Esquema de bloque de un lazo de control cascada	193
Figura 10.2.	Parámetros – curva típicos del método de Curva de reacción.	196
Figura 10.3.	Respuesta al salto – escalón en lazo abierto	197

Figura 10.4. Curva de reacción – lazo nivel & cajón – Splitter	204
Figura 10.5 Curva de reacción: Peso & variador de frecuencia	204
Figura 10.6. Curva de reacción: Nivel Promedio & t/h.	205
Figura 10.7 Curva de reacción: flujo (caudal) & válvula	205
Figura 10.8. Tabla parcial de datos: Sintonía Inferencial Smith Controller (Data – Sheet)	206
Figura 10.9. Curva del Modelo Inferencial Smith Controller	206
Figura 10.10: Circuito Cerrado Inverso (simulador)	208
Figura 10.11. Parámetros – Software de Ajuste Automático	211
Figura 10.12. Curvas– Software de Ajuste Automático	212

## LISTA DE TABLAS

		Página
Tabla 7.1	Control de Distribución de Descarga del Molino de Barras, Splitter Sur.	124
Tabla 7.2.	Control de Distribución de Descarga del Molino de Barras, Splitter Norte	125
Tabla 7.3.	Control de Alimentación de Carga Fresca al Circuito	125
Tabla 7.4.	Control de Porcentaje de Sólidos de la Descarga del molino de Barras.	126
Tabla 7.5.	Control de Porcentaje de Sólido del Rebose hidrociclón 2B1	126
Tabla 7.6.	Control de Porcentaje de Sólido del Rebose hidrociclón 2B2	127
Tabla 7.7.	Control de Porcentaje de Sólido del Rebose hidrociclón 2B3	127
Tabla 7.8.	Control de Presión en la línea de flujo de Alimentación al hidrociclón 2B1	128
Tabla 7.9.	Control de Presión en la línea de flujo de Alimentación al hidrociclón 2B2	128
Tabla 7.10.	Control de Presión en la línea de flujo de Alimentación al hidrociclón 2B3	129
Tabla 7.11.	Sensores y activadores de Molienda y Clasificación Sección 2B (Existente).	130
Tabla 10.1	Parámetros según Ziegler & Nichols.	197
Tabla 10.2	Parámetros según Cohen & Coon.	198
Tabla 10.3.	Método Empírico de obtención de parámetros	207
Tabla 10.4	Significado de los parámetros – DCS	207

## **LISTA DE CUADROS**

	<b>Página</b>
Cuadro 1.1. Diagramas de Álgebra de Bloques	11
Cuadro 1.2. Diagramas de Álgebra de Bloques	12
Cuadro 1.3. Uso de Nomenclatura para denominación del TAB – NAME	14
Cuadro 1.4. Especificaciones ISA – Montaje Controladores	17
Cuadro 1.5. Especificaciones ISA- Líneas de Conexión	17
Cuadro 1.6. Especificaciones ISA – Nomenclaturas	18
Cuadro 4.1. Sistema de Control Instalados	47
Cuadro 6.1. Tabla de Costos, instrumentación en circuito convencional	107
Cuadro 10.1 Comparaciones entre rendimientos en molienda de barras	215
Cuadro 10.2 Cálculo de utilidad (estimado)	215
Cuadro 10.3 Inversión Aproximado.	216

## Nomenclatura de símbolos

$A$	Cantidad del cambio, función de transferencia
$A/s$	Salto-escalón en dominio de Laplace
$T_i(t), T(t)$	Variables de desviación de entrada y de salida, respectivamente
$T(s)$	Representación de transformada de Laplace
$G(s)$	Representación general de una función de transferencia
$U(s), Y(s), \theta_2(s)$	Transformada de Laplace de la variable de salida
$E(s), X(s), \theta_1(s)$	Transformada de Laplace de la función de forzamiento o variable de entrada
$\tau, \tau_0$	Constante de tiempo, función de transferencia de primer orden
$T_1 \dots T_n$	Constante de tiempo, función de transferencia
$\theta, \tau_0$	Retardo de tiempo, función de transferencia de primer orden
$K_c$	Constante de ganancia de proceso
$K_d$	Constante de tiempo integral
$K_p, k_0$	Constante de ganancia proporcional
$T_i$	Tiempo integral
$T_d$	Tiempo derivativo
$u(t)$	Función de la variable de salida, dominio de tiempo
$e(t)$	Error de medición, dominio de tiempo
$G_1 \dots G_n$	Funciones de transferencia



## **CAPÍTULO 1**

### **Control de Procesos y Sistemas de Control**

#### **1.1.- La necesidad del control automático**

La medición y el control en la industria son muy importantes; tanto desde el punto de vista del funcionamiento correcto del proceso como desde la consideración del balance adecuado de materias primas o de productos finales.

La implantación del control automático de procesos industriales es hoy en día una actividad que tiene cada vez más un carácter multidisciplinario y en la que intervienen aspectos técnicos, científicos y económicos. La visita a cualquier industria de procesos, sugiere la idea de que la fábrica pertenece ya al futuro en el sentido de que el movimiento y transformación de las materias tiene lugar '*automáticamente*'.

Los procesos que se realizan pueden ser continuos, con un flujo de materias a través de los distintos mecanismos de transporte y discontinuos con un flujo intermitente de materias.

En ambos casos, el control del proceso colabora en la fabricación de materiales de alto valor de venta a partir de la transformación química y mecánica de las materias primas. Así ocurre en la industria metalúrgica con el procesamiento de minerales.

En todos estos procesos se controlan diversas variables: la presión, el caudal, el nivel, la temperatura, el pH, la conductividad; y se efectúan medidas de las propiedades físicas y químicas de los materiales objeto de análisis.

La necesidad de obtener productos competitivos con alto rendimiento, de características repetitivas y cuya calidad se mantenga estable dentro de las especificaciones de fabricación, y la creciente

preocupación en el ahorro de la energía consumida en la fabricación y en la conservación del medio ambiente, obligan a controlar automáticamente el proceso industrial, puesto que las condiciones de fabricación indicadas son imposibles o muy difíciles de conseguir realizando exclusivamente un control manual.

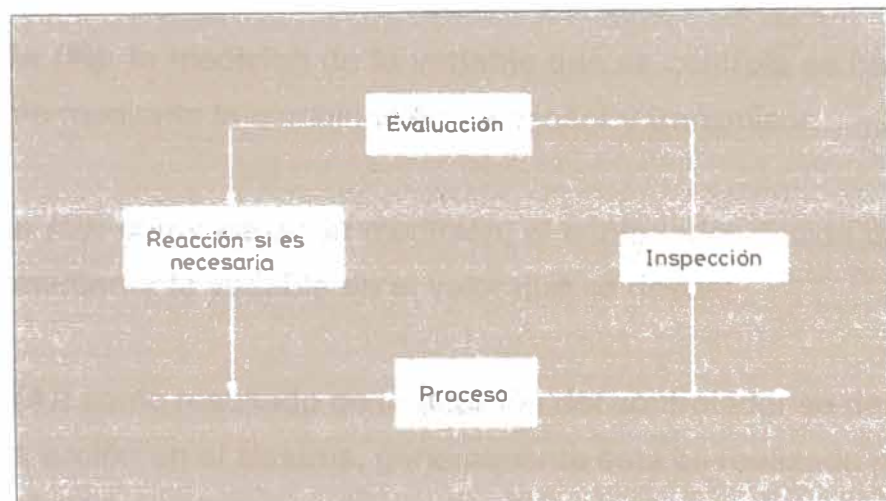
### **1.2.- Definición del control automático**

El significado del término control automático de procesos es un caso particular del termino «*automatización*», el cual puede definirse de dos formas extremas:

- 1.- Control automático de la fabricación de un producto a través de varias etapas con el uso libre de maquinaria para ahorrar trabajo manual y esfuerzo mental; y,
- 2.- La sustitución o ayuda del esfuerzo mental del hombre en la fabricación de un producto.

La automatización se basa en el concepto de lazo de control de retroalimentación automático (ver la siguiente figura).

**Figura 1.1: Esquema básico de un lazo de control <sup>(1)</sup>**



Se muestra un esquema básico y universal con las acciones que explicarían un LAZO CERRADO de control automático:

**Inspección**, medir el objeto fabricado, lo que en control de procesos equivale a captar la variable a través de un elemento de medida o de transmisión; **Evaluación**; comparación de la variable de proceso con el valor deseado y elaboración de la señal de corrección; **Respuesta**, requerida si el valor de la variable debe ser controlado, dependiendo del tipo de proceso.

Los cuatro componentes básicos de todo sistema de control son:

- 1.- **Sensor (detector)**, que también se conoce como elemento primario;
- 2.- **Transmisor**, el cual se conoce como elemento secundario;
- 3.- **Controlador**, que es el 'cerebro' del sistema de control.;
- 4.- **Elemento final de control**, elementos finales de controles utilizados: válvula de control, variadores de velocidad variable, fajas transportadoras, etcétera.

La importancia de estos componentes estriba en que *realizan las tres operaciones básicas* que deben estar presentes *en todo sistema de control*; estas operaciones son:

- 1.- **Medición (M)**: la medición de la variable que se controla se hace generalmente mediante la combinación de sensor y transmisor;
- 2.- **Decisión (D)**: con base en la medición, el controlador decide que hacer para mantener la variable en el valor que se desea;
- 3.- **Acción (A)**: como resultado de la decisión del controlador se debe efectuar una acción en el sistema, generalmente ésta es realizada por el elemento final de control.

El ingeniero que diseña el sistema de control debe asegurar que las acciones emprendidas tengan su efecto en la variable

controlada; es decir, que repercuta en el valor que se mide. De lo contrario el sistema no controla y puede ocasionar más perjuicio que beneficio.

El trabajo consiste en diseñar un sistema de control que pueda mantener la variable controlada en el punto de control; cuando se ha conseguido, debe ajustarse el controlador de manera que se reduzca al mínimo la *operación de ensayo y error* que se requiere para mantener el control estable.

### **1.3 Términos importantes y objetivos del control automático de procesos <sup>(1)</sup>**

Es necesario definir algunos de los términos que se usan en el campo del control automático de procesos.

El primer término es **variable controlada**, ésta es la variable que se debe mantener o controlar dentro de algún valor deseado. El segundo término es **punto de control**, el valor que se desea tenga la variable controlada. La **variable manipulada** es la variable que se utiliza para mantener a la variable controlada en el punto de control.

Cualquier variable que ocasiona que la variable de control se desvíe del punto de control se define como perturbación; en la mayoría de los procesos existe una cantidad de perturbaciones diferentes. En la industria de procesos, estas perturbaciones son la causa más común de que se requiera el control automático de procesos; si no hubiera alteraciones, prevalecerían las condiciones de operación del diseño y no se necesitaría supervisar continuamente el proceso. Los siguientes términos también son importantes:

**1.3.1.- Circuito abierto o lazo abierto**, se refiere a la situación en la cual se desconecta el controlador del sistema, es decir, el controlador no realiza ninguna función relativa a cómo mantener la

variable controlada en el punto de control; otro ejemplo en el que existe control de circuito abierto es cuando la acción (A) efectuada por el controlador no afecta a la medición (M). De hecho, ésta es una deficiencia fundamental del diseño del sistema de control.

**1.3.2.- Control de circuito cerrado**, se refiere a la situación en la cual se conecta el controlador al proceso; el controlador compara el punto de control (la referencia) con la variable controlada y determina la acción correctiva.

Con la definición de estos términos, el objetivo del control automático de proceso se puede establecer como sigue: *“El objetivo del sistema de control automático de procesos es utilizar la variable manipulada para mantener a la variable controlada en el punto de control, a pesar de las perturbaciones”*.

#### **1.4.- Razones principales para el control de procesos**

- 1.- Evitar lesiones al personal de la planta o daño al equipo. La **seguridad** siempre debe estar en la mente de todos, esta es la consideración más importante;
- 2.- Mantener la calidad del producto (composición, pureza, color, densidad, etcétera) en un nivel continuo y con un costo mínimo;
- 3.- Mantener la tasa de producción de la planta al costo mínimo.

#### **1.5.- Base de conocimientos para el control de procesos**

Para estudiar el *control de procesos* es importante entender el comportamiento dinámico de los procesos; por consiguiente, es necesario desarrollar el sistema de ecuaciones que describe

diferentes procesos (modelos); para desarrollar modelos es preciso tener conocimientos matemáticos.

En el control de procesos se usan las transformadas de Laplace, ya que con ellas se simplifica en gran medida la solución de las ecuaciones diferenciales y el análisis de los procesos y sus sistemas de control. También se requieren conocimientos básicos de álgebra de números complejos.

Otro recurso importante para el estudio y práctica del control de procesos es la simulación por computadora. Muchas de las ecuaciones que se desarrollan para describir los procesos son de naturaleza no lineal y, en consecuencia, la manera más exacta de resolverlas es mediante métodos numéricos.

### **1.5.1.- Matemáticas en el análisis de los lazos de control <sup>(2)</sup>**

Se ha comprobado que las técnicas de transformada de Laplace y de linealización son particularmente útiles para el análisis de la dinámica de los procesos y el diseño de sistemas de control, debido a que proporcionan una visión general del comportamiento de gran variedad de procesos e instrumentos. La técnica de simulación por computadora permite realizar un análisis preciso y detallado del comportamiento dinámico de sistemas específicos, pero rara vez es posible generalizarlo.

El método de la transformada de Laplace para resolver ecuaciones diferenciales lineales permite convertir una ecuación diferencial lineal en una algebraica que, a su vez, permite el desarrollo del muy útil concepto de funciones de transferencia.

Puesto que las ecuaciones diferenciales que representan la mayoría de los procesos son no lineales, se introduce el método de

linealización para aproximarlas a las ecuaciones diferenciales lineales, de manera que se les pueda aplicar la técnica de transformadas de Laplace.

### **1.5.2.- Funciones de transferencia de primer orden <sup>(2)</sup>**

Se llama función de transferencia de primer orden porque se desarrolla a partir de una ecuación diferencial de primer orden. El nombre de *función de transferencia* proviene del hecho de que con la solución de la ecuación se *transfiere la entrada* o función de forzamiento,  $T_i(t)$ , a la salida o variable de respuesta,  $T(t)$ .

Sea la ecuación diferencial lineal,  $\tau s T(s) - \tau T(0) + T_i(s) = T_i(s)$

Si,  $T(0) = 0$ , algebraicamente se tiene:  $T(s) = \frac{T_i(s)}{(\tau s + 1)}$

O, lo que es lo mismo:  $\frac{T(s)}{T_i(s)} = \frac{1}{(\tau s + 1)}$

Si se supone que la variable de entrada,  $T_i(t)$ , se incrementa en  $A$  unidades; es decir, sufre un cambio en escalón con  $A$  unidades de magnitud, esto se expresa matemáticamente como sigue:

$$T_i(t) = T_i \quad t < 0$$

$$T_i(t) = T_i + A \quad t \geq 0$$

O, de otra forma:  $T_i(t) = A \mu(t)$

La respectiva transformada de Laplace es:  $T_i(s) = \frac{A}{s}$

Sustituimos y obtenemos:  $T(s) = \frac{A}{s(\tau s + 1)}$

Y con el uso de fracciones parciales, la transformada inversa de Laplace será:

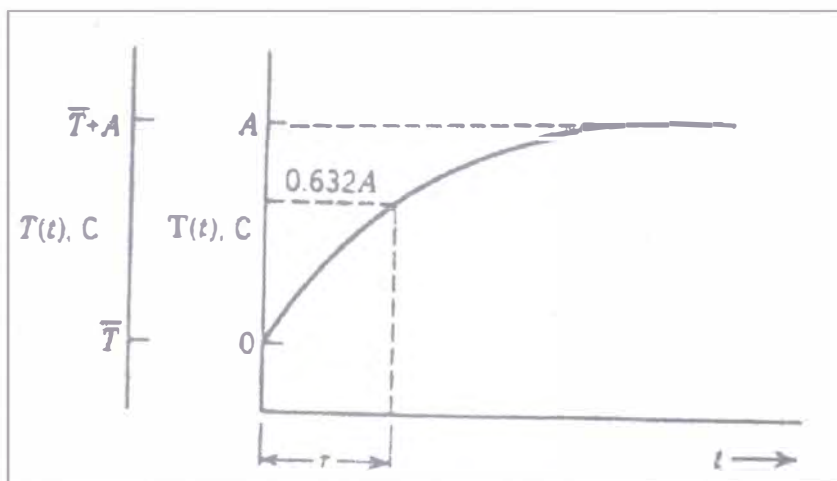
$$T(t) = A \left( 1 - e^{-\frac{t}{\tau}} \right)$$

O, también:  $T(t) = T + A \left( 1 - e^{-\frac{t}{\tau}} \right)$

La figura ilustra gráficamente la solución de las dos últimas ecuaciones y expresa el significado físico del parámetro  $\tau$ , conocido como la constante de tiempo (se hace  $\tau = t$ ), y se tiene:

$$T(t) = A \left( 1 - e^{-\frac{t}{\tau}} \right) = A(1 - e^{-1}) = 0,632(A)$$

**Figura 1.2 (2)**



**Respuesta de un proceso de primer orden a un cambio en escalón**

Transcurrida una unidad de la constante de tiempo se alcanza el 63,2% del cambio total. En consecuencia, la constante de tiempo guarda relación con la velocidad de respuesta del proceso.

Mientras más lenta es la respuesta de un proceso a la función de forzamiento o entrada, más grande es el valor de la variable  $\tau$ .



Tanto más rápida es la respuesta del proceso a la función de forzamiento, cuanto más pequeño es el valor de  $\tau$ .

### **1.5.3.- Funciones de transferencia y diagramas de bloques** <sup>(3)</sup>

El concepto función de transferencia es uno de las más importantes en el estudio de la dinámica de proceso y del control automático de proceso, por lo que es recomendable considerar aquí algunas de sus propiedades y características.

La función de transferencia ya se definió como la relación de la transformada de Laplace de la variable de salida sobre la transformada de Laplace de la variable de entrada,

$$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)}$$

### **1.5.4.- Diagramas de bloques** <sup>(3)</sup>



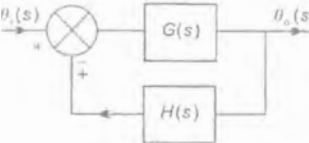

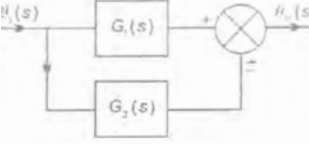
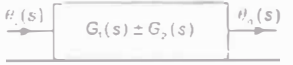
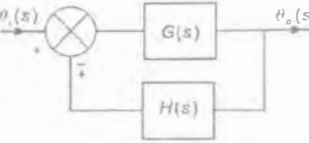
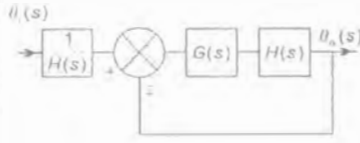
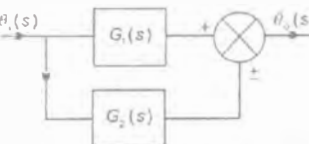
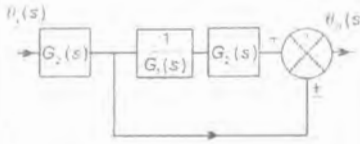
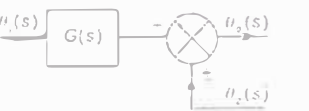
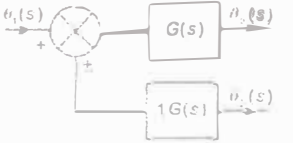
La representación gráfica de las funciones de transferencia por medio de diagramas de bloques es una herramienta muy útil en el control de procesos.

Aquí no haremos más que presentar una introducción a los diagramas y al álgebra de bloques.

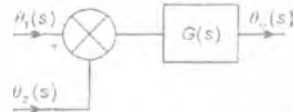

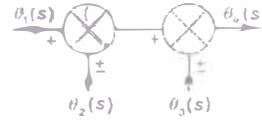
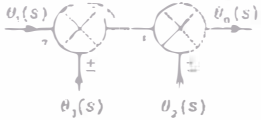
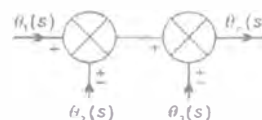
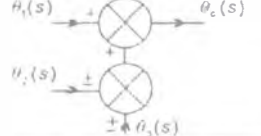
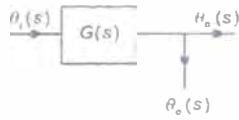
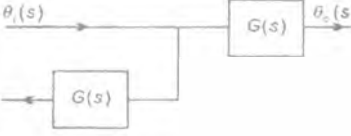

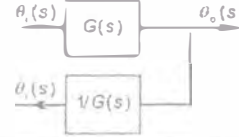
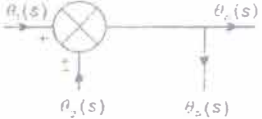
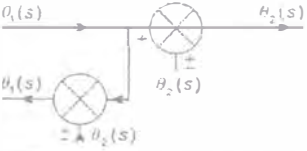
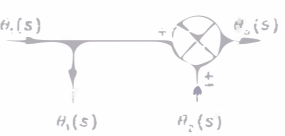
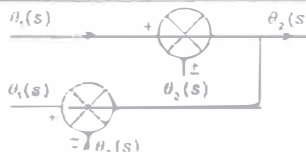
En general, los diagramas de bloques constan de cuatro elementos básicos: flechas, puntos de sumatoria, puntos de derivación y bloques; en las figuras que mostramos se ilustran estos elementos, de cuya combinación se forman todos los diagramas de bloques.

Las flechas indican, en general, el flujo de información; representan las variables del proceso o las señales de control; cada punta de flecha indica la dirección del flujo de información. Los puntos de sumatoria representan la suma algebraica de las flechas que entran. El punto de bifurcación es la posición sobre una flecha, en la cual la información sale y va de manera concurrente a otros puntos de sumatoria o bloques. Los bloques representan la operación matemática, en forma de función de transferencia, por ejemplo,  $G(s)$ , que se realiza sobre la señal de entrada (flecha) para producir la señal de salida.

Cualquier diagrama de bloques se puede tratar o manejar de manera algebraica; en la tabla mostrada se muestran algunas reglas del álgebra de los diagramas a bloques, las cuales son importantes siempre que se requiera simplificar los diagramas de bloques.

Transformación	Diagrama original	Diagrama equivalente	Ecuación
1. Combinación de bloques en serie			$\theta_o(s) = [G_1(s)G_2(s)]\theta_i(s)$
2. Eliminación de un lazo de realimentación			$\theta_o(s) = G(s)[\theta_i(s) \pm H(s)\theta_o(s)]$
3. Eliminación de un lazo de prealimentación			$\theta_o(s) = [G_1(s) \pm G_2(s)]\theta_i(s)$
4. Remoción de un bloque de un lazo de realimentación			$\theta_o(s) = G(s)[\theta_i(s) \pm H\theta_o(s)]$
5. Remoción de un bloque de un lazo de prealimentación			$\theta_o(s) = [G_1(s) \pm G_2(s)]\theta_i(s)$
6. Movimiento de un punto suma antes de un bloque			$\theta_o(s) = G(s)\theta_i(s) - \theta_c(s)$

**Cuadro 1.1: Diagramas de álgebra de bloques <sup>(3)</sup>**

7. Movimiento de un punto suma después de un bloque			$\theta_o(s) = G(s)[\theta_1(s) \pm \theta_2(s)]$
8. Reacomodo de puntos suma			$\theta_o(s) = \theta_1(s) \pm \theta_2(s) \pm \theta_3(s)$
9. Reacomodo de puntos suma			$\theta_o(s) = \theta_1(s) \pm \theta_2(s) \pm \theta_3(s)$
10. Movimiento de un punto de separación antes de un bloque			$\theta_o(s) = G(s)\theta_1(s)$
11. Movimiento de un punto de separación después de un bloque			$\theta_o(s) = G(s)\theta_1(s)$
12. Movimiento de un punto de separación antes de un punto suma			$\theta_o(s) = \theta_1(s) \pm \theta_2(s)$
13. Movimiento de un punto de separación después de un punto suma			$\theta_o(s) = \theta_1(s) \pm \theta_2(s)$

**Cuadro 1.2: Diagramas de álgebra de bloques<sup>(3)</sup>**

## **1.6.- Normativas internacionales: Instrumentación, Sistemas y Automatización**

ISA está reconocida como una organización de normalización, que desarrolla normas consensuadas para la automatización de procesos. ISA se estableció en 1945 y ha sido acreditada por ANSI. Las normas publicadas por la organización ISA están agrupadas por materias para una fácil localización.

También es reconocida en el ámbito mundial la organización ISO, que es una federación mundial de sociedades nacionales de normalización. Es una organización no gubernamental establecida en 1997. Su misión es promover el desarrollo de la normalización y actividades relativas a la misma en el mundo con el objeto de facilitar el intercambio de bienes y servicios.

Alrededor y dentro de los campos de la instrumentación y el control de procesos encontramos aplicaciones tan sencillas como la medida de temperatura con un termómetro, hasta otras tan complicadas como los sistemas de control distribuido.

Por ser la tendencia actual, y porque en los institutos técnicos de formación y en las universidades se suele contar con este tipo de material, el desarrollo de aplicaciones de medida y control se implementan con instrumentación electrónica fundamentalmente haciendo uso de:

- Sensores y transductores analógicos.
- Transmisores analógicos 4 mA a 20 mA.
- Controladores digitales de procesos.
- Autómatas programables (PLCs) con módulos analógicos de entrada y salida.
- Ordenador con tarjeta o modulo externo de adquisición de datos.

## **REFERENCIAS:**

1. Antonio Creus Solé, '*Control de procesos industriales, Criterios de implantación*', Colección 'Productiva', ALFAOMEGA GRUPO-EDITOR, México-D.F., 1999. [Alfaomega@andinet.lat.net](mailto:Alfaomega@andinet.lat.net)
2. Carlos Smith (University of South Florida), Armando B. Corropio (Lousiana State University). '*CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS, Teoría y Práctica*'. EDITORIAL LIMUSA, México, D.F., 1996
3. William Bolton, 'Ingeniería de Control', 2da Edición. Alfaomega Grupo Editor, México, 2001. <http://www.alfaomega.com.mx>
4. (4)'HOW TO READ P&IDs', Dave Harrold, senior editor. Control Engineering, August 1st, 2000 (<http://www.manufacturing.net/>)
5. Antonio Rodríguez Mata, 'Desarrollo de sistemas de medida y regulación'. Paraninfo S.A., España 2001. [www.paraninfo.es](http://www.paraninfo.es)

- Software de control y supervisión (SCADA)
- Elemento final de control

El *Tag-name* sirve para identificar el instrumento de campo o un lazo de control, ya sea en el gabinete de instalación o en la estaciones de ingeniería y de supervisión y control que usan los distintos sistemas de control (sistema DCS, sistema PLC o sistema SCADA).

1ª LETRA	2ª LETRA	3ª LETRA	4ª LETRA	5ª LETRA
Variable de medida	Modificadora de 1ª letra	Función Tacturó pasiva	Función de salida	Modificadora de 4ª letra
A	D	A	B	B
B	F	B	C	H
C	J	E	K	I
D	O	I	N	M
E	S	G	S	N
F		L	T	U
G		N	U	X
H		O	V	
I		P	X	
J		R	Y	
K		U	Z	
L		W		
M		X		
N				
P				
Q				
R				
S				
T				
U				
V				
W				
X				
Y				
Z				

**Cuadro 1.3: Uso de nomenclatura para denominación del TAG-NAME <sup>(5)</sup>**

### 1.7.- Símbolos, descripciones y estándares

#### 1.7.1. – Diagramas de Proceso e Instrumentación (P&ID)

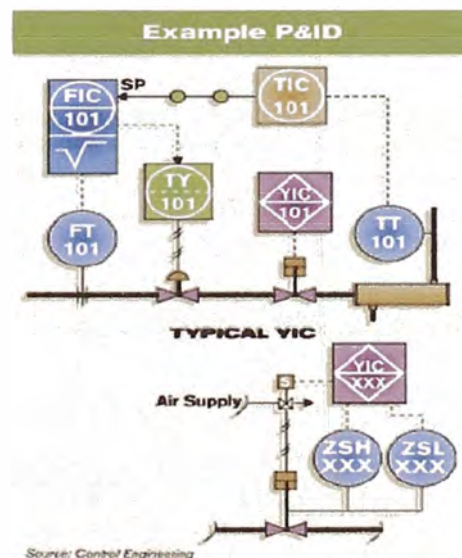
Los diagramas de proceso e instrumentación (P&ID) muestran la relación entre los instrumentos y los diferentes procesos con los que están relacionados dentro de las distintas áreas de una planta industrial.

Los símbolos estandarizados se utilizan para proveer información en diagramas de instrumentación. Algunas de las informaciones que entregan estos símbolos incluyen:

- ) La función que realiza el instrumento;
- ) La variable medida o principal en el sistema de instrumentación;
- ) La conexión entre el instrumento y el proceso;
- ) La ubicación del instrumento en el sistema.

Para designar y representar los instrumentos de medición y control se emplean normas muy variadas que a veces varían de industria en industria. Esta gran variedad de normas y sistemas utilizados en las plantas industriales indica la necesidad de una normalización en este campo.

Varias sociedades de investigadores e ingenieros han dirigido sus esfuerzos en este sentido, y entre ellas se encuentra como una de las más importantes y reconocidas, la anteriormente llamada Sociedad de Instrumentos de Estados Unidos o ISA, cuyas normas tienen por objeto establecer sistemas de designación (códigos y símbolos de aplicación en diversas industrias). Cabe señalar que estas normas no son de uso obligatorio sino que constituyen una recomendación a seguir en la identificación de los instrumentos en la industria. Como referencia, mostramos enseguida parte de un esquema P&ID



**Figura 1.3: Esquema P&ID<sup>(4)</sup>**















### **1.7.2.- Símbolos de instrumentos**








En un diagrama de instrumentación, cada instrumento en el sistema es representado por un círculo; las letras, números y líneas dibujados dentro del mismo dan información específica sobre el tipo de instrumento, su ubicación y la función que realiza

Dos o más círculos tangentes entre sí indican que el instrumento está monitoreando dos o más variables medidas o de inicio, u opcionalmente un instrumento para una sola variable con más de una función. Cada círculo es usado para mostrar una función separada del instrumento, representada por las letras y números dentro del círculo o las diferentes variables. En la mayoría de los diagramas de instrumentación, estos círculos son dibujados en un tamaño estándar.

En los siguientes cuadros se resumen algunos criterios, usados como estándares de simbología entre los profesionales del control de procesos, la instrumentación y la automatización.

General instrument or function symbols			
	Primary location accessible to operator	Field mounted	Auxiliary location accessible to operator
Discrete instruments	1 	2 	3 
Shared display, shared control	4 	5 	6 
Computer function	7 	8 	9 
Programmable logic control	10 	11 	12 
<p>1. Symbol size may vary according to the user's needs and the type of document.            2. Abbreviations of the user's choice may be used when necessary to specify location.            3. Inaccessible (behind the panel) devices may be depicted using the same symbol but with a dashed horizontal bar.</p> <p>Source: Control Engineering with data from ISA S5.1 standard</p>			

**Cuadro 1.4: Especificaciones ISA- Montaje controladores <sup>(4)</sup>**

Common connecting lines	
Connection to process, or instrument supply:	
Pneumatic signal:	
Electric signal:	
Capillary tubing (filled system):	
Hydraulic signal:	
Electromagnetic or sonic signal (guided):	
Internal system link (software or data link):	
Source: Control Engineering with data from ISA S5.1 standard	

**Cuadro 1.5: Especificaciones ISA-Líneas de conexión <sup>(4)</sup>**

Identification letters					
Letter	First letter		Readout or passive function	Succeeding letters	
	Measured or initiating variable	Modifier		Output function	Modifier
A	Analysis		Alarm		
B	Burner, combustion		User's choice	User's choice	User's choice
C	User's choice			Control	
D	User's choice	Differential			
E	Voltage		Sensor (primary element)		
F	Flow rate	Ration (fraction)			
G	User's choice		Glass, viewing device		
H	Hand				High
I	Current (electrical)		Indication		
J	Power	Scan			
K	Time, time schedule	Time rate of change		Control station	
L	Level		Light		Low
M	User's choice	Momentary			Middle, intermediate
N	User's choice		User's choice	User's choice	User's choice
O	User's choice		Orifice, restriction		
P	Pressure, vacuum		Point (test connection)		
Q	Quantity	Integrate, totalizer			
R	Radiation		Record		
S	Speed, frequency	Safety		Switch	
T	Temperature			Transmit	
U	Multivariable		Multifunction	Multifunction	Multifunction
V	Vibration, mechanical analysis			Valve, damper, louver	
W	Weight, force		Well		
X	Unclassified	X axis	Unclassified	Unclassified	Unclassified
Y	Event, state, or presence	Y axis		Relay, computer, convert	
Z	Position, dimension	Z axis		Driver, actuator	

Source: Control Engineering with data from ISA 55.1 standard

**Cuadro 1.6: Especificaciones ISA- Nomenclaturas <sup>(4)</sup>**

## **CAPÍTULO 2**

### **Sistemas de Control y Supervisión**

#### **2.1. - Sistemas de control basados en controladores de lógica programable**

Un controlador lógico programable (PLC) es un microprocesador que emplea memoria programable para almacenar instrucciones e implementar funciones lógicas, de secuencia, de temporización, de conteo y aritméticas. El PLC se programa mediante un lenguaje sencillo, en general de la forma de 'programas de escalera'.

Un PLC 'corre' su programa en forma continua, actualizándolo como resultado de los cambios en las señales de entrada. Para actualizar se pueden usar dos métodos: la actualización continua y el copiado masivo de las entradas/salidas. Con la actualización continua, cada uno de los canales de entrada se revisa en la secuencia que se presenta en el programa, haciendo los cambios. Después de completar el ciclo completo, el programa se repite y cuando una salida se actualiza, permanece en ese estado hasta que alcanza el siguiente ciclo. Dado el tiempo que se invierte en cuestionar cada una de las entradas en turno, el tiempo necesario para completar un ciclo puede ser comparativamente largo. Con el copiado masivo de entradas/salidas, este tiempo se reduce. Se asigna un área de memoria como buffer de almacenamiento entre la CPU y la unidad de entrada/salida. Al iniciar el ciclo del programa, la CPU revisa todas las entradas y copia su estado en el buffer de almacenamiento. A medida que el programa se ejecuta, se leen los datos almacenados, se implementan las instrucciones en el programa y las señales de salida se guardan en el buffer de almacenamiento. Al final del ciclo, todas las salidas se implementan con la información en el buffer de almacenamiento.

## **2.2. - Punto de vista histórico**

El desarrollo e introducción de los relés fue un paso gigantesco hacia la automatización e incremento de la producción. La aplicación de los relés hizo posible añadir una serie de lógica a la operación de las máquinas y de esa manera reducir la carga de trabajo, y en algunos casos reducir considerablemente el esfuerzo de los operadores humanos.

Los relés hicieron posible establecer automáticamente una secuencia de operaciones, programar tiempos de retardo, conteo de eventos o hacer un evento dependiente de otros.

Los relés tienen también sus desventajas: tienen sólo un período de vida; su naturaleza electromecánica dictamina, que después de un tiempo de uso, serán inservibles, sus partes conductores de corriente pueden en un momento quemarse o fundirse, desbaratando la lógica establecida y requiriendo su reemplazo.

Tal vez la inconveniencia más importante de la lógica con relés es su naturaleza fija. La lógica de un panel de relés es establecida por los ingenieros de diseño, se implementa entonces colocando relés en el panel y se 'alambra' como se prescribe.

La computadora ya existía en esos tiempos y se les dio la idea a los fabricantes de que la clase de control que ellos necesitaban podría ser llevada a cabo con algo similar a la computadora. Las computadoras en sí mismas no eran deseables para esta aplicación por un buen número de razones. La comunidad electrónica estaba frente a un gran reto: diseñar un artefacto que, como una computadora, pudiese efectuar el control y pudiese fácilmente ser reprogramada, y además adecuada para el ambiente industrial. El reto fue enfrentado y alrededor de 1969 se entregó el primer controlador programable en las plantas ensambladoras de automóviles de Detroit, EE.UU.

### **2.3.- Clasificación de PLCs** <sup>(4)</sup>

Debido a la variedad de tipos distintos de PLC, tanto en sus funciones, en su capacidad, en su aspecto físico y otros, es que es posible clasificar los distintos tipos en varias categorías: PLC tipo Nano, PLC tipo compacto, PLC tipo modular.

Dependiendo del tipo que se necesite, se encontrarán aquellos que tienen incorporada la fuente de alimentación, el CPU y los módulos de I/O en un solo módulo principal y permiten manejar desde unas pocas I/O hasta varios cientos. O aquellos que se componen de: Rack (chasis), fuente de alimentación (*Power Supply*), CPU (procesador), módulos de I/O.

### **2.4.- 'Diagrama-Escalera' (Ladder logic)** <sup>(4)</sup>

Un esquema de escalera o de contactos está constituido por varias líneas horizontales que contienen símbolos gráficos de prueba (contactos) y de acción (bobinas), que representan la secuencia lógica de operaciones que debe realizar el PLC.

La programación en *ladder-logic* de alguna forma se ha ido normalizando (convirtiendo en una norma) y ya casi la mayoría de los fabricantes presentan y programan sus PLCs en formatos muy parecidos.

#### **2.4.1.- Instrucciones en los PLCs**

Las instrucciones son los elementos que potencian a los PLCs para su implementación en diferentes aplicaciones. Inicialmente sólo disponían de instrucciones a nivel de prueba de entradas y salidas digitales. Sin embargo, esta situación ha cambiado drásticamente al incorporarse funciones muy avanzadas que amplían el espectro de aplicación: funciones matemáticas avanzadas, aritméticas en punto

flotante, manejo eficaz de datos, filtros digitales, funciones avanzadas de control, etcétera.

Existe gran cantidad de funciones especiales que no son soportadas por los módulos normales en los PLCs, para estas situaciones los fabricantes ofrecen una gran variedad de elementos adicionales que permiten incorporar funciones especiales al PLC.

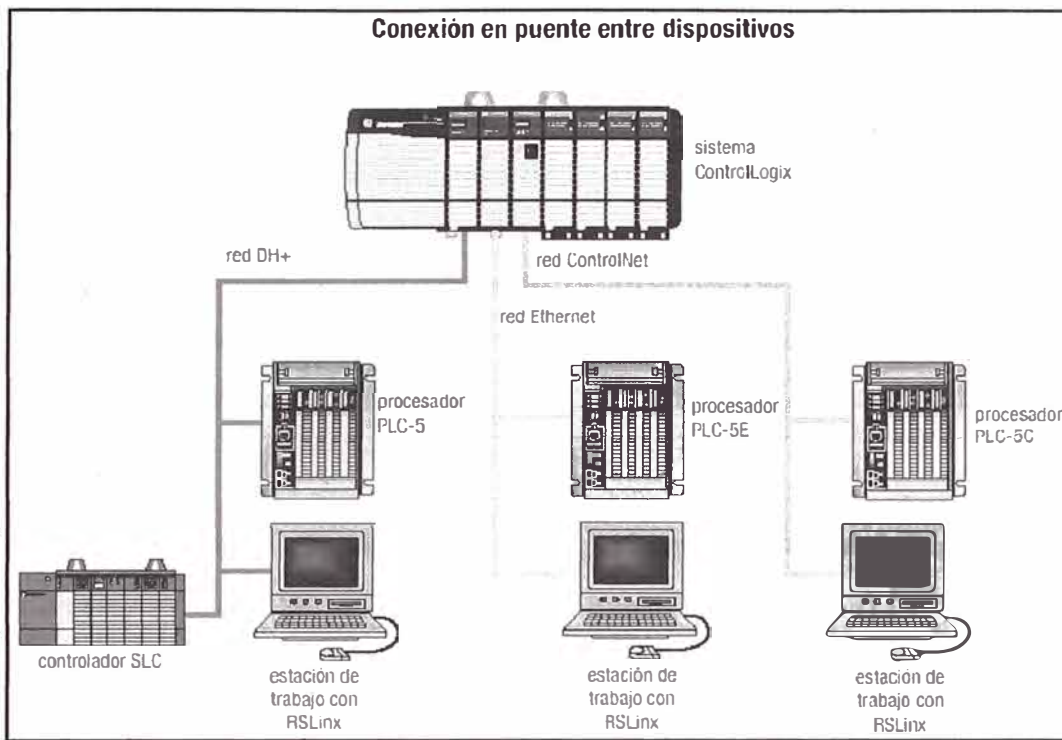
#### **2.4.2.- Módulos de I/O análogos**

Estos módulos permiten manejar entradas y salidas análogas en nuestro PLC haciendo lecturas y control analógico de variables de nuestros procesos.

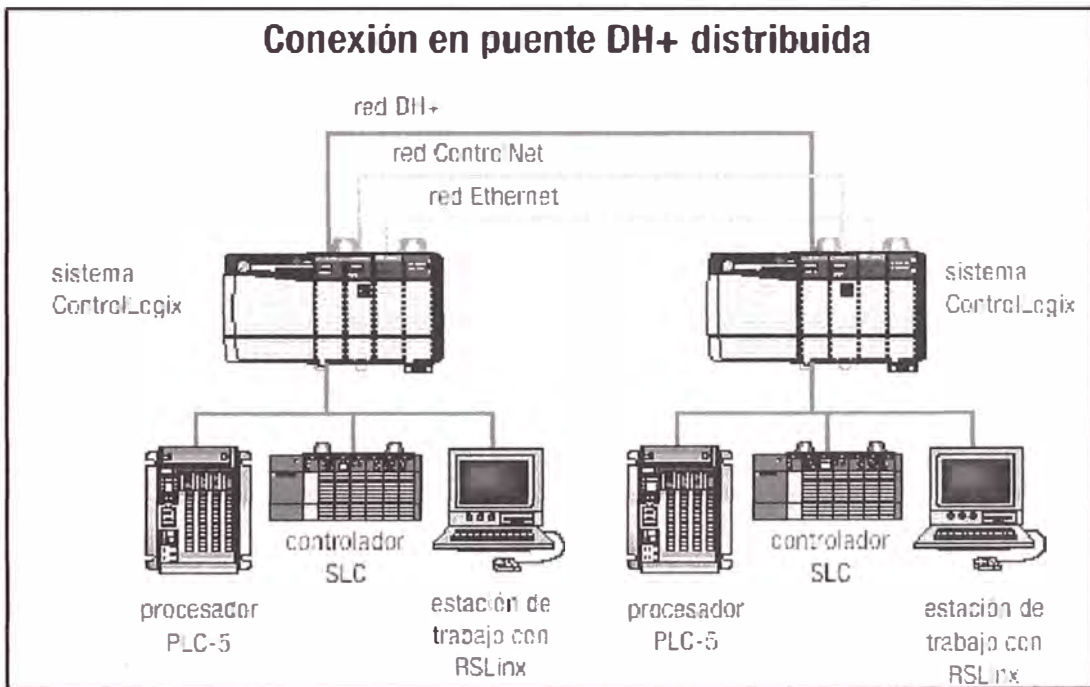
Los primeros módulos analógicos incorporados a los PLCs sólo podían manejar un determinado tipo de entrada. Hoy en día es posible encontrar módulos de propósitos generales configurables por software (permiten combinar distintos tipos de entrada o de salida). Se ilustran varios tipos de módulos de distintos fabricantes y sus características.

#### **2.4.3. - Módulos de comunicación y 'módulos de red'**

La mayoría de las aplicaciones de los sistemas de control no pueden considerarse aplicaciones aisladas si son parte de un proceso integral. Es necesario supervisar las distintas variables que intervienen en el proceso. Generalmente, para la visualización de variables en un PLC se puede optar por una pantalla de *'diálogo hombre-máquina'*. Cualquiera de las alternativas elegidas requiere de una *interfaz* apropiada para el establecimiento de la comunicación.



**Figura 2.1 <sup>(1)</sup>**



**Figura 2.2 <sup>(1)</sup>**



#### **2.4.4.- Aplicaciones de software para supervisión gráfica**

La necesidad de controlar los distintos procesos, junto con la necesidad de incorporar elementos de supervisión e interacción con los diferentes elementos de control que intervienen en un proceso productivo, ha originado una serie de programas de supervisión gráfica que permiten, mediante un PC o una red de computadores, supervisar elementos tales como PLCs, tarjetas de adquisición de datos, controladores, convertidores de frecuencia, etcétera

Los programas de supervisión gráfica permiten, mediante la generación de mímicos del proceso, monitorear el estado de variables, trazar curvas de tendencias en tiempo real, generar archivos históricos, generación de alarmas, generación de reportes y otras utilidades. Estas aplicaciones de supervisión gráfica constituyen lo que hemos dado en llamar software-SCADA.

Hoy en día las plataformas más preferidas por los usuarios serían, en orden de popularidad: **Windows 95, Windows NT, Windows 2000, Windows-XP, Unix, DOS, OS/2**

##### **2.4.4.1.- Licencias en software de supervisión** <sup>(5)</sup>

El software de supervisión se compone de módulos que identifican y permiten el acceso a sus funciones básicas y avanzadas. Una licencia *RunTime* corresponde al modulo destinado a la ejecución final y sólo permite que la aplicación sea ejecutada sin permitir modificaciones o cambios, además de una licencia *Works* que permite la creación de la aplicación. En la fase de desarrollo y construcción de nuestra aplicación tenemos que disponer de este tipo de licencia.

#### **2.4.4.2.- Módulos del software de supervisión**

El software de supervisión usado en la Concentradora Toquepala se instaló pensando en la permanente necesidad de la integrar los distintos sistemas entre sí.

Entre los más usados, un sistema de control, junto a su software de supervisión, debería contar con los siguientes módulos, aplicaciones o programas: 1.- de configuración, 2.- de animación gráfica, 3.- de tendencias '*en tiempo real*', 4.- de generación de '*reportes históricos*', 5.- de '*gestión de alarmas*', 6.- de '*generación*' de reportes actualizados, 7.- de configuración de *Drivers* , etcétera.

Las aplicaciones de control de procesos en concentradora Toquepala se sustentan en la compatibilidad existente con el conjunto de dispositivos que conforman la llamada instrumentación, y que a su vez forman parte del trabajo de automatización progresiva de sus operaciones. Lo que nos exige la integración y la interacción con sistemas y dispositivos de control de distintos fabricantes. En Toquepala contamos con sistemas, equipos y dispositivos de variadas marcas; de las que tienen relación con el control procesos podemos enumerar las siguientes:

- 1.- Sistemas de control y supervisión: *ABB Automation Inc., Rockwell Software Inc.*
- 2.- Dispositivos eléctricos/electrónicos: *ABB, Allen Bradley, Foxboro, General Electric, Honeywell, Siemens, Modicon*
- 3.- Controladores lógicos programables: *Allen Bradley, General Electric, Telemecanique, Modicon, Möeller*
- 4.- Módulos de interfaz con sistemas de control: *Osi-Software Inc. (módulo historiador), METSO Minerals-CISA (módulo de control*

*avanzado: Sistema Experto), Algosys Inc. (módulo de sintonía de controladores/lazos), etcétera.*

Estos programas confieren compatibilidad con la mayoría de los elementos de control que existen en el mercado; y para la compatibilidad se han creado módulos programados (llamados *Drivers*), encargados de la comunicación del software con el (los) elemento(s) de control u otros módulos. Cada uno de estos *Drivers* se adquiere por separado y de acuerdo con la marca y modelo del PLC, DCS o elemento final de control.

## **2.5.- Sistemas de control distribuido (DCS) <sup>(6)</sup>**

Se han dado varias definiciones de sistema distribuido en la bibliografía, pero ninguna de ellas es satisfactoria ni está de acuerdo con las demás. Para nuestros propósitos, es suficiente dar una vaga caracterización:

*"...Un sistema distribuido es una colección de computadoras independientes que aparecen ante los usuarios del sistema como una única computadora".*

Esta definición tiene dos aspectos. El primero se refiere al hardware: las máquinas son autónomas. El segundo se refiere al software: los usuarios piensan que el sistema es como una única computadora. Y ambos aspectos son esenciales.

### **2.5.1.- Ventajas de los sistemas distribuidos con respecto de los centralizados**

La fuerza motriz real detrás de la tendencia hacia la descentralización es la economía. Hace un cuarto de siglo, una persona experta en computadoras, Herb Grosch, enunció lo que se

conocería después como la ley de Grosch: "... el poder de cómputo de CPU es proporcional al cuadrado de su precio. Si se paga el doble, se obtiene cuatro veces el desempeño". Esta observación encajó bien en la tecnología *mainframe* de su tiempo y provocó que muchas organizaciones compraran una sola máquina, la más grande que pudieran conseguir.

Con la tecnología del microprocesador, por unos cuantos cientos de dólares, es posible comprar un microcircuito de CPU que puede ejecutar más instrucciones por segundo de las que realizaba una de las más grandes *mainframes* de la década de 1980. Si uno está dispuesto a pagar el doble, se obtiene el mismo CPU, sólo que con una velocidad un poco mayor. Como resultado, la solución más eficaz en cuanto a costo es limitarse a un gran número de CPU baratos reunidos en un mismo sistema. Así, la razón número uno de la tendencia hacia los sistemas distribuidos es que estos sistemas tienen en potencia una proporción precio/desempeño mucho mejor que la de un sistema centralizado.

Algunos autores distinguen entre los sistemas distribuidos, diseñados para que muchos usuarios trabajen en forma conjunta y los sistemas paralelos, cuya meta es lograr la máxima rapidez en un problema. Esta distinción es difícil de sostener, puesto que el espectro del diseño es en realidad un continuo.

### **2.5.2. - Seguridad, fiabilidad, disponibilidad: Sistemas de control distribuido**

El control distribuido tiene una seguridad mejorada con relación a los sistemas convencionales de control. Tal como se ha indicado, los transmisores disponen de un sistema de auto-calibración y diagnóstico de averías que permite al personal de mantenimiento

localizarlas y resolverlas rápidamente en caso de que se produzcan. El sistema es redundante y puede considerarse como una "inteligencia distribuida" que limita las consecuencias de una falla, manteniendo el control del sistema.

Desde el punto de vista de la fiabilidad del equipo, el número de horas/falla de los elementos de un sistema de control distribuido es considerable y varía en régimen permanente y a la temperatura de 25C desde 10.000 horas/falla en los controladores básicos hasta 220.000 horas/falla en las vías de comunicaciones (cable coaxial, par trenzado, radio-módem, etcétera) y este tiempo sigue creciendo con las nuevas técnicas de fabricación que se van incorporando a la industria (fibra óptica, redes inalámbricas, etcétera).

Otro parámetro interesante es la llamada disponibilidad, es decir, la fracción de tiempo en que el sistema es operable. Por ejemplo, una disponibilidad del 90% significa que el sistema trabaja el 90 % del tiempo, mientras que el 10% restante está en reparación. Pues bien, en los sistemas de control distribuido la disponibilidad típica varía desde el 99,2% hasta e1 99,9%, dependiendo de la bondad del equipo, de la existencia de piezas de recambio críticas y del mantenimiento.

Cabe pues afirmar que los sistemas de control distribuido se han consolidado en el mercado industrial como los sistemas ideales de control y, hoy en día, sus ventajas son tan claras que, al estudiar la instrumentación y el control de una nueva fabrica o la reforma de una antigua, es inimaginable no considerarlos como posibles opciones de elección.

Los sistemas electrónicos, al usar la lógica binaria presentan la ventaja de poder ser aplicados y compatibles tanto para producción a gran escala como en la fabricación de un número pequeño de unidades procesos de fabricación *batch* o por lotes. Se discute

todavía entre los expertos sobre si es mejor optar por un sistema de control distribuido o un sistema de control basado en PLCs. No obstante, existen ya fabricantes de PLCs que ofrecen los llamados sistemas híbridos, con características de control secuencial-regulador (DCS) y lógico-digital (PLCs).<sup>(3)</sup>

El costo del equipo electrónico disminuye de forma continua, el software continúa su creciente desarrollo y la presión económica que induce a la automatización se mantiene, por lo cual es de esperar que se ampliará la difusión de la instrumentación, la automatización, el control de procesos, el control avanzado en los próximos años. O lo que es más, se hará patente la necesidad de sistemas integrados en su totalidad que incorporen la tecnología de más reciente aparición: Web/browser y redes inalámbricas, entre otras. Pero de alguna manera, también, y como casi siempre, surgirán barreras que la limitarán.

### **2.5.3. - Aparición del control distribuido**<sup>(6)</sup>

El primer control distribuido aportado por la firma norteamericana *Honeywell* para la industria apareció en 1975. En esencia, la diferencia entre el control distribuido y el control clásico puede compararse a la existente entre el primer computador que se configuraba cambiando cables, y el actual computador personal en el cual los cables existen "electrónicamente" configurados por el programa escrito o software que se ejecuta.

Coincidiendo con la aparición del control distribuido surge el transmisor "inteligente" que, gracias a un microprocesador incorporado, consigue de forma automática su autocalibración, la compensación de cambios en otras variables, compensación de temperatura en la medición de densidad y de pH), la linealización de señales de caudales y de termopares, el diagnóstico interno de

averías, y el ajuste externo de los parámetros de la variable medida (*Rango y Span*) mediante un comunicador portátil, lo que simplifica extraordinariamente la calibración y el mantenimiento.

El computador personal también se incorporó al control distribuido. Permite la visualización de múltiples transmisores, el diagnóstico de cada lazo de control, el acceso a los datos básicos de calibración y a los datos de configuración de los transmisores.

#### **2.5.4. - Estación de ingeniería y estación de supervisión** <sup>(2)</sup>

La estación universal proporciona la comunicación con todas las señales de la planta para el operador del proceso, el ingeniero de procesos y el técnico de mantenimiento. La presentación de la información a cada uno de ellos se realiza mediante programas de operación. De este modo:

- 1) El operador del proceso ve en la pantalla (o pantallas) y puede manipular las variables deseadas, las alarmas, las curvas de tendencia, etcétera. Puede archivar datos históricos de la planta que crea interesantes, obtener copias en impresora de las tendencias, el estado de las alarmas, etcétera.
- 2) El ingeniero de procesos puede editar programas del proceso, construir las representaciones en la pantalla de partes del proceso, etcétera.
- 3) El técnico de mantenimiento puede, fundamentalmente, diagnosticar y resolver problemas en los elementos de control distribuido de la planta.

Ya es práctica común interconectar las consolas o estaciones del operador con sistemas de control avanzado y/o de optimización. Y las aplicaciones de programas con las que se hace posible obtener información histórica de varios años.

Por otro lado, el computador puede comunicarse con otros computadores de mayor capacidad (llamados servidores) para obtener

información sobre el consumo de materias primas, sobre los factores que influyen en la producción y en su rendimiento, y sobre los datos analíticos que se utilicen en la optimización de la planta. Y, como es lógico, esta información actual o histórica obtenida del proceso es accesible a la dirección o gerencia que puede utilizarla para el control de costos de la planta.

El lenguaje utilizado suele ser de alto nivel, Fortran-77, Cobol, Pascal o el de uso más extendido y actual: Visual Basic o Visual C++

La tendencia del computador es a generar cada vez más información, la cual debe ser transmitida rápidamente dentro de la planta y la mayoría de las veces en 'tiempo real'.

Las alarmas son importantes en el control de procesos. Existen alarmas de alto y bajo valor de la variable, alarmas de desviación entre el punto de consigna y la variable controlada, alarmas de tendencia que actúan si la variación de la variable excede de un valor prefijado, alarmas de estado de la señal de entrada o de salida, etcétera. Conviene evitar la instalación de un número excesivo de alarmas, ya que el operador se ve obligado a silenciarlas apretando el pulsador correspondiente, y además le predisponen a no prestarles atención. O sucede que la excesiva demanda de tendencias "carga" demasiado la base de datos de la estación del operador produciendo problemas. Después de todo, la estaciones no son más que PCs debidamente configuradas.

En función de sus experiencias, algunas plantas industriales han preferido dividir las tareas de configuración, programación y desarrollo entre el personal de operaciones (ingenieros de procesos y operadores) y el personal de mantenimiento (técnicos instrumentistas e ingenieros electrónicos). En cambio, otros entregan totalmente la responsabilidad del control de procesos a su departamento de mantenimiento; ejemplos son tres de los últimos proyectos más destacados en Perú: *Barrick-Misquichilca*



*Pierina, BHP-Billiton-Noranda Antamina, BHP-Rio Tinto-Tintaya* (planta de óxidos de cobre) y *Phelps Dodge-Cerro Verde* (planta de óxidos de cobre).

En el siguiente capítulo describiremos los programas que se utilizan en las estaciones de ingeniería y en las estaciones (consolas) de supervisión. Asimismo, los esquemas de la comunicación ('arquitecturas de red')

## **2.6.- Sistemas de control basados en PCs: Software SCADA y OPC**

Los fabricantes de sistemas de control y de los módulos-interfaz enfrentan el problema de integrar los datos de proceso con los sistemas administrativos. La tarea se complica cuando los equipos son distintos y usan diversos tipos y tecnologías para la configuración, programación y desarrollo.

La reciente situación del mercado de la automatización industrial se parecía a la de la industria de la informática, cuando dos máquinas de diferentes fabricantes no podían comunicarse, siendo necesaria una extensa labor de programación del usuario para establecer un enlace con ciertas restricciones.

Actualmente, una variedad de computadoras se comunican a grandes distancias y en diversos sistemas de redes gracias a las normas que han sido establecidas. Las aplicaciones que utilizan tales estándares se basan en poderosas bases de datos que permiten al programador realizar sus tareas sin necesidad de dedicar mucho tiempo a la configuración. La automatización industrial evolucionó en forma similar. Los datos de la planta y del sistema administrativo se integraron.

Las empresas necesitan mayor integración y la tecnología de la información se las ofrece. Ahora es posible implementar tal integración a

bajo costo, gracias al avance de la comunicación digital y al uso cada vez mayor de las computadoras como estaciones de operador o controladores de proceso.

La 'arquitectura' de la intercomunicación de los componentes del sistema de control distribuido se muestra en el capítulo 4. Allí se aprecian la forma cómo se conectarían estaciones de ingeniería y estaciones de supervisión con el hardware DCS.

## **REFERENCIAS:**

1. Rockwell Automation, <http://www.ab.com>
2. ABB Automation, <http://www.abb.com>
3. Carlos Smith (University of South Florida), Armando B. Corropio (Lousiana State University). **'CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS, Teoría y Práctica'**. EDITORIAL LIMUSA, México, D.F., 1996
4. Elmer Ramírez Quiroz, Instituto Tecnológico Superior TECSUP. **'Controladores Lógicos Programables'**. CONCYTEC, 1ra Edición, Lima 1997
5. Antonio Creus Solé, **'Control de procesos industriales, Criterios de implantación'**, Colección 'Productiva', ALFAOMEGA GRUPO-EDITOR, México-D.F., 1999. [Alfaomega@andinet.lat.net](mailto:Alfaomega@andinet.lat.net)
6. Andrew. S. Tanenbaum, **'Sistemas Operativos Distribuidos'**, 4th Edition, Prentice-Hall, 1999

## **CAPÍTULO 3**

### **Operaciones unitarias de molienda y clasificación**

#### **3.1.- Apunte histórico** <sup>(1)</sup>

El yacimiento de Toquepala se encuentra localizado en una región de topografía accidentada, debido a innumerables quebradas profundas que en su recorrido hacia los desiertos de la costa cortan transversalmente el flanco occidental de los Andes sur-occidentales. El área de la mina se encuentra entre los 3100 y 3600 msnm., presentándose hacia el Este, nevados con elevaciones que se aproximan a los 6000 msnm. Geográficamente se encuentra a 17°14' latitud Sur y 70°36' longitud Oeste; a 92 Km en línea recta de Tacna, 85 Km de Ilo y 35 Km de Moquegua y es accesible desde estas ciudades mediante la carretera *Panamericana*.

Toquepala se une con el Puerto de Ilo mediante línea férrea de 167 Km y con la Fundición con una extensión, desde el Puerto, de 17 Km. Políticamente pertenece al distrito de Ilabaya, provincia de Jorge Basadre del Departamento de Tacna.

El yacimiento de Toquepala pertenece al tipo denominado *pórfido de cobre* donde la mineralización se encuentra rellenando angostas e irregulares fracturas, así como en pequeños granos diseminados a través de un complejo de rocas fuertemente alteradas.

El depósito se trabaja mediante el sistema de tajo abierto; se cuenta con una planta concentradora que obtiene concentrados de cobre y de molibdeno.

### **3.2.- Geología del yacimiento** <sup>(2)</sup>

El depósito está situado en un terreno que fue sometido a intensa actividad ígnea, incluyendo una gran variedad de fenómenos eruptivos, los que se registraron hace 70 millones de años (Cretáceo-Terciario); esta actividad produjo enormes cantidades de material volcánico, el cual se acumuló en una serie de mantos de lava volcánica, hasta completar un espesor de 1500 m constituyendo el basamento regional, el mismo que está compuesto por derrames alternados de riolitas, andesitas y aglomerados, inclinados ligeramente hacia el Oeste y que constituyen el llamado 'Grupo Toquepala'.

Posteriormente, la actividad ígnea fue principalmente intrusiva y produjo grandes masas de roca en fusión que intruyeron, rompiendo y fundiendo las lavas enfriadas del 'Grupo Toquepala'. Estas rocas intrusivas constituyen apófisis del batolito andino que fueron emplazadas en diferentes etapas. Debido a que provinieron de un magma de composición química variable, resultaron diferentes tipos de rocas por diferenciación (dioritas, dacita porfirítica, etcétera).

La actividad tectónica regional está relacionada con la formación de la *Cordillera de los Andes*, estructuralmente representada en el área de Toquepala por la *falla Micalaco* y por el *alineamiento Toquepala*. La intersección de estas dos fallas está ubicada en el área de la mina.

Posteriormente, soluciones hidrotermales de alta temperatura, resultado de un estado de diferenciación magmática, fluyeron a través de las rocas existentes, destruyendo y alterando su composición química, y haciéndolas más permeables. Estas soluciones favorecidas por un *intemperismo* pre-existente produjeron la alteración y mineralización primarias.

Los diferentes eventos intrusivos de *dacita porfirítica* dieron origen a un sistema de estructura de brechas, y brechas de colapso, parcialmente mineralizadas.

Un evento ígneo tardío tuvo lugar inmediatamente al norte del yacimiento, caracterizado por actividad eruptiva explosiva e hidrotermal, constituido por una diatrema que fue rellenada por los fragmentos de rocas pre-existentes y un magma de composición dacítica, por lo que se le denomina *pórfido de dacita aglomerado*. Cerrando el ciclo de actividad intrusiva ocurrieron *diques de latita porfirítica* y de *dacita* que se emplazaron a lo largo del *alineamiento Toquepala*, y atravesaron todas las rocas existentes.

Esta actividad *intrusiva-volcánica* fue seguida por sucesivos estados de intensa erosión, asociados a variaciones del nivel de agua que contribuyeron en la lixiviación de la parte superior de la zona mineralizada, dando como resultado una concentración de cobre en profundidad (*zona de enriquecimiento secundario*). Todos estos eventos son responsables de la superficie expuesta actual. La edad medida para el depósito de Toquepala está en alrededor de los 58 a 52 millones de años.

### **3.3.- Planta de molienda- clasificación** <sup>(3)</sup>

El lugar de implementación de la primera parte de la propuesta se dispuso en la sección de molienda-clasificación 2B. Esta sección era la que mostraba para la fecha un mayor grado de instrumentación.

### **3.3.1 Circuito de molienda – clasificación**

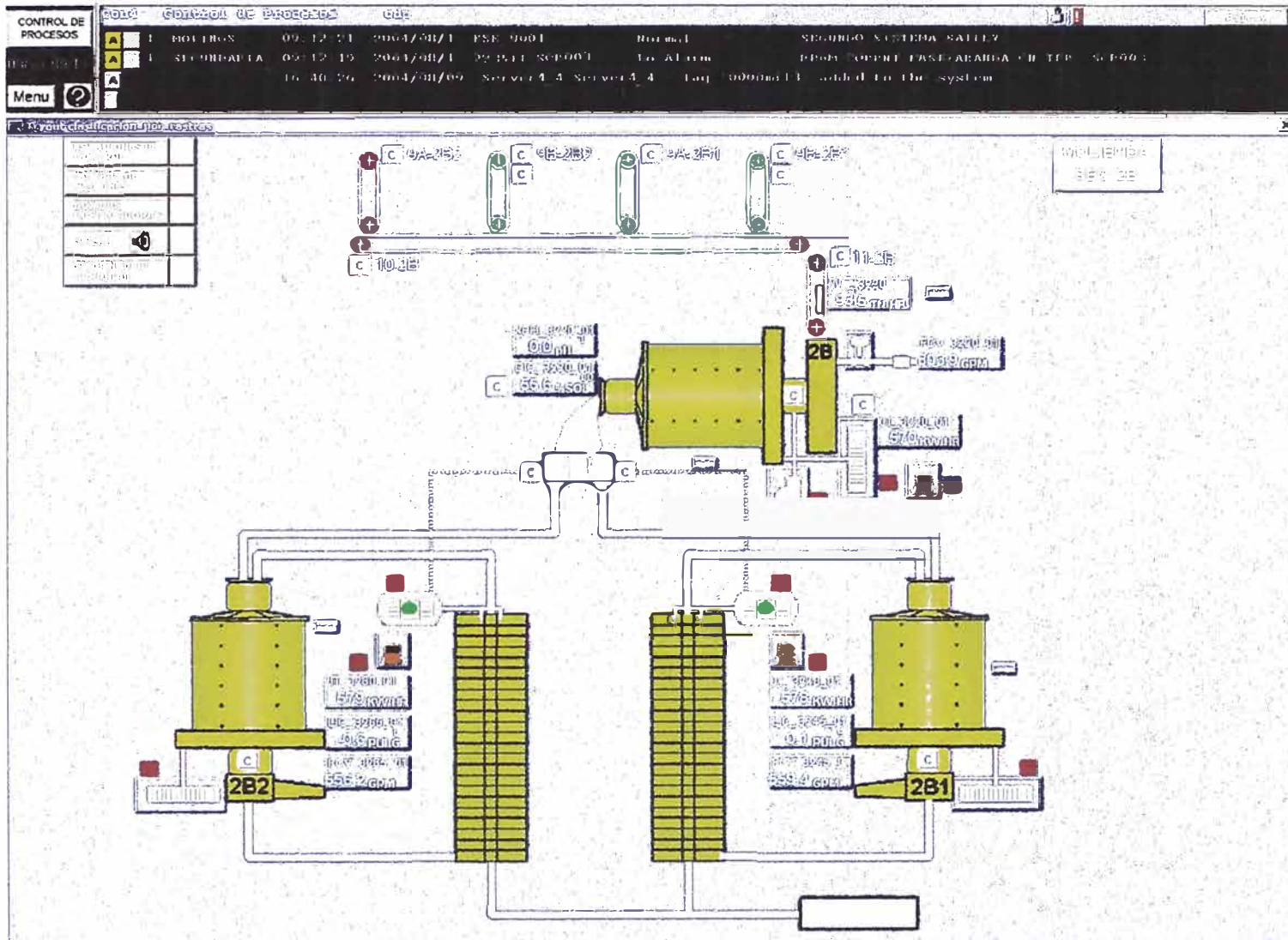
De acuerdo con el esquema que presentamos, se observan las etapas de molienda primaria y molienda secundaria correspondientes a ocho secciones idénticas en la Concentradora Toquepala: 1A, 1B, 2A, 2B, 3A, 3B, 4A y 4B.

En total la *sección de molienda- clasificación* se compone de ocho molinos de barras y veinticuatro molinos de bolas con sus respectivos hidrociclones. En la siguiente página mostramos una representación de la sección de la sección 2B.

### **3.3.2.- Esquema DCS: Molienda PRIMARIA y SECUNDARIA**

Los esquemas gráficos (pantallas típicas de consolas SCADA que usan todos los sistemas de control) que mostramos a continuación corresponden a dos momentos distintos.: los ingenieros encargados de la automatización y el control de procesos debieron propiciar mejoras cada vez que las exigencias de mayor tonelaje, junto con rendimientos metalúrgicos importantes, se hicieron necesarias.

En el esquema antiguo (el que se componía de 02 clasificadores de rastrillo) se notaba mayor facilidad para la distribución de la carga hacia la molienda secundaria, lo que determinaba mayor facilidad en la estrategia y mayor estabilidad de la sub-sección. Durante esta etapa la labores de ajuste (sintonía) de lazos de control se completaban con los llamados métodos de 'tanteo' que usaba personal de Instrumentación; parte de ese conocimiento empírico fue incorporado para el desarrollo de las técnicas que presentamos.



**Figura 3.1: Vista antigua de la sección 2B de molienda primaria-secundaria <sup>(3)</sup>**





### **3.4.- Circuito de molienda-clasificación: Caso estudio** <sup>(3)</sup>

La molienda primaria (molinos de barras) se dispone en circuito abierto DIRECTO con la molienda secundaria (molinos de bolas); como apreciamos, un molino de barras distribuye su descarga entre los tres molinos de bolas.

La molienda secundaria se compone tres molinos de bolas, cada uno en circuito cerrado DIRECTO con su respectivo hidrociclón.

El mismo esquema que presentamos se repite en cada una de las ocho secciones de la planta de 48.000 t/día (capacidad de procesamiento que se supera cuando las condiciones así lo permiten: la dureza y el tamaño de alimentación, entre otras).

La nueva sección de molienda y clasificación la compone un molino unitario en circuito cerrado DIRECTO con un nido de ocho hidrociclones, según el esquema que se muestra inmediatamente. Esta parte de la concentradora fue diseñada para tratar 12.000 toneladas por día de mineral, y en la actualidad, en parte por la implementación de control desarrollada, cumple con creces este objetivo.

La operación de molienda de la quinta sección se efectúa en un molino unitario de bolas de 21 pies de diámetro x 33 ½ pies de longitud (motor de 9500 HP). Las otras cuatro secciones se componen de la siguiente manera:

i).- Ocho molinos de barras Marcy (\*) de 10 pies de diámetro x 14 pies longitud (motor de 800 HP; 110 A); y,

ii).- Veinticuatro molinos de bolas Allis-Chalmers (\*) de 10½ pies de diámetro x 13 pies de longitud (motor de 800 HP; 110 A).

(\*) Marcy fue comprada por Allis-Chalmers y ésta luego fue adquirida por Svedala. El año 2002, METSO Minerals culminó la adquisición de Nordberg y Svedala. El rubro de molienda de Nordberg fue vendido a Outokumpu.; mientras que el rubro de chancado de Svedala se vendió Sandvick.

Como se dijo, las cuatro etapas más antiguas se componen de molienda primaria en circuito abierto DIRECTO y molienda-clasificación en circuito cerrado INVERSO. Y la quinta sección de molienda y clasificación, un molino unitario en circuito cerrado DIRECTO con una batería de ocho hidrociclones.

Cada una de las secciones tradicionales trabaja con dos molinos de barras y cada molino de barras trabaja en circuito abierto con tres molinos de bolas, la clasificación se lleva a cabo en hidrociclones inclinados de 18-20° Krebs D –26 (diámetro de veintiséis pulgadas); y una carga circulante de entre 250% y 270%.

Las secciones antiguas de molienda (secciones #1, #2, #3 y #4), pueden procesar entre 500 a 540 toneladas métricas por hora (TMH). La sección de molienda (molino unitario) de reciente implementación procesa hasta 700 toneladas métricas por hora.

La dosificación de reactivos se inicia desde la etapa de la molienda primaria. Aquí se dosifica el óxido de calcio ( $\text{Ca}(\text{OH})_2$ ) en forma de hidróxido de calcio. Y a efectos de recuperar el sulfuro de molibdeno (molibdenita), desde la etapa de molienda primaria también se dosifica el colector oleaginoso *Aero-Promotor-3302* (colector no soluble en agua, usualmente alimentado a la molienda primaria)

El hidróxido de calcio actúa favoreciendo la depresión de los sulfuros de hierro (especialmente la pirita), la medimos en planta en unidades de alcalinidad.

Como indicamos, el Aero-Promotor 3302 o *Xantato alil amílico esteárico* es un colector oleaginoso, usado para la recuperación de *menas de cobre-molibdeno*, que se agrega puro a la entrada del molino de barras.

Los demás parámetros están relacionados con el porcentaje de sólidos en la descarga de los molinos de barras y los molinos de bolas: entre 78% y 80%, y entre 72% y 74%, respectivamente. Para medir el porcentaje de sólidos usamos una balanza Marcy en escala de 2,80 de gravedad específica.

En el producto del circuito de molienda y clasificación, vale decir el *overflow* del hidrociclón, se miden el porcentaje de sólidos y el porcentaje de malla +65: de 34% a 36%, y de 20% a 26%, respectivamente.

Estos mismos parámetros, además del porcentaje del porcentaje, la *malla+48* y la densidad de pulpa, son medidos en un analizador de tamaños de partículas conectado *en línea* a las consolas del sistema de control DCS.

Antes de la instalación del tercer molino en cada sección, se usaban clasificadores de rastrillos en vez de hidrociclones. El esquema de la estrategia y su instrumentación básica de control para el circuito, cuando se componía de dos molinos de bolas en circuito cerrado con sus respectivos clasificadores de rastrillos, se muestra seguidamente

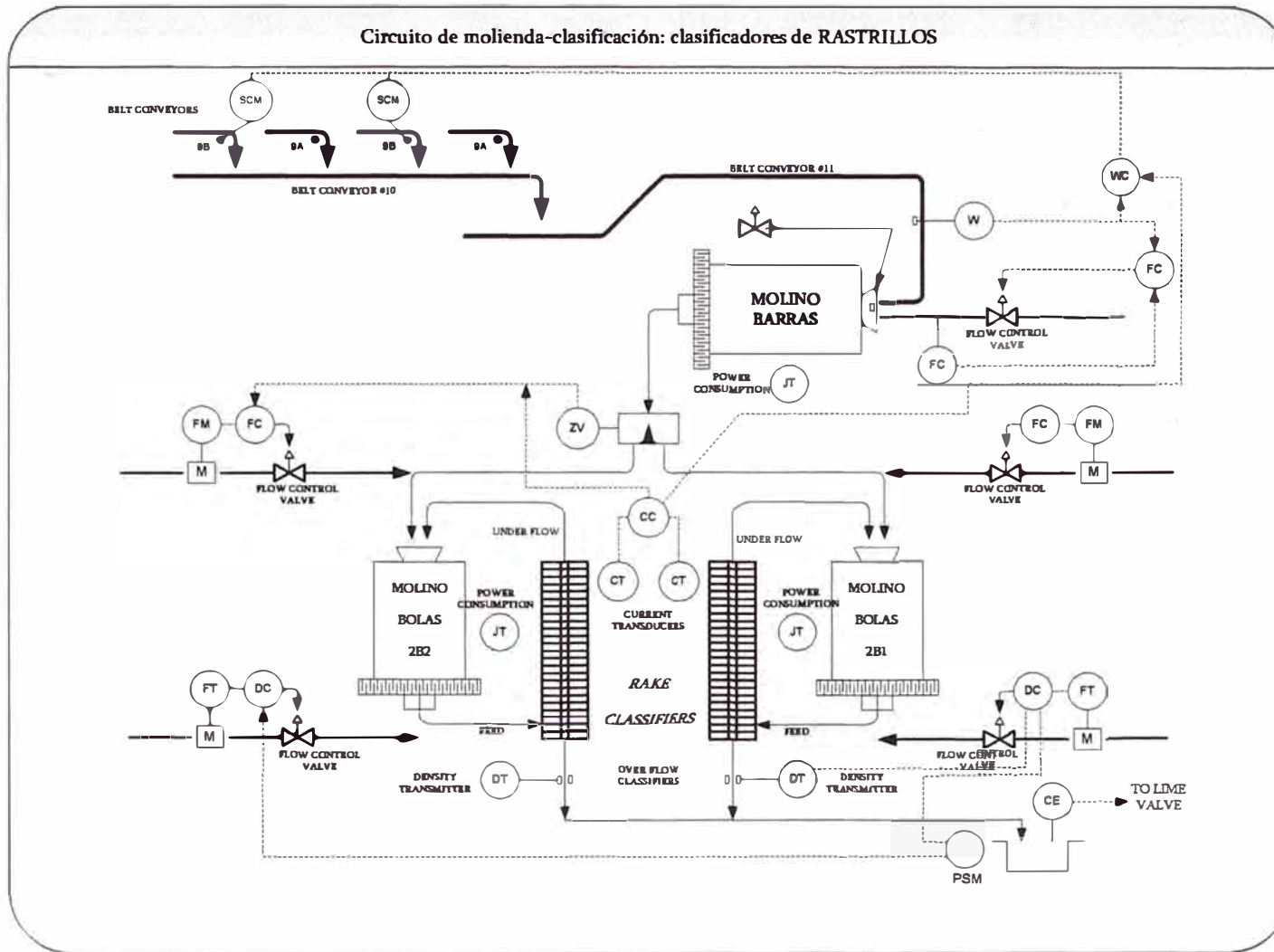


Figura 3.3: esquema básico P&ID y PFD <sup>(3)</sup>

**REFERENCIAS:**

1. Mario Samamé Boggio, INCITEMI, '**EL PERÚ MINERO**', TOMO I: **HISTORIA**, 1ra Edición, Lima- Perú, 1979-1998. [www.ingemmet.gob.pe](http://www.ingemmet.gob.pe)
2. Mario Samamé Boggio, INCITEMI, '**EL PERÚ MINERO**', TOMO III: **GEOLOGÍA**, 1ra Edición, Lima- Perú, 1979-1998. [www.ingemmet.gob.pe](http://www.ingemmet.gob.pe)
3. Mario Paredes Malca, et al., '**Breve Manual de Operaciones Unitarias: concentradora Toquepala**', 1999-2000

**CAPÍTULO 4**  
**Sistemas de supervisión y control**

La arquitectura de las estaciones de ingeniería y las estaciones de supervisión se sustenta en tecnología *cliente-servidor*. Contamos con servidores *Engineer<sup>IT</sup> Composer* y *Conductor NT*, ambos productos de software de la firma *ABB-Bailey* de EE.UU.

Los servidores se comunican con *PCs-cliente*; los clientes principales se usan para el desarrollo de aplicaciones y los demás *PCs-cliente* se usan para trabajos en campo.

**4.1.- Estado actual de los sistemas de control**

Hasta agosto de 2002 la planta concentradora Toquepala de Southern Peru Copper Corporation contaba con los siguientes sistemas de control:

AREA	SISTEMA DE CONTROL	OBSERVACIONES
Trituración Primaria	ABB Symphony OCS	En funcionamiento
Trituración Secundaria/Terciaria y Fajas	Sistema Allen-Bradley PLC-5	En funcionamiento.
Molienda y flotación	ABB Symphony OCS	Operativo desde 1992.
Moly- Filtros	Ninguno	
Relaves	Sistema Allen-Bradley SLC-5	Sistema PLCs

**Cuadro 4.1: Sistemas de control instalados**

#### 4.2.- Arquitectura general del sistema de control integrado

Culminado el proyecto de expansión, que significó una inversión de casi US\$70.000.000, la arquitectura del sistema contemplaría una RED de control C-net, integrando las áreas de Chancado secundario-terciario-fajas, Relaves, Moly-Filtros y la expansión de Molienda. Cada una de estas áreas con sus propias unidades de control y consolas de operador; las estaciones de ingeniería y configuración si son comunes.

Todas las estaciones de ingeniería y las de supervisión están conectadas entre sí mediante una red Ethernet TCP/IP, bajo la plataforma del sistema operativo Windows NT, que permite el intercambio de información entre las propias estaciones y con la red informática de la empresa.

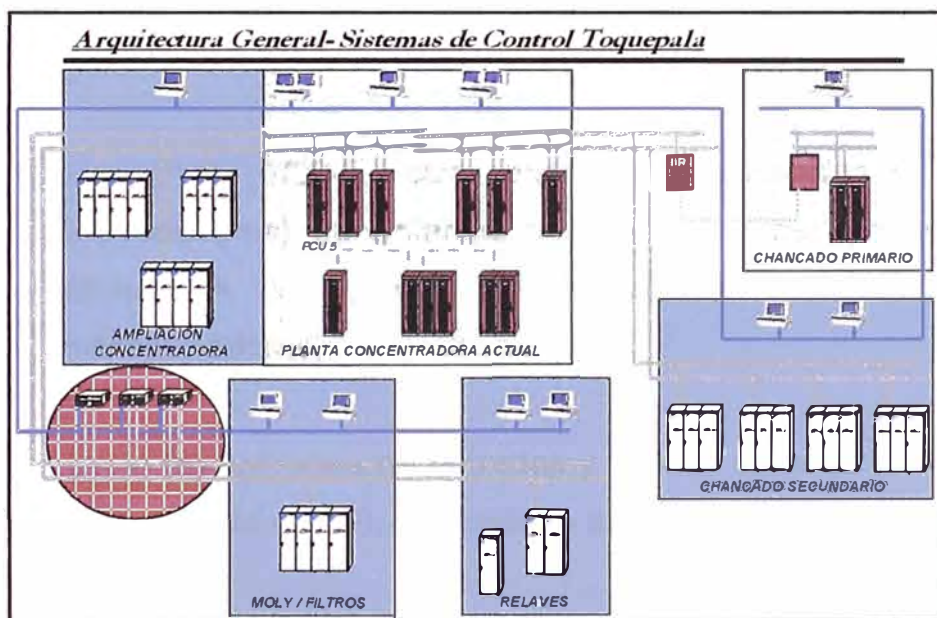


Figura 4.1 <sup>(1)</sup>



### **4.3.- Descripción de los sistemas particulares**

#### **4.3.1.- Chancado primario**

El sistema de control de chancado primario fue concebido con los criterios de diseño indicados líneas arriba, y está interconectado con la *red C-net* principal de la planta concentradora, inicialmente vía un módulo interfaz C-net a C-net remoto (llamado *Bridge*), y ahora es parte del único anillo de control o *Loop Infi-Net* de la concentradora.

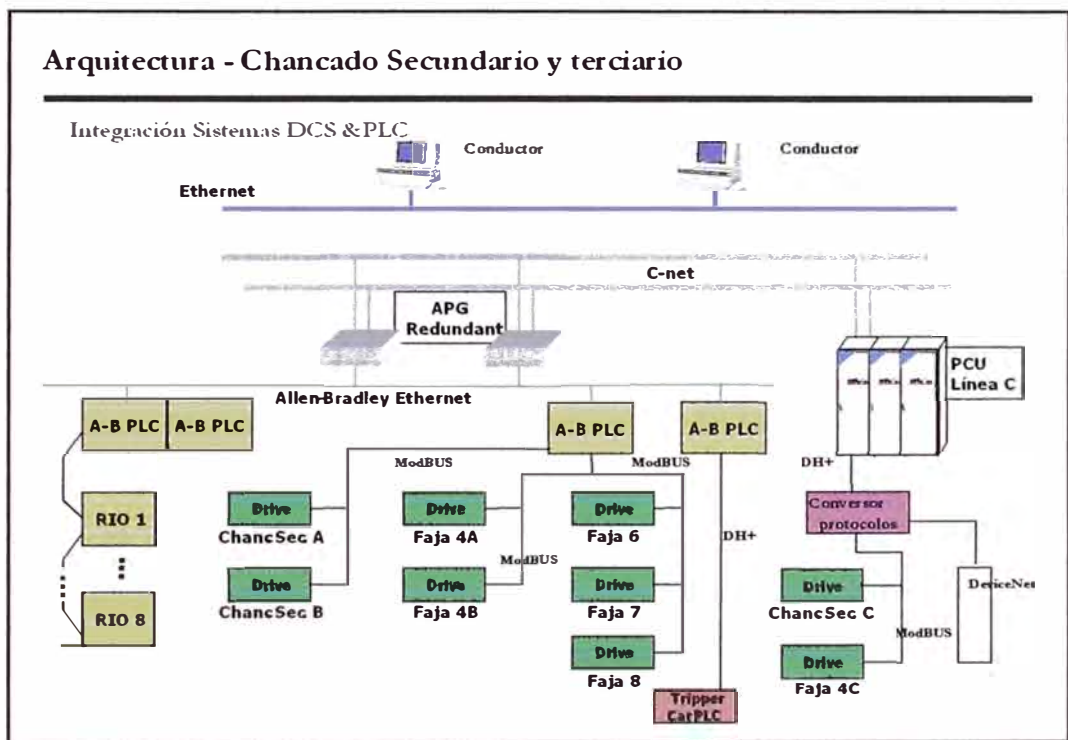
#### **4.3.2.- Chancado secundario-terciario y fajas transportadoras**

##### **4.3.2.1.- Red de PLCs- Lado A y Lado B**

La red de PLCs para la supervisión y el control de las líneas de chancado A y B cuenta con la siguiente arquitectura de comunicación básica:

- Un PLC 5/80-E con *procesador redundante* (dos procesadores) controlando ambas líneas de producción (líneas A y B, más la sección común de fajas transportadoras);
- Ocho (8) unidades de entradas y salidas remotas (*Remote Input/Output* o RIO), distribuidas a lo largo de la planta;
- Un PLC para comunicaciones, con *interfaz Modbus* para comunicación con dispositivos *Multilin* de *General Electric*, y con una *interfaz DeviceNet* para comunicación con arrancadores *Advantage* de *Cutler-Hammer*;

- Un PLC principal para comunicación vía R/I/O con los dispositivos de lectura de altura de tolva de finos, y con comunicación vía *radio modem* con un SLC5 montado sobre el *Tripper Car*,
- Dos estaciones de operador utilizando *software- SCADA RS-View 32*. Una de las estaciones actúa también como estación de ingeniería.



**Figura 4.2 <sup>(1)</sup>**

La llamada arquitectura consiste en la interconexión entre los sistemas PLC existente y el DCS Symphony mediante una solución-software y hardware-par redundante llamada por ABB-Bailey *Application Programming Gateways (APG)*. El APG es una 'compuerta' que permite traspasar los datos desde el sistema PLC hacia el sistema DCS, lo cual implica controlar

desde las estaciones de supervisión DCS (Conductor NT) el sistema basado en PLCs; vale decir, las estaciones de supervisión *RS-View 32* son reemplazadas.

La comunicación con el DCS Symphony puede ser llevada a cabo por una conexión *SCSI* a la *red Infi-Net* usando un *INFINET Computer Interface* o módulo *ICI*). El APG incluye dos componentes principales, el *Interface Manager* y dos o más *external device drivers*. El *Interface Manager* es responsable de la comunicación entre los diversos *external device drivers*. También se encarga de manejar el file de configuración que 'mapea' la data de los PLC's hacia los datos del sistema *Symphony* y mantiene una base de datos local conteniendo valores en tiempo real.

Los *external device drivers* manejan la comunicación del *Interface Manager* con el Symphony y los PLC's externos. En conjunto el APG realiza el mapeo de *entradas/salidas* e interactúa entre los dos sistemas, de manera que permite transferir valores en '*tiempo real*' y conocer el *status* de la información. Esta aplicación se ejecuta en una PC de montaje tipo rack.

La línea-C de CHANCADO cuenta con sus propios gabinetes DCS para control y comunicación. Esta solución de ingeniería es única en el Perú, comparada sólo con otra aplicación similar instalada en Antamina, pero con una diferencia: los comandos de programación en Toquepala son del tipo *lectura/escritura*; mientras que en Antamina se trata de comandos de *sólo-lectura*. Físicamente los APGs están

instalados dentro de un gabinete, y conectados a la *red Cnet* del sistema-DCS mediante su propia *interfaz*.

El gabinete de control de la línea-C considera un módulo interfaz que, mediante un conversor de protocolos, lee datos de dispositivos de campo mediante una *red MODBUS* (para accionamientos y relés de protección) y una *red DeviceNet* (para arrancadores). El conversor de protocolos recopila los datos de ambos buses de campo y los transmite al sistema mediante una interfaz que usa protocolo *Data Highway Plus (DH+)*.

La sala o cuarto de control de la planta de *chancado secundaria/terciario-fajas* cuenta con dos consolas cliente *Conductor NT 4,0* para supervisión y operación. Es importante indicar que para esta implementación se requiere que la *red de PLCs Allen-Bradley Ethernet* esté físicamente separada de la *red Ethernet administrativa*.

#### **4.3.3.- Sistema DCS- Planta de relaves**

##### **4.3.3.1.- Sistema de Control- Arquitectura**

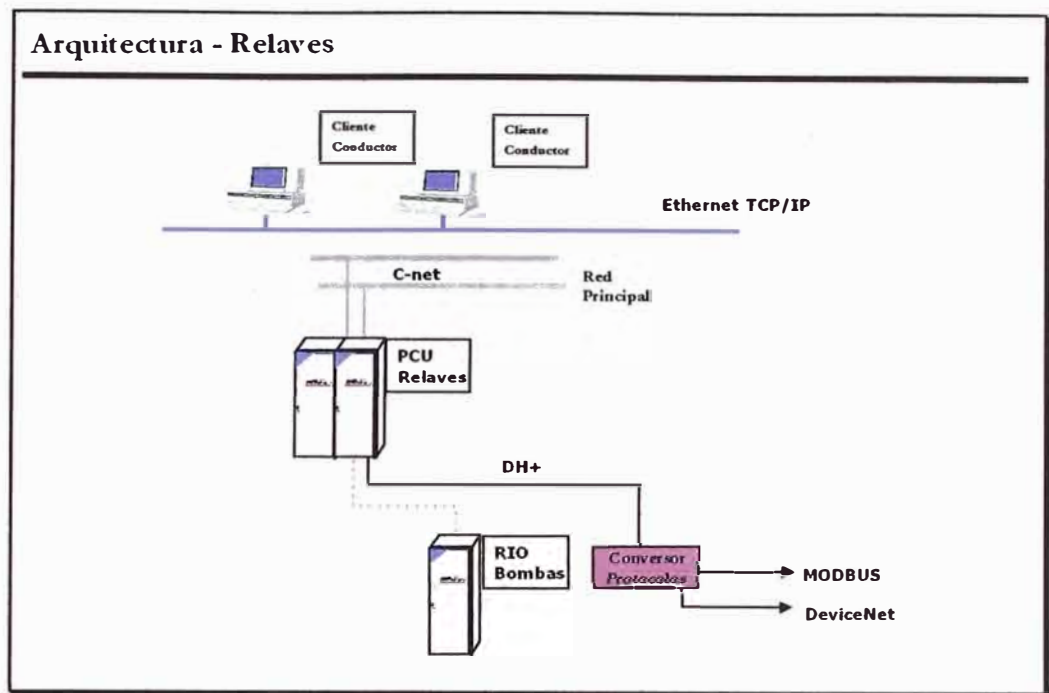


Figura 4.3 <sup>(1)</sup>

En la zona de relaves se tienen instalados dos tipos de sistemas de control, pero en este caso no están integrados; se trata de un *sistema basado en PLCs* y el otro es un *sistema DCS*. El sistema de PLCs gobierna los espesadores convencionales y uno de los espesadores de alta capacidad (High Rate Outokumpu), así como cinco de las seis bombas de agua recuperada. Por su lado, el sistema-DCS controla el espesador High Rate Delkor y la sexta bomba de agua recuperada; está instalado en un gabinete principal que maneja las entradas y salidas asociadas. Este gabinete-DCS principal utiliza un par de procesadores *BRC-100 (Bridge Controller)* en configuración redundante, y el complemento necesario de módulos de entradas y salidas, cables y terminaciones.

Además, el gabinete-DCS tiene un módulo interfaz que, mediante un conversor de protocolos, lee datos de dispositivos de campo mediante una *red MODBUS* y otra *red DeviceNet*.

El gabinete-DCS principal está enlazado con la *red de control C-net*, y acoplado al *Loop Infi-Net* del sistema DCS mediante una estación de supervisión (estación cliente) localizada en el cuarto de control de la planta de relaves.

#### **4.3.4.- Sistema DCS- molienda-clasificación-flotación**

En el sector de la planta concentradora anterior a la expansión (la zona de las cuatro primeras secciones) se cuenta con una red de control *C-net (Infi-net)* con seis (6) unidades de control de proceso principales (llamados *PCUs*), además de tres (3) unidades de entradas y salidas remotas (gabinetes *RIO*). Asimismo, se tienen dos (2) servidores *Conductor NT 4,0* y un (1) servidor *Composer 3,2* y un (1) cliente *Composer 3,2* instalados en dicha red.

El proyecto de expansión que culminó en agosto de 2002 no consideró modificaciones al hardware del sistema de control, debido a que se encontró como adecuado para las necesidades. Sea dicho que, con la modernización (o *Up-grade*) del sistema-DCS llevada a cabo en 1998, los módulos hardware y el software incorporaban opciones de última tecnología. Muchos de estos procesadores electrónicos pueden tener aún capacidad de cómputo adicional luego de haber sido actualizados.

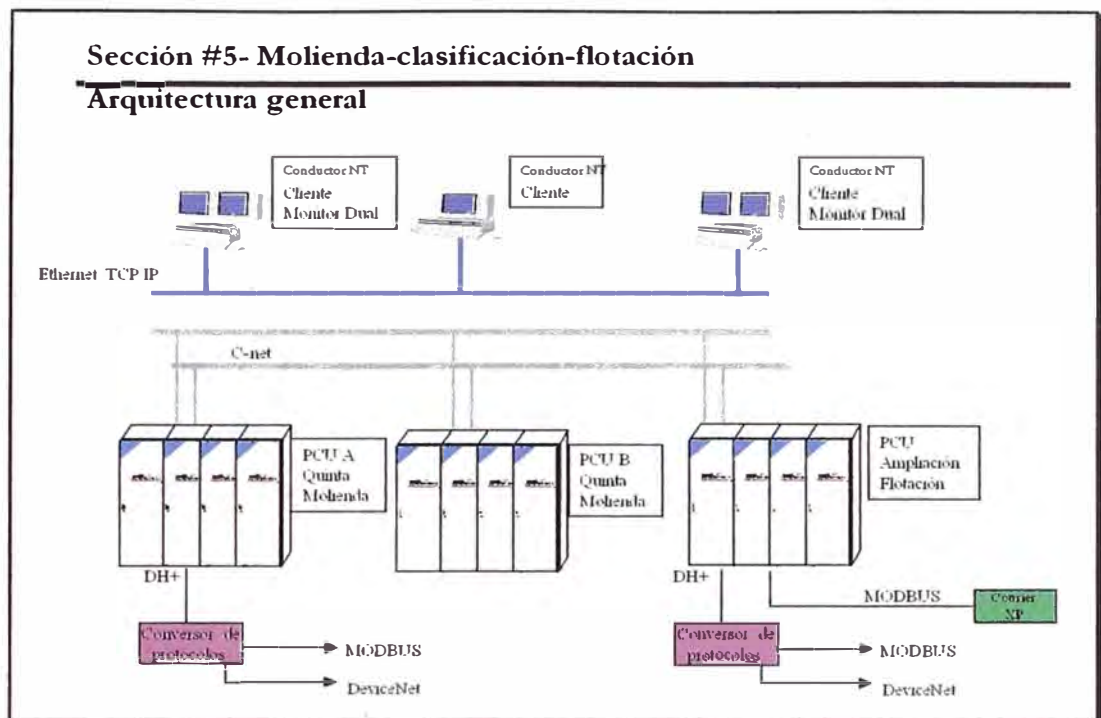
Con el proyecto de expansión la *red de control C-net* existente fue extendida hacia las otras zonas de la planta, conformando una gran *red principal de control*. De esta forma, es posible gobernar desde un único cuarto de control cualquiera de las otras plantas conectadas al sistema-DCS, mediante estaciones de supervisión *Conductor NT*; y, de igual forma, realizar las tareas de programación y configuración desde las estaciones de ingeniería *Composer 3,2*.

#### **4.3.5.- Sistema-DCS quinta sección de molienda-clasificación-flotación**

El hardware instalado para la sección cinco consideró un número de señales estimado para la automatización completa de un molino de bolas de 12,000 tpd y los equipos accesorios. Asimismo, para la ampliación de la flotación, se estimó el complemento de entradas y salidas requerido de acuerdo a la ingeniería básica del sistema.

Para esta sección contamos con equipos principales de molienda (molino de bolas), de clasificación (hidrociclones) y de flotación (celdas tanques), además de los equipos y la instrumentación auxiliares.

Por lo que, de acuerdo con el complemento de entradas y salidas estimado, el sistema DCS de quinta sección se implementó de acuerdo a la siguiente arquitectura:



**Figura 4.4 <sup>(1)</sup>**

El sistema DCS en su quinta sección consiste de lo siguiente:

- Dos (2) gabinetes de control de cuatro (4) cuerpos, albergando dos (2) pares de procesadores redundantes, y el complemento de módulos y terminaciones requerido para las E/S determinadas;
- Un (1) gabinete de control de cuatro (4) cuerpos, albergando un (1) par de procesadores redundantes, y el complemento de módulos y terminaciones requerido para las E/S determinadas, para la ampliación de la flotación;
- Dos (2) estaciones de supervisión *Conductor NT 4,0*-cliente, cada una con dos monitores (monitores duales);



- Una (1) estación de supervisión *Conductor NT 4,0*-cliente con monitor simple.

Como con otras configuraciones, en uno de los gabinetes de molienda, y en el gabinete de flotación, se tiene un módulo interfaz que, mediante un conversor de protocolos, lee datos de dispositivos de campo mediante una *red MODBUS* (para accionamientos y relés de protección) y una *red DeviceNet* (para arrancadores). El conversor de protocolos registra y almacena los datos de ambos buses de campo y los transmite al sistema DCS mediante otra interfaz utilizando protocolo *Data Highway Plus (DH+)*. El gabinete de flotación, adicionalmente, usa una configuración lógica (o una interfaz directa por una vía MODBUS) hacia un analizador Outokumpu *Courier 30-XP*. Es importante decir que la interfaz se compone de dos aplicaciones o tecnologías, una de hardware (un procesador *Control Logix* de *Allen Bradley*) y una de software (programación en *Ladder Logic* y tablas de registros configuradas en *RS- Networx*)

Como todos los gabinetes, estos también están enlazados a la *red de control Cnet* que se conecta a las *estaciones-servidor Conductor NT 4,0*. Y la sala de control de molienda y flotación cuenta con tres clientes *Conductor NT 4,0* para el trabajo de los operadores.

#### **4.3.6.- Planta de Moly**

##### **4.3.6.1.- Sistema de Control**

El sistema de control propuesto para la planta de molibdeno, de acuerdo al complemento de entradas y salidas

que se logre definir, es tal como se aprecia en la figura adjunta. Por el momento, la planta de Moly es la única que no cuenta con estaciones de supervisión en su cuarto de control, aunque ya hemos iniciado trabajos de incorporación de señales a sus respectivos PCUs; por ejemplo: el analizador en línea *Courier 30-AP* de planta de Moly y el filtro de alta presión LAROX

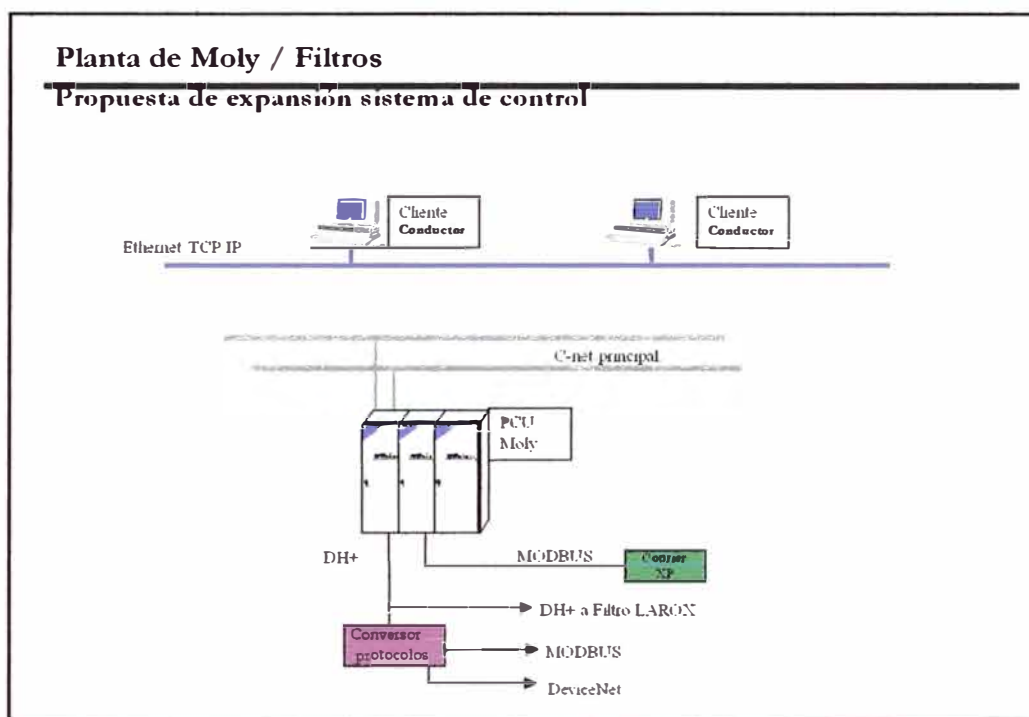


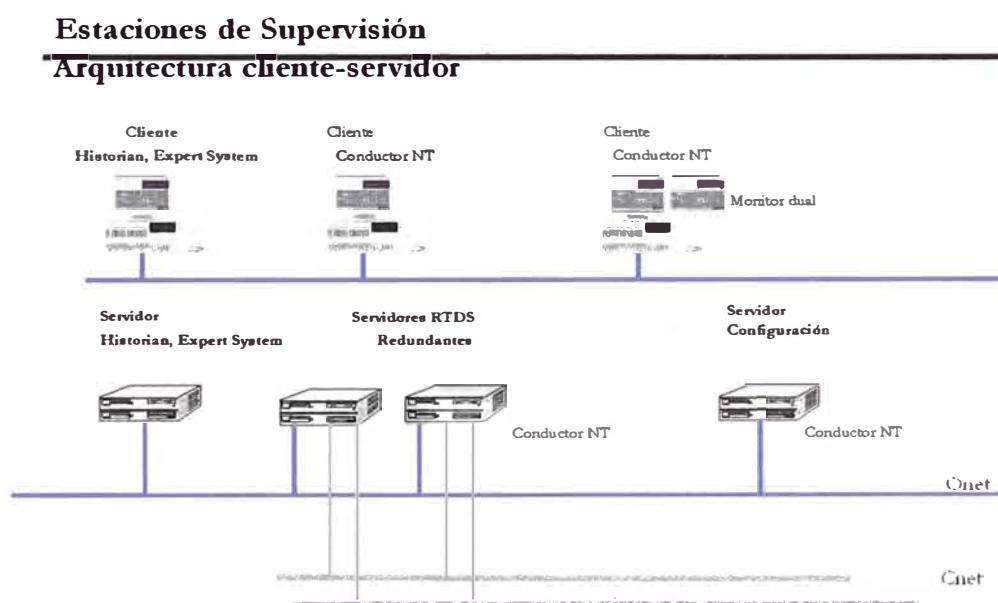
Figura 4.5 <sup>(1)</sup>

El sistema consiste fundamentalmente de un gabinete de control con dos (2) pares de procesadores en configuración redundante, y los módulos y terminaciones correspondientes para el número de entradas y salidas requerido. Este gabinete de control está enlazado en la *red de control C-net*, la que incluye el área de la planta de Moly. El gabinete de la planta

de Moly se enlaza a la *red de control C-net* a través de las estaciones de supervisión *Conductor NT 4,0* (estaciones tanto *servidor* como *cliente*) y las estaciones de ingeniería *Composer 3,2* (servidor y cliente), lo que nos permite ejercer control y acceder a la configuración y programación de esta planta desde el *cuarto de control principal* ubicado en la planta de molienda-clasificación-flotación. Esperamos que muy pronto la *sala de control de Moly-Filtros* cuente una estación-cliente *Conductor NT 4,0* para el trabajo de los operadores.

#### 4.4.- Estaciones de supervisión

Por ahora, la arquitectura de las estaciones de supervisión *Conductor NT 4,0* corresponde a la operación simultánea de varias *estaciones-servidor*, cada una configurada con una o más *estaciones-cliente*. El sistema que nojs hemos propuesto utilizar considera una arquitectura cliente-servidor tal como se muestra, de manera de tener un sistema poderoso, eficiente y fácil de mantener.



**Figura 4.6 (1)**

Pretendemos que con un par de servidores de base de datos de tiempo real (RTDS) redundantes, instalados en una sala maestra de control especialmente acondicionada, se asegure la operación continua de los sistemas de control y su mejor comunicación.

Cada uno de estos servidores RTDS, 'redundantes', estará enlazado a la *red Cnet* mediante una interfaz INICI03, y además a la *red Onet (Ethernet)*. Asimismo, existirá un servidor de configuración enlazado a la *red Onet*. Las estaciones-cliente en cada una de las áreas de la planta estarán enlazadas con estos servidores a través de la *red Onet*.

La configuración redundante de los servidores de base de datos permitirá tener un sistema de alta fiabilidad. La centralización de la configuración en estos servidores asegura facilidad en las tareas de mantenimiento, así como la seguridad de contar con una base de datos de tiempo real que además será única.

Con los demás servidores conectados al *Loop Infi-Net* no habría dificultades porque se continuarían comunicando vía módulos de interfaz directos, usando hardware y software relacionados.

Por ejemplo, el *sistema historiador PI-System* usa la interfaz lógica *SemApi Run-time* y como hardware un módulo *INICI03* y cable *SCSI* hacia la *PC-Scanner* que 'conversa' con su *servidor-PI*; el sistema experto (o de optimización) llamado *OCS* (por *Optimizing Control System*) usa también un módulo

INICIO3 y un cable SCSI, además del *SemApi Run-time* y las aplicaciones propias del *software-OCS*.

Esta propuesta considera la actualización de los servidores *Conductor NT 4,0* a servidores *Operate<sup>IT</sup>* (la última versión de estaciones de supervisión de *ABB-Bailey*), reusando los componentes de *comunicaciones de consola*, particularmente los módulos INICIO3 y los cables de la interfaz SCSI.

#### 4.5.- Estaciones de ingeniería

Nuestro sistema utiliza la *arquitectura cliente-servidor* en las estaciones de ingeniería *Engineer<sup>IT</sup>-Composer 3,2* para asegurar la centralización de las configuraciones y de la documentación asociada, evitando múltiples copias de configuración en la planta. La arquitectura implementada para las estaciones de ingeniería es como se ilustra en la figura a continuación:

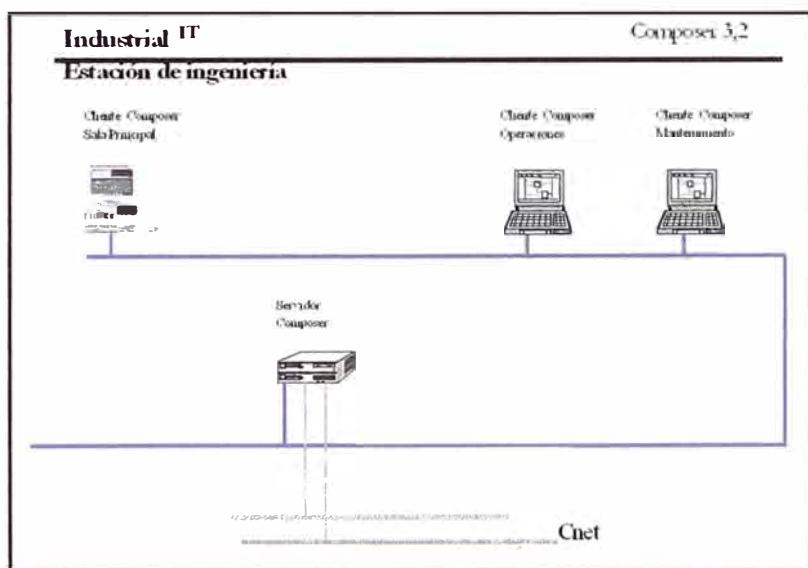


Figura 4.7 <sup>(1)</sup>

El servidor de las estaciones de ingeniería *Composer 3,2* existente en la planta concentradora utiliza la versión del software más reciente (ya en este momento, en Toquepala venimos trabajando con las pruebas de la versión *Composer 4,0*). Este servidor está conectado a la *red Cnet* mediante una interfaz *INICIO3* y un cable y puerto *SCSI*. Asimismo, está enlazado a la *red Onet* (protocolo *Ethernet*). Está provisto de *estaciones-cliente* usadas para tareas de mantenimiento, monitoreo, configuración y programación. La mayoría de las estaciones de ingeniería están instaladas en la *Sala Central de Control*, desde donde se realiza la configuración general del sistema. Para trabajos en campo se han adquirido dos PCs Lap-top IBM portátiles que son usadas para labores de mantenimiento y monitoreo del sistema, para detección de fallas (*Troubleshooting*) y para cambios de configuración rápidos (cuando se requieran en cada uno de los gabinetes).

Los códigos de función y sus características se presentan en los anexos correspondientes.

#### **4.6.- Características del software SCADA Conductor NT**

*Conductor NT 4,0* es el nivel de ingeniería y operador de la 'interfaz humano – sistema' (*Human Machine Interface* o *Human System Interface*) para los sistemas de control del proceso y de supervisión del sistema *Symphony* de *ABB Automation*.

Numerosas características y funciones facilitan y mejoran la operación, monitoreo e ingeniería de cada proceso y planta industrial. La estación de operación *Conductor NT* está basada en las tecnologías estándar y se

encuentra disponible en sistemas operativos *Unix* y en *Windows NT*. La estación de operación *Conductor NT* es completamente compatible con *Windows NT* y en muy corto plazo contará con la tecnología de buscadores de paginas web (*Web Browser*), la cual trabaja con los controles *ActiveX*. La interfaz del usuario está basada en el *Microsoft Internet Explorer* y de este modo no sólo permite acceder en tiempo real y grabar información, sino también la integración de los componentes del software con otras aplicaciones, sin importar el fabricante.

#### **4.6.1- Arquitectura de sistema abierto**

La arquitectura del sistema permite escalarlo desde sistemas pequeños con el *Conductor NT* obteniendo sistemas ampliamente distribuidos y redundantes. El sistema está basado enteramente en la *arquitectura cliente-servidor*. De este modo, todos los diálogos están disponibles para todas las *estaciones-cliente*, restringiendo solo los derechos correspondientes a los archivos del sistema. El *Conductor NT* está configurado con componentes de software que pueden ser instalados en una estación simple, o en un sistema con un gran número de servidores y clientes.

#### **4.6.2.- Representación gráfica y control del proceso**

El software SCADA *Conductor NT* (y su próxima versión *Operate <sup>IT</sup>*) está equipado con una moderna y gráfica interfaz de usuario que contiene un área de trabajo claramente estructurada:

- Las alarmas son señaladas y los eventos reportados;
- Los 'diálogos' actuales con el operador están incluidos;

- El área de navegación para llamar a todos los objetos está claramente ubicada.

El software *Conductor NT* tiene una serie completa de despliegues gráficos (reconocidos como estándares del *software SCADA*), tales como áreas de despliegues, indicadores de valores medidos estadísticos, despliegues de tendencias y vistas generales. Un amistoso editor de gráficos es usado para crear gráficos correspondientes a aplicaciones específicas y una extensa librería de símbolos en dos y tres dimensiones también se suministran. El software *Conductor NT* puede contener un número ilimitado de despliegues con gráficos estándar y otros adaptados, permitiendo también la inclusión de fotografías e imágenes de video en los gráficos.

#### **4.7. - Características del software Engineer<sup>IT</sup> -Composer**

El software Composer 3,2 de EngineerIT es un conjunto de herramientas integradas para la configuración, programación y mantenimiento de un sistema DCS Symphony de ABB Bailey.

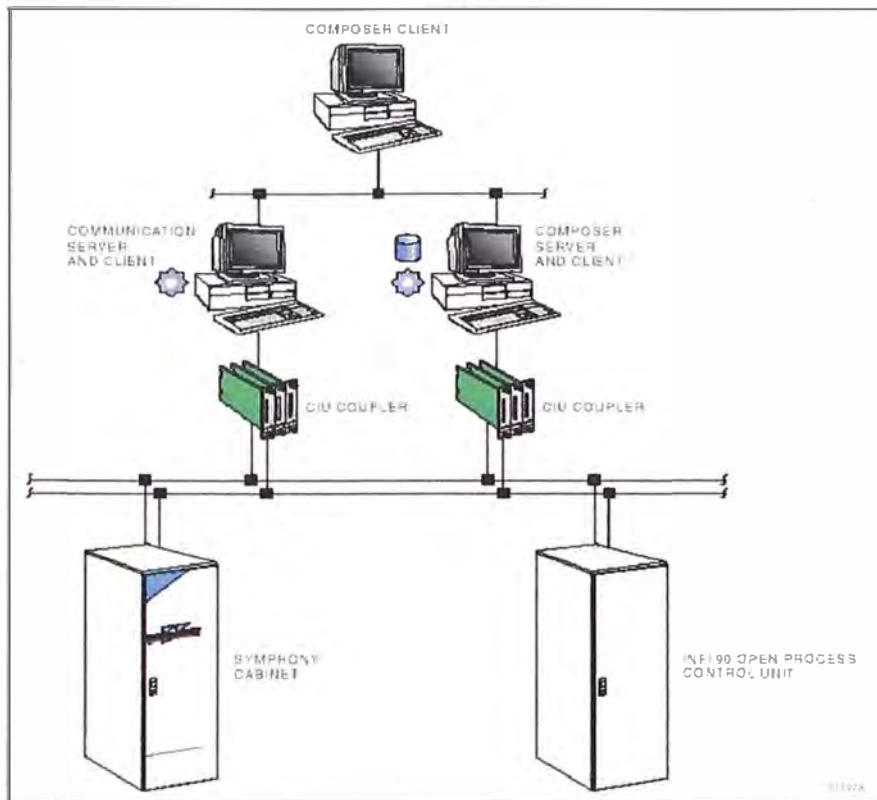
El producto base tiene funcionalidad para la creación y mantenimiento de las configuraciones del sistema de control. Las aplicaciones brindan a los usuarios la habilidad de desarrollar y mantener las estrategias de configuración y control de mediante una interfaz gráfica, bases de datos globales de las configuraciones y librerías de componentes reutilizables de configuración, así como códigos de función con propiedades preconfiguradas.



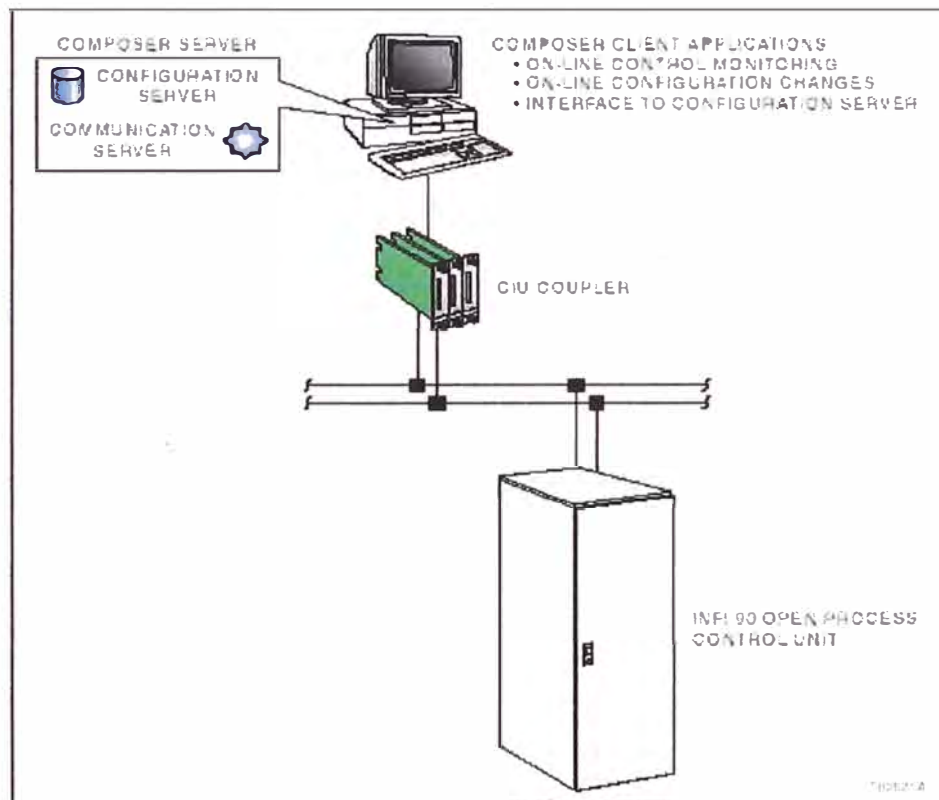
Entre las aplicaciones opcionales de Composer 3,2 se encuentran las aplicaciones de desarrollo de gráficos de proceso. Estas aplicaciones permiten crear las gráficas de operación que serán utilizadas en Conductor NT.

El software Composer 3,2 es parte de otra aplicación de software llamado EngineerIT que es un conjunto de aplicaciones con arquitectura cliente-servidor. El sistema cuenta con dos tipos de servidores: el servidor de configuración y los servidores de comunicaciones. El servidor de configuración contiene la información y las especificaciones precisas de la configuración del hardware. Los servidores de comunicaciones permiten a los componentes del software EngineerIT conectarse con una red Cnet para comunicarse con los controladores del sistema. Los clientes acceden al servidor de configuración para obtener la información de la configuración. Para comunicarse con los controladores del sistema los clientes pueden acceder a cualquiera de los servidores de comunicaciones disponibles, los cuales pueden residir en otros clientes-Engineer<sup>IT</sup>.

Los arreglos de hardware y los medios de la comunicación (que para el efectos hemos dado en llama 'Arqitectura de comunicación', se muestra a continuación para la aplicación de programación Componer 3,2



System Architecture - Multiple Users



System Architecture - Single User

Figura 4.8 (2)

## **REFERENCIAS:**

1. Julio Sotomayor-Asea *Brown Boveri*; Patrick Shironoshita –*Ingeniería Termodinámica S.A.*; Mario Paredes, et.al. **‘Propuesta técnica: Ampliación Sisitema de Control Symphony ABB-Bailey’**. Agosto 2000
2. ABB Automation Inc., SYMPHONY Instruction Composer TM Series, **‘Conductor NT Human System Interfaces, Grafx Display Editor’**. Wickliffe, OHIO- USA, June 2000

## **CAPÍTULO 5**

### **Proyecto de trabajo-tesis de investigación**

#### **5.1.- Datos nominales**

##### **5.1.1.- Título del trabajo-tesis**

*‘Circuito convencional de molienda-clasificación. Ajuste de lazos control de primer orden usando métodos empíricos. Una aplicación en sistemas de control automático’*

##### **5.1.2.- Áreas propuestas de investigación**

- 1.- Procesamiento de minerales: operaciones unitarias de molienda y clasificación;
- 2.- Control de procesos: teoría y práctica del control de procesos y automatización e instrumentación. Ajuste (sintonía) de controladores PID;
- 3.- Teoría de los sistemas de control y supervisión: sistemas de control distribuido, desarrollo, configuración, y programación de estrategias de control;
- 4.- Desarrollo de ingeniería de proyectos de automatización y control: Diagramas de Instrumentación y Proceso (P&IDs), Diagramas de Flujo y Procesos (PFDs);
- 5.- Teoría del control: diagramas de bloques, funciones de transferencia de primer orden con ‘retardo puro’, transformadas de Laplace.

## **5.2.- Marco conceptual**

### **5.2.1.- Control automático en circuitos de molienda-clasificación**

#### **5.2.1.1.- Diseño de circuito por simulación <sup>(2)</sup>**

La simulación es una importante ayuda en el diseño del circuito, pero los resultados tienen que ser establecidos en términos de posibles cambios, tales como facilitar la expansión del circuito. No se ha hecho un intento de discutir todos los problemas. Ello no habría sido posible porque los requerimientos de un circuito son frecuentemente dictados, al menos parcialmente, por su localización. Muchos de los problemas se presentan con los circuitos diseñados para nuevas concentradoras; la gama de problemas es mucho más limitada si se trata de modificar circuitos existentes.

Los resultados de cualquier intento para producir un diseño óptimo de circuito, tanto si está basado en la simulación o en otras técnicas matemáticas, tienen que ser considerados en relación con problemas y requerimientos particulares.

El diseño de nuevos circuitos de trituración y molienda, o la expansión o modificación de un circuito existente, lleva consigo tres tipos de problemas:

(1) elección del diagrama de flujo y las dimensiones de los equipos de forma que pueda ser alcanzado un rendimiento metalúrgico satisfactorio;

(2) asegurar que la futura expansión o modificación pueda ser llevada a cabo sin dificultades, y que no se

presentarán problemas mecánicos durante la vida esperada del circuito; y,

(3) planificar para costos mínimos de capital y de operación para el circuito en relación con el rendimiento metalúrgico y el comportamiento mecánico.

Estos problemas pueden ser clasificados como metalúrgicos, mecánicos y económicos, pero todos están estrechamente relacionados entre sí.

#### **5.2.1.2.- Utilización de un computador para control de circuitos** <sup>(2)</sup>

Los computadores 'en-línea' han supuesto un impacto sobre muchos procesos y su utilización en la industria del procesamiento de minerales empezó hace algún tiempo. Ha sido alcanzada experiencia suficiente con los computadores industriales en varias plantas, como para permitir comentar y documentar las aplicaciones. Intentaremos aquí dar pautas sobre la elección e instalación de sistemas de computadores, tomados de algunos libros de texto y de los folletos e informes de los propios fabricantes.

Las ventajas de un computador son, entre otras:

(1) La alta calidad de los datos de que se dispone sobre el rendimiento y comportamiento de la planta. De los mejores datos, el más fiable es el análisis de la operación de la planta y la opción de operar esta planta de la mejor manera.

La adquisición de datos, asociados con los dispositivos analógicos del computador y la instrumentación, consume

tiempo y es difícil, a la vez que la precisión es pobre y está limitada por la precisión del mismo aparato de registro. Este problema del computador analógico no existe con el computador digital.

(2) La flexibilidad que permite la estrategia de control, con cualquier grado de complejidad, para ser verificada. Por ejemplo, han sido fiablemente instrumentados los circuitos de retorno con grandes tiempos de retardo, controles de funciones no lineales y técnicas de estimación y predicción.

(3) La facilidad con la que cualquier acción de emergencia rutinaria puede ser establecida y detectada. Por ejemplo, la rotura o avería en la tubería de alimentación a un hidrociclón puede ser detectada inmediatamente y tomarse la oportuna acción correctiva para evitar mayores daños al proceso.

(4) La adaptabilidad de los datos para la transmisión 'en-línea', de donde la información obtenida de campo a través del sistema de control se utiliza para generación de reportes y sintonía de lazos de control.

(5) La facilidad con la que la información en una 'base de datos en línea' puede ser suministrada para los sistemas de gestión.

(6) La apropiada utilización de instrumentación reducida puede asegurar las identificaciones en condiciones anormales. Esto es, puede tomarse una correcta decisión sobre si una

condición aparentemente anormal es real o es debida a un error instrumental.

Los computadores 'en-línea' han complementado la visión de los circuitos industriales de molienda entre la parte cualitativa y la cuantitativa, y esto ha dado como resultado mejoras en los rendimientos y comportamientos. Existen también correspondientes desventajas asociadas con la utilización de un computador digital en línea:

(1) Tiene que ser instalado totalmente libre de vibraciones y con aire acondicionado. Aún los computadores industriales requieren de especificaciones adecuadas para trabajo en zonas altamente agresivas.

(2) Tienen que ser utilizados, conjuntamente con el computador, instrumentos, sensores y detectores de alta versatilidad y fiabilidad, ya que de otra forma se perdería gran parte del valor del sistema.

(3) El mantenimiento de la instrumentación que gira en torno al sistema de control y los equipos de cómputo que lo soportan tiene que ser de un alto estándar, y esto puede resultar difícil de asegurar en una zona aislada.

(4) Existe una falta de metalurgistas con los conocimientos o adiestramientos necesarios como para desarrollar, operar y mantener los sistemas de control basados en los computadores digitales. La instalación de uno o más computadores con sistemas que ejecuten distintas aplicaciones de control y optimización sin asegurarse de si se dispone del adecuado personal para atenderlo no es recomendable.



### **5.2.1.3.- Detección del cambio en la densidad o dureza del mineral** <sup>(2)</sup>

Un computador digital puede también ser utilizado para determinar la naturaleza y la amplitud de los cambios que pueden ocurrir en la densidad y dureza del mineral: **1.-** por un incremento en el valor del Work Index (kW-h/tc); o, **2.-** por una condición de exceso de la carga circulante.

La variación de la dureza del mineral puede ser detectada utilizando el molino de bolas en el circuito cerrado, como un 'sensor' de la dureza.

El modelo del molino de bolas es reconocido como para dar una razonable predicción, tanto del comportamiento dinámico, como del estado estable de los circuitos con molinos de bolas, y puede suponerse que si el modelo fuese aplicado a esos circuitos entonces la discrepancia entre el comportamiento observado y el predicho debería ser motivado por cambios en las características de la alimentación.

Este método de detección de la dureza del mineral ha sido probado 'en-línea', y los estudios de simulación muestran que es completamente posible. Establecimos luego de varios muestreos y observaciones que el método de detección de dureza que proponíamos era razonablemente aceptable.

### **5.2.1.4.- Perfeccionamiento de la reducción de tamaño** <sup>(3)</sup>

El área de la reducción de tamaño en donde se han hecho mayores avances ha sido la aplicación de la instrumentación y el control automático en los circuitos de molienda.

Los principales objetivos técnicos y económicos de los programas de control son la mayor producción y una constante mejora en el tamaño de partícula del producto. Las magnitudes principales que se controlan en un circuito de molienda son:

- a) El tamaño de partícula del producto, el cual debe ser el adecuado para que la flotación sea de alto rendimiento;
  
- b) La velocidad de alimentación del mineral: debe ser tal que permita mantener todas las partes del circuito en equilibrio.

La estrategia de control vigente se resumiría en:

*i).*- Insistir en que el tamaño de partícula del producto esté dentro de los límites predeterminados (medido por un analizador de tamaño de partícula en la corriente; y,

*ii).*- Ajustar los parámetros de operación (incluyendo la velocidad de alimentación del mineral para obtener este tamaño predeterminado). El esquema de dicho control, y sus variantes se mostrarán a lo largo de este trabajo. El tamaño de partícula del producto del circuito de molienda se controla ajustando automáticamente la velocidad de adición de agua al cajón colector de alimentación del hidrociclón. La cantidad recirculada a los molinos de bolas varía con:

- a) el tamaño y dureza del mineral alimentada al circuito; y ,
  
- b) el rendimiento de los molinos, de manera que la velocidad de alimentación de mineral al circuito de molienda se debe controlar para evitar una *sobrecarga* de los molinos de bolas o de los hidrociclones.

El tipo más simple de control de flujo másico es aquél que se obtiene al usar el nivel de la pulpa en el colector de la alimentación del hidrociclón para controlar la velocidad de alimentación del mineral al circuito de molienda

Los sistemas de control automático se ajustan de manera que los cambios en las variables de operación (velocidad de alimentación del mineral, gasto de agua, velocidad de la bomba) se realicen por etapas y lentamente. Esto es necesario para evitar respuestas que sobrepasen el margen de los cambios y una 'cacería cíclica' por los dispositivos de control.

El número de circuitos de molienda con equipo de control automático se incrementa rápidamente y una observación ligera lo demuestra, sobre todo en el sector de la gran minería. Los sistemas de control han conducido al mejoramiento continuo del producto y a una mayor productividad del molino y con ello habrían contribuido a la optimización de los procesos del *beneficio de mineral*.

## **5.2.2.- Sistemas de control y proyectos de automatización <sup>(1)</sup>**

### **5.2.2.1.- *Control de procesos industriales***

La modernización de las plantas de procesos y la aplicación de las nuevas tecnologías en las nuevas instalaciones, obligan a considerar la implantación del *control de procesos* como un capítulo importante dentro del proyecto global. Y es así como han tenido que enfocarse las diversas etapas de los últimos proyectos de ingeniería de las plantas de procesamiento de minerales y de metalurgia extractiva:

expansiones de Toquepala y Cuajone, planta hidrometalúrgica de *Barrick-Pierina* y concentradora de *BHP-Billiton-Noranda-Antamina*; y es además como deberán enfocarse proyectos tales como *Anglo American-Quellaveco*, *Barrick-Alto Chicama* y *Phelps Dodge- Cerro Verde*

Si bien la modernización de una planta antigua y el proyecto de una nueva planta, son dos casos distintos, ambos deben considerarse como únicos desde el punto de vista de la producción barata y repetitiva de grandes cantidades de productos con especificaciones cada vez más restrictivas. Para lograr este y otros objetivos es necesario no sólo fabricar los productos con la calidad requerida, sino también disponer de la máxima información posible de las variables de la planta (gasto de energía, agua, electricidad, materias primas, pérdidas, consumo de potencia, etcétera) que permitan ejercer acciones correctoras sobre el proceso.

El control en general, y el control distribuido en particular, integran esta necesidad de gestión de los procesos industriales y a través de comunicaciones avanzadas facilitan el acceso a la información de la planta. Realizan la conexión al proceso mediante los transmisores y controladores, proporcionan estrategias de control en cada unidad, y llevan a cabo las funciones y rutinas de optimización de toda la planta, ayudándose con los '*instrumentos inteligentes*', con '*sistemas expertos*' y en aplicaciones de control avanzado.

En este trabajo pretendemos una descripción de todos los elementos que deben considerarse a la hora de implantar el

control de procesos industriales, con especial énfasis, en la modernización de las plantas antiguas en funcionamiento.

La incorporación de las nuevas tecnologías en la producción industrial ha obligado a los expertos a desarrollar técnicas de control apoyadas en nuevas generaciones de maquinaria y de instrumentos para lograr un mayor rendimiento.

Por un lado, se trabaja en la innovación sobre el diseño de nuevas plantas industriales, y por otro, en la modernización y actualización de las ya existentes.

Quede indicado que será diferente el tratamiento dado al proyecto de creación de una instalación industrial, respecto al planteamiento adoptado para renovar unas instalaciones que ya están prestando servicio. Los objetivos de ambos métodos de trabajo van a consistir en lograr productos con especificaciones cada vez más ajustadas al resultado ideal.

#### **5.2.2.2.- Definición general de un sistema de control**<sup>(4)</sup>

Como lo explica Edward Krick: “... *Es un sistema de control con retroalimentación el que le permite andar en bicicleta, coger una pelota lanzada, aprender cualquiera actividad motriz y mantener la temperatura de su cuerpo prácticamente constante...*”

La expresión correcta es sistema de control con retroalimentación, en vista de que hay sistemas que no tienen retroalimentación. Sin embargo, los técnicos tienden a omitir el

complemento descriptivo y hablan sólo de sistemas de control, considerando como implícita la retroalimentación.

La retroalimentación es la información que caracteriza a la situación real que el procesador compara con el estado de cosas que se intenta o se desea. La discrepancia entre lo que se intenta y lo real se convierte en la base de la acción correctiva.

En los sistemas de control que se han mencionado hasta ahora predominan los humanos; pero el hombre ha aprendido a crear dispositivos que realizan funciones de control, muchos de los cuales no requieren de su intervención directa. En general, los ingenieros son los que diseñan estos *sistemas automáticos de control*.

#### **5.2.2.3.- Diseño de sistemas de control con retroalimentación** <sup>(4)</sup>

Se tienen sistemas de control con retroalimentación en la mayoría de las creaciones de la ingeniería: sistemas de suministro de agua y circuitos cerrados de molienda, clasificación y flotación. Por tanto, el diseño de esos sistemas es una actividad más bien común en la ingeniería: todo empieza con una necesidad específica de control.

#### **5.2.2.4. - Estructura jerárquica de los sistemas de control**

**a).- Control local directo.-** *Control de variables del primer nivel:* caudales, temperaturas, niveles, etcétera. Utiliza controladores electrónicos y/o neumáticos instalados en campo cerca de los equipos que se controlan o vigilan.

**b).- Control estabilizador.-** Entrega valores de referencia hacia los controladores locales de las unidades que forman parte de la planta (o un circuito o lazo de control específico).

*Control de variables de segundo nivel:* tamaño de partículas en circuitos de molienda, leyes (contenidos metálicos) en circuitos de flotación, etcétera.

**c). - Control supervisor. -** Entrega datos (valores análogos: *Set-point*, *Output*; o estados: *MANUAL*, *AUTO*, *CASCADA*) hacia el control estabilizador. Con él se pueden obtener valores óptimos según puntos de consigna que incluyan aspectos económicos.

**d). - Control de planta y gestión de recursos. -** Se interconectan la información histórica y actual (antecedentes y tendencias) con las acciones de control; y se están creando '*en tiempo real*' los reportes de alarmas y los registros para los sistemas de gestión de recursos, con los que los responsables toman decisiones y coordinan tareas de mantenimiento y proyectan cifras de producción.

#### **5.2.2.5. – Aplicaciones de control avanzado**

Los sistemas que incorporan *opciones de control avanzado* se aplican a procesos determinados y su objeto es obtener el mejor control que se estudie y que se opere en la planta de procesamiento.

La aplicación de los *sistemas de control avanzado* crece de día en día por los beneficios que permite conseguir en la automatización de la planta. Las ventajas que presenta la aplicación de los sistemas de control avanzado abarcan: **a).**- el ahorro de energía conseguido en la operación de la planta, **b).**- el aumento de capacidad de fabricación, **c).**- la disminución del costo operativo y, **d).**- la disminución del porcentaje de recuperación de los productos que salen fuera de las especificaciones.

Las aplicaciones de los *sistemas de control avanzado* aumentan cada vez más y se aplican a diferentes procesos.

#### **5.2.2.6.- Proyectos de automatización**

En líneas generales, y desde el punto de vista de aplicación del control distribuido, pueden presentarse varios casos:

**1) Fábrica de gran tamaño**, con gran número de lazos de control (mayor de 50 lazos de control). Esta fábrica es candidata al control distribuido;

**2) Fábrica mediana**, con un número de lazos entre 20 y 50. Es necesario estudiar bien el sistema y hacer una valoración económica correcta;

**3) Fábrica pequeña**, con un número reducido de lazos de control. La decisión puede decantarse por la instrumentación neumática o electrónica clásica, a no ser que existan otros imperativos; por ejemplo, la necesidad de integrar



la información del proceso a la red de computadores de la planta, en cuyo caso la elección sería el control distribuido.

#### **5.2.2.6.1.- Proyectos de automatización de nuevas plantas** <sup>(1)</sup>

Exceptuando el cumplimiento de las fechas acordadas de entrega de los productos de fabricación a los clientes, no existe un límite de tiempo para llevar a cabo la instalación, y que la planta puede proyectarse en todas sus fases de ingeniería, petición de ofertas, compra de material e instrumentos, instalación y puesta en marcha, sin depender para nada del funcionamiento de una planta existente en el mismo emplazamiento. Son útiles los programas de computador que permiten planificar un gran número de actividades (tareas en que se divide el proyecto) y asignar los recursos necesarios (medios humanos, técnicos, materiales y económicos) a cada actividad. Dichos programas establecen el camino crítico, con lo que permiten dirigir correctamente los esfuerzos para evitar retrasos en el proyecto. Por otro lado, permiten controlar las desviaciones económicas entre los plazos planificados y los realizados.

Se considera que el costo aproximado de los instrumentos y de su instalación, en una planta con pocos instrumentos de medida y regulación, alcanza una cifra del orden de 2% a 3% del valor total de la inversión de la nueva fábrica o planta industrial, mientras que si la planta está muy automatizada, la inversión esta comprendida entre el 5% y el 10% de dicho valor total. Con los microprocesadores en continua evolución en capacidad, tamaño, velocidad, y disminución de los precios, la barrera económica que separa la

decisión de adoptar el *control distribuido* en lugar del *control clásico* va disminuyendo.

Una parte importante en el proyecto de una nueva planta es la formación del personal. En lo que toca al control de procesos, dicha formación puede realizarse de las formas siguientes, que pueden ser o no complementarias:

**a). - Cursos de formación en control de procesos**

El personal de instrumentación recibirá una formación intensiva y exclusiva en los instrumentos y en el proceso; intervendrá directa o indirectamente en todas las fases de especificación, compra, instalación y mantenimiento de los instrumentos y, probablemente, recibirá entrenamiento por parte de la empresa suministradora de los equipos y dispositivos.

**b). - Uso de simuladores de la planta**

Los que permiten trabajar en las condiciones lo más próximas posible a la realidad. Existen firmas que ofrecen servicios de ingeniería en el mercado, que bajo demanda estudian y suministran este tipo de simuladores de entrenamiento.

**c). - Entrenamiento en fábricas o plantas industriales**

Asociados con estancias variables, según sea la importancia y delicadeza del proceso. Es el sistema que se sigue en las empresas líderes, y el tiempo de entrenamiento se comparte con diversos cursos de formación.

Las diferentes fases del proyecto de la planta son la ingeniería, la instalación, la calibración, la puesta en marcha y el *mantenimiento*.

#### **5.2.2.6.2.- Ingeniería de un proyecto de automatización**

Si la planta es grande, la ingeniería es contratada a una firma exterior que destina el personal necesario un tiempo suficiente para la realización del proyecto.

Esta ingeniería redacta las especificaciones que deben cumplir los instrumentos de medición y control que después servirán como base para la correspondiente petición de ofertas. Estas especificaciones deben ser claras, puesto que en caso contrario, el suministrador tendría muchas dificultades para redactar una oferta con los instrumentos y los precios adecuados. Más tarde será difícil que el usuario haga una valoración justa y correcta de las ofertas recibidas, con el riesgo de compra de los instrumentos incorrectos, o demasiado caros o que no cumplan con las condiciones de servicio de la planta. La redacción clara de las especificaciones anteriores conducirá a cada proveedor a una sola cotización de materiales y, como máximo, a una o dos variantes.

Cada planta tiene ya una experiencia en el trato con los proveedores y a lo largo de los años ha ido seleccionando las firmas suministradoras. Junto con las especificaciones se envían instrucciones sobre los plazos de entrega deseados y las condiciones de compra: formalización del pedido, garantías, inspecciones, penalizaciones y franquicia, entregas parciales.

Las ofertas recibidas son estudiadas por los departamentos de *Ingeniería, Mantenimiento y Operaciones*, que preparan una comparación que permita tomar una decisión justa y conveniente en la compra de la instrumentación. Hoy los fabricantes suministran instrumentos de similares características y con idéntica calidad, lo que hace difícil la selección adecuada de los aparatos.

Por un lado conviene que los instrumentos elegidos sean suministrados por el mismo fabricante, ya que ello redundará en ventajas económicas para la planta: el inventario de piezas de recambio y de instrumentos completos es el mínimo posible, con lo que su costo financiero es bajo; se simplifica notablemente la formación de los instrumentistas que deberán mantener los instrumentos, etcétera.

Por otro lado, si la elección se hace de tal forma que se busca de forma puntual la máxima calidad técnica de la medida y la óptima selección del instrumento, se corre el riesgo de comprar muchos tipos de aparatos de diferentes fabricantes, ya que cada uno de ellos es especialista en la medida de variables determinadas.

Según cual sea la filosofía de la instrumentación que se elija para la planta, neumática, electrónica, digital; o ya sea que se adopte el control distribuido, la selección de los instrumentos se hará más fácil o más crítica.

La selección equivocada del suministrador del *control distribuido* conducirá a una situación delicada. Para tranquilidad del personal de la planta indiquemos que es muy difícil que se produzca este caso, principalmente porque los

fabricantes de *control distribuido* disponen de una lista de referencias de sus sistemas instalados en todo el mundo, que el futuro cliente puede consultar y visitar cuando desee antes de tomar la decisión de compra (cuando las empresas de ingeniería contratan un proyecto '*llave en mano*' llevan al proveedor del sistema de control junto con el de la instrumentación. Además, la industria es conservadora en sus decisiones y sólo compra el material que esté probado y del cual tiene buenas referencias.

En el mercado existe el propósito de conseguir la normalización de los *sistemas distribuidos*, propósito que es muy firme en los grandes usuarios. Actualmente, el uso de los *sistemas de control distribuido* proporciona una gran cantidad de información, la que se desea pasar a computadores con el fin de optimizar la planta y detectar variaciones en su rentabilidad para así actuar inmediatamente y corregir las desviaciones.

Surge luego la tarea de la '*comunicación*' entre el sistema de control y los computadores que se acoplan a la '*arquitectura de red*'. Se prevé que esta necesidad es muy importante, lo que forzará todavía más la normalización de las comunicaciones entre computadores, procesadores, '*instrumentos inteligentes*', etcétera.

Los suministradores de los sistemas de control han llegado a ser expertos en la tecnología de comunicaciones entre los instrumentos de campo y la sala de control. Y ahora los usuarios exigen a los suministradores que sus sistemas puedan interconectar instrumentos de otros suministradores.

Simultánea o posteriormente a la definición de especificaciones para los instrumentos (y a la petición de ofertas a los suministradores), tiene lugar la incorporación de los instrumentos a los diagramas de flujo. Ello permite el examen crítico del sistema de control y el estudio de los detalles por parte de los técnicos instrumentistas, de los electricistas y de los ingenieros de procesos para la incorporación de sistemas de control avanzado.

En la instalación de los sistemas de control distribuido, el suministrador tiene un papel mucho más importante que en los sistemas clásicos de control neumático o electrónico. El suministrador proporciona al usuario la relación detallada de todos los bornes y cables de conexión de su sistema, incluyendo el cable redundante que conecta a todos los transmisores y elementos finales instalados en los edificios desde la planta a la sala de control.

En el caso del control distribuido, el proveedor suministra las estaciones de control, de modo que aquí es innecesario el proyecto y realización de panel de control. Conviene que el cliente indique los tipos de presentación visual que le interesen, prestando su ayuda en el diseño de las pantallas para la representación del proceso, incluyendo la participación de los futuros operadores de la planta.

#### **5.2.2.6.3.- Calibración de los instrumentos y ajuste de controladores** <sup>(1)</sup>

A pesar de que los fabricantes suministran los instrumentos ya calibrados, siempre es conveniente que los

instrumentistas y los ingenieros electrónicos comprueben los estados de calibración. La calibración se realiza con el instrumento ya instalado, y después se comprueba cada lazo de control para detectar posibles problemas entre el transmisor, el controlador y el elemento final de control.

#### **5.2.2.6.4.- 'Puesta en marcha'**

Se suele realizar un primer arranque de la fábrica alimentando los tanques y tuberías con agua y trabajando durante un tiempo determinado. Así se detectan y solucionan problemas que, de otra manera, al arrancar con las materias primas reales, repercutirían en la pérdida de toneladas de producto con un gasto económico considerable.

En esta fase tiene lugar un primer ajuste de los instrumentos de control: la fijación de los valores de la acción PID de los instrumentos. Esta labor es realizada por los instrumentistas del usuario o por terceros; en todos los casos, es recomendable designar a un responsable de Operaciones con conocimientos de instrumentación y teoría de control como líder del equipo. En pedidos importantes, el proveedor de instrumentos acostumbra a destacar a sus instrumentistas un tiempo determinado, previamente acordado en el pedido u orden de compra. Los instrumentistas, de acuerdo con su experiencia, prefijan dichos valores.

En cuanto al control distribuido, el ajuste se realiza simplemente llamando, a través del teclado, el lazo correspondiente, tecleando el valor de cada acción y pulsando la tecla de entrada. Y es aquí en donde cobrarían verdadera

importancia las estaciones de ingeniería y de supervisión del sistema de control

Una vez terminada la fase de construcción y limpieza, tiene lugar la puesta en marcha real, trabajando con materias primas y productos reales. En esta fase pueden presentarse problemas con arranque de equipos por fallas del sistema de enclavamiento o protección.

Existe una variedad de métodos de ajuste, y los tradicionales se dividen en métodos de lazo cerrado (ganancia límite) o de lazo abierto (métodos de Ziegler y Nichols).

El método de ganancia límite está basado en el estrechamiento gradual de la banda proporcional del instrumento (con las acciones integral y derivativa en su valor más bajo) hasta conseguir una oscilación continua en la variable de proceso. Se aplican fórmulas con los valores de la ganancia límite obtenida para la oscilación auto-mantenida, y el período de la oscilación, en minutos.

El método de la curva de reacción se basa en el registro de la respuesta del lazo de control en lazo abierto y la aplicación de fórmulas en las que intervienen la pendiente de la curva, el retardo ante la 'salto-escalón' y la variación de posición en el elemento de control. Esta es la metodología que usamos para la obtención de parámetros de los códigos de función Inferencial Smith Predictor y que también explicamos en el capítulo de Modelos y Obtención de Parámetros de este trabajo.

Los procedimientos de ajuste son aproximados y constituyen un buen punto de partida para ajustar finamente el proceso y conseguir una respuesta satisfactoria frente a las



perturbaciones del mismo: ante la poca experiencia de nuestro personal en teoría de control y ajuste de controladores, decidimos presentar procedimientos de carácter empírico que ofreceríamos como respaldo a nuestras tareas en sintonía de lazos de control.

En el caso del control distribuido, el fabricante tiene disponibles varios algoritmos de control que complementan la clásica regulación proporcional+integral+derivativa, y que permiten también el autoajuste de las unidades de control. Nosotros, como se indica en varios segmentos de este trabajo, optamos por usar los códigos de función del software Composer 3,2 llamados Inferential Smith Controller y el Advanced PID, entre otros.

Conviene indicar que las aplicaciones del control distribuido y de control avanzado no son estáticas y es necesario hacer frente a nuevos problemas, evolucionando así el control de la planta. Y el nuestro es un ejemplo claro por cuanto al incrementarse la instrumentación nos vimos forzados a comprender mejor la teoría del control y a desarrollar mejores y diversas estrategias de control. Ahora constatamos la necesidad del control avanzado y de la optimización de sintonías.

#### **5.2.2.6.5.- Arquitectura de comunicaciones**

La vía de comunicaciones es redundante para que una avería en un cable por cualquier motivo transfiera automáticamente las comunicaciones al otro cable sin que el

control se interrumpa Esta función de conmutación la realiza el sistema al definir cuál de los cables, hardware o software redundantes es el activo.

#### **5.2.2.6.6.- Instalaciones industriales e instrumentación**

Las plantas de procesamiento de minerales se distinguen del resto de proyectos industriales, principalmente por ser un conjunto de operaciones unitarias de tipo físico-químico: están constituidas por bombas, compresores, intercambiadores, reactores, columnas de flotación, etcétera. De aquí surge, en primer lugar, la necesidad de las tuberías, válvulas y bombas para el transporte de fluidos.

Por otra parte, la necesidad de la instrumentación deriva de que el correcto funcionamiento de la planta como conjunto requiere mantener una serie de variables (caudales, presiones, temperaturas, pH, niveles, etcétera) en unos valores deseados, lo cual exige disponer de dos grupos de elementos o dispositivos:

**-De campo;** instrumentos de medida y elementos finales de control (válvulas de control generalmente), para conocer los valores de las variables y poder actuar sobre ellos.

**-De control;** que recogen los valores medidos y, comparándolos con los deseados, generan las órdenes oportunas para que actúen los elementos finales de control.

La proliferación de tuberías e instrumentos distinguen claramente las plantas de procesamiento de minerales del resto de la industria, donde la implantación hay que focalizarla en las máquinas y equipos.

En nuestro país, en general, el grado de automatización de las instalaciones en plantas de procesamiento de minerales es superior que el de otras instalaciones del propio sector minero. Por ejemplo, las plantas hidro-metalúrgicas presentan instrumentación y lazos de control de menor complejidad.

La información fundamental para el desarrollo de la ingeniería de detalle de tuberías e instrumentos debe estar incluida en la ingeniería del proceso y, por supuesto, en la ingeniería básica y luego en la ingeniería de detalle. Desde aquí se han de elaborar, primero, los Process Flow Diagrams (PFDs) y los Process and Instrumentation Diagrams (P&IDs), entre otros planos y documentos de los que hacen uso las empresas constructoras. Y es normal incluir por los departamentos de tuberías e instrumentación, información complementaria, como puede ser la especificación de tuberías, el desarrollo de la instrumentación y otros datos específicos, que transforman los diagramas iniciales de flujo, propios de la ingeniería del proceso, en auténticos y completos diagramas de tuberías e instrumentos, fundamentales para la ingeniería de detalle.

#### **5.2.2.6.7.- Instrumentación y control**

Se entiende por instrumentación y control, a la aplicación de dispositivos y técnicas para medir, presentar la información, vigilar y regular el funcionamiento de equipos y procesos industriales.

En consecuencia, es responsabilidad de los departamentos de Instrumentación y Control de Procesos el definir los instrumentos de medida y elementos finales de

control, así como el sistema de control que regula el proceso e informa al operador de la situación y posibles incidencias. Los objetivos básicos del control son dos:

-**Calidad.** - Cuanto mayor sea la calidad pedida, más necesario es el uso de la instrumentación; y,

-**Seguridad.**- Los instrumentos prestan un gran servicio detectando las situaciones peligrosas.

### **5.3.- Antecedentes**

#### **5.3.1.- Antecedentes nacionales**

Hemos sabido de aplicaciones de control automático en plantas de procesamiento de minerales de la región sur del Perú. La concentradora Tintaya de BHP-Billiton, por ejemplo, utiliza un sistema de supervisión y control basado en tecnología de control distribuido con lazos de control para determinación del consumo de potencia (kW-h/t) y para el cálculo de cargas molidoras.

En general, las aplicaciones de los sistemas DCS son usadas para acciones de comando, protección de personal y equipos y manejo de alarmas. Así se concluye a partir de los sistemas DCS instalados e implementados recientemente: Pierina (planta hidrometalúrgica), Antamina (planta concentradora) y la expansión de la concentradora de Toquepala. La planta hidrometalúrgica de Toquepala (con lixiviación bacteriana en botaderos) implementó hace poco más de quince meses un sistema DCS con similares características: acciones de comando, visualización, protecciones y manejo de alarmas.

Y es altamente probable que en los proyectos de Quellaveco (Moquegua), Alto Chicama (La Libertad) y la concentradora en proyecto de Cerro Verde (Arequipa) se instalen sistemas con tecnología de control distribuido, los que combinarán controladores lógicos programables, software y hardware SCADA, control avanzado, 'historiadores', aplicaciones ERP, etcétera.

Los equipos de profesionales del control de procesos de las distintas plantas industriales se componen de ingenieros metalurgistas, ingenieros electrónicos y especialistas en programación. Y esta composición ha sido el resultado de las características mismas del tipo de trabajo comprometido y, en especial, de las necesidades de automatización y control en las plantas de procesamiento de minerales. De tal hecho se deriva el que los desarrollos sean dispares y dispersos, además de poco integrados.

Pasados los períodos de 'puesta en marcha' y comisionado los propios ingenieros y técnicos se harán cargo de las implementaciones más adecuadas y las mejoras requeridas. Ni las mayores y más importantes transnacionales de la ingeniería han asegurado la satisfacción de los clientes peruanos respecto a los resultados obtenidos luego de culminado un proyecto. Y ése es quizá un tema todavía por discutir cuando revisemos los proyectos que han ejecutado y ejecutan en nuestro país las más conocidas transnacionales de la ingeniería.

### **5.3.2.- Antecedentes locales**

A finales del año 1987 se integró a la Concentradora de Toquepala un sistema de control distribuido de la firma Bailey Automation (Wickliffe, Ohio, EE.UU.). Desde ese momento uno de

los objetivos planteados fue el controlar automáticamente las operaciones unitarias.

Cuando la planta contaba con clasificadores de rastrillos en vez de hidrociclones, y con dos molinos de bolas por cada molino de barras, se logró controlar la distribución de carga en modo automático de acuerdo al amperaje del motor de los clasificadores de rastrillos: el lazo simple de control suponía que cuando el amperaje subiera por encima del Set-point establecido el Splitter le restaría carga; y si el amperaje permaneciera alto, entonces se restaría el tonelaje al molino de barras para aliviar a los clasificadores de rastrillos.

Cuando a mediados de 1997 se instaló un molino más en los circuitos de molienda secundaria, y se cambiaron los clasificadores de rastrillos por hidrociclones, la distribución de carga regresó a ser manual porque no fue posible usar la misma variable de control (amperaje) para manejar la distribución ni la restricción de la carga.

Se intentó ejercer control automático sobre la molienda-clasificación, pero el principal problema era la distribución de carga; es decir, conseguir que el Splitter distribuya la carga automáticamente. Intentamos usar la potencia consumida por cada molino de bolas como variable de control (muy usada para determinación de estados de sobrecarga), o los niveles en las canaletas que alimentan a los molinos de bolas, pero todo esto sin resultados que mostrar.

## **5.4.- Fundamentos de la tesis**

### **5.4.1.- Definición del problema**

La concentradora Toquepala mantiene en la mayoría de sus secciones de molienda-clasificación típicos lazos de control de tonelaje asociados al consumo de potencia de su molienda primaria (molinos de barras). Y, en ese caso, obtener la mayor cantidad de mineral procesado depende significativamente de la intervención de los operadores de campo.

Se usa en la práctica el consumo de potencia como variable de decisión (o de control) para un incremento del tonelaje; o más bien, se decide usar la potencia consumida de la molienda secundaria (molinos de bolas), para distribuir la carga con el Splitter, obtener niveles parecidos en cada cajón de alimentación-hidrociclones y porcentajes de sólidos establecidos según criterio tanto en la descarga de los molinos de bolas como en el Overflow. La variable que decide el incremento del tonelaje se reduce a la observación del Underflow (los hidrociclones no deben trabajar 'apretados').

Por otro lado, el lazo de control que relacionaba amperaje del clasificador de rastrillos con la posición del Splitter distribuidor no se usa más.

### **5.4.2.- Objetivos de la tesis**

1.- Demostrar y mostrar que con dos nuevos lazos de control, uno trabajando en modo Cascada, y otro trabajando en modo Automático se puede incrementar el tonelaje procesado en una sección de molienda-clasificación

2.- Incorporar progresivamente a los operadores de campo y supervisores de guardia en el desarrollo de nuevas estrategias de control, y contar con su apoyo en las etapas de implementación y evaluación

3.- Reforzar entre los supervisores y los operadores los conceptos de control automático de procesos, de tal forma que su contribución y sus conocimientos se incrementen

4.- Reforzar el aprendizaje de supervisores y operadores en el uso de la estaciones DCS de control y supervisión, así como de sus aplicaciones y módulos de interfaz (estaciones del sistema historiador, estación del sistema experto, estaciones de los analizadores en línea, etcétera)

5.- Conformar (como bien se hizo para esta trabajo) un equipo multidisciplinario que tenga a su cargo la asignación de tareas y el desarrollo de estrategias de control en las distintas secciones de la concentradora. Este equipo estaría a cargo de metalurgistas y lo integrarían, además, electrónicos (especialistas en instrumentación) y programadores (con especialidad en sistemas de control y aplicaciones afines).

#### **5.4.3.- Hipótesis de la tesis**

1.- Sin descartar las demás opciones de control automático, será posible implementar dos nuevos lazos de control que, teniendo en cuenta: a).- Los niveles en cada cajón de alimentación a los hidrociclones; y, b).- El nivel-promedio de los tres cajones de alimentación a los hidrociclones, permitan que las respectivas secciones de molienda-clasificación operen a



su máxima capacidad sin intervención directa ni permanente de los operadores de campo.

2.- Las estrategias que se implementen determinarán indirectamente las condiciones de carga circulante ALTA o BAJA en el circuito cerrado de molienda-clasificación; y se establece que estas condiciones se relacionan con la variación de la dureza del mineral.

3.- Las demás opciones de control automático: a.- Control de nivel y frecuencia (Hz) del variador de velocidad; b.- Control de presión de ingreso a hidrociclones (PSI) y frecuencia (Hz) del variador de velocidad, son perfectamente válidas y permiten mantener estable el circuito de molienda-clasificación.

#### **5.4.4.- Justificación de la tesis**

##### **5.4.4.1.- Justificación técnica**

La disposición de los circuitos de molienda primaria y secundaria de esta Concentradora es particular, si a la llamada gran minería nos referimos.

Con el transcurrir del tiempo, Toquepala ha evolucionado en cuanto a sus instalaciones y a la tecnología implementada. Su circuito de molienda-clasificación se sometió a cambios constantes y elevó su contenido de dispositivos de medición y regulación (instrumentación). Se justifica, entonces, iniciar un enfoque privilegiado hacia la automatización de sus instalaciones usando, junto con los dispositivos instalados, las

opciones tecnológicas de reciente aparición y de reconocida aplicación en las plantas de procesamiento de minerales.

Adicionalmente, Toquepala y el conjunto de profesionales que la conforman, se mantiene entre los centros de mayor importancia relativa en cuanto al desarrollo de sistemas de control y automatización, y es vista como un referente a considerar por sus competidoras.

#### **5.4.4.2.- Justificación económica**

Los trabajos que propusimos realizar no significaron mayor inversión porque contábamos en la planta concentradora con los dispositivos de medición y regulación ya instalados.

El personal operador, de edad-promedio relativamente alta, reconoce con cierta facilidad las acciones de los elementos de control y viene trabajando desde hace algún tiempo con los sistemas de regulación y supervisión. Es decir, las tareas de entrenamiento serían mínimas y específicas. Además de la estabilidad de nuestros circuitos de molienda-clasificación, estaríamos en la capacidad de procesar entre dos y tres toneladas más por hora, en cada uno de los ocho molinos de barras de la sección de molienda primaria.

#### **5.5.- Productos de la tesis**

Como resultado del trabajo habremos conseguido:

- 1.- Una metodología funcional y práctica de sintonía de lazos de control y controladores, usando métodos empíricos basados en la teoría de control de procesos;

- 2.- Una metodología de sintonía o ajuste de controladores alternativa a la que generalmente usamos con software dedicado y conectado vía interfaz con el sistema de control;
- 3.- Mayor estabilidad en los circuitos involucrados, mejor producto y una reducción considerable de pérdidas de producción por paradas imprevistas o de emergencia;
- 4.- Uso intensivo de los dispositivos de medición y regulación instalados. Así se facilitarán las tareas de supervisión, registro, control y operación; tanto como las tareas de ajuste de lazos de control más la elaboración de nuevas estrategias.

#### **5.6.- Alcances de la tesis**

En principio la implementación y las pruebas se han establecido en la sección 2B de molienda-clasificación, seguiremos con la sección 3B y así hasta completar la totalidad de las secciones de molienda primaria y secundaria.

Con la implementación se debe asegurar que un número importante de supervisores de los departamentos *Control de Procesos* y de *Metalurgia* actúen directamente en el desarrollo de los programas de mejoras metalúrgicas y de control (automatización) de la planta concentradora.

Por el momento los objetivos se orientan especialmente a las operaciones unitarias de molienda y clasificación. Luego se tendrán que atender las necesidades del control de las operaciones unitarias de flotación y separación sólido-líquido.

## **REFERENCIAS**

1. Antonio Creus Solé, **"Control de procesos industriales, Criterios de implantación"**, Colección 'Productiva', ALFAOMEGA GRUPO-EDITOR, México-D.F., 1999. [Alfaomega@andinet.lat.net](mailto:Alfaomega@andinet.lat.net)
2. A.J. Lynch, Universidad de Queensland, Australia. **"Circuitos de Trituración y Molienda de Minerales: Su Simulación, Optimación y Control"**. Editorial Rocas y Minerales. Madrid, España, 1980.
3. A.K. Biswas (University of Queensland, Australia), W.G. Davenport (McGill University, Canada). **"EL COBRE: Metalurgia Extractiva"**. EDITORIAL LIMUSA. México, D.F., 1993
4. Edward V. Krick, College Lafayette Easton, Pennsylvania. **"Fundamentos de Ingeniería: Métodos, conceptos y resultados"**. EDITORIAL LIMUSA, 1ra Edición, México, D.F., 1999 ([www.noriega.com.mx](http://www.noriega.com.mx))

## **CAPÍTULO 6**

### **Filosofía del control automático- circuito de molienda-clasificación**

#### **6.1.- Cuestiones importantes sobre el control de los circuitos**

Los estudios sobre la dinámica de los circuitos ponen de manifiesto una importante diferencia entre la respuesta del circuito a los cambios de caudal de alimentación de mineral y la correspondiente respuesta a cambios en la adición de agua. Las variaciones en el promedio de alimentación de mineral inician un lento cambio progresivo en el cual el estado de equilibrio final representa la respuesta máxima del producto. Por contraste, el cambio en la adición de agua al clasificador proporciona la máxima respuesta instantáneamente, mientras que la respuesta de equilibrio del producto es relativamente pequeña.

#### **6.2.- Control de los circuitos de molienda por vía húmeda**

La función de un circuito de molienda en una planta de proceso es preparar el mineral, bien para su concentración por liberación de las menas aprovechables de la ganga, o para su activación, exponiendo las superficies de los minerales aprovechables.

El término *control automático* cuando se aplica a los circuitos de molienda-clasificación puede tener diferentes significados, dependiendo del proceso que está siendo considerado, y es importante que el objetivo a conseguir con la instalación de un sistema de control automático, se encuentre explícitamente definido. El circuito de molienda cumple sólo una operación en la secuencia de las operaciones que lleva consigo el procesamiento de los minerales, y el objetivo tiene que ser formulado para el sistema completo y no sólo para el circuito de molienda. Y vale dar inicio a la implementación de las estrategias de control por las cuestiones que se consideren más fáciles de atender y comprender.

Si un circuito debe ser controlado automáticamente tiene que ser posible detectar los cambios que se producen dentro del circuito o en las características del producto que sale del mismo, y ser posible compensar esos cambios con variaciones adecuadas en las variables controlables.

La naturaleza abrasiva de las partículas de mineral y su tendencia a bloquear los conductos de muestreo, y formar depósitos inestables en las regiones de baja velocidad del fluido suelen causar serios problemas en el desarrollo, calibración y aplicación de los instrumentos de regulación y medición, problemas que sólo ahora están siendo resueltos con la aparición de dispositivos más y más sofisticados y precisos. Al desarrollar un sistema automático de control para un circuito de molienda, tienen que ser consideradas las siguientes cuestiones, en términos generales:

- ¿Cuál es el objetivo a alcanzar?;
- ¿Cuáles son las variables que se pueden controlar?;
- ¿Qué instrumentos de medición pueden ser utilizados para detectar los cambios en el trabajo del circuito?; y,
- ¿Cómo tienen que ser alteradas las variables controlables para compensar esos cambios?

### **6.2.1.- Objetivos de la propuesta de control automático**

Los objetivos generales del control que proponemos son:

- (1) El perfil granulométrico del material producido en el circuito tiene que ser mantenido constante (lo más cerca

posible del punto de consigna) para un caudal fijo de alimentación;

(2) El perfil granulométrico del producto del circuito tiene que ser mantenido constante (lo más cerca posible del punto de consigna) para un caudal máximo de alimentación; o,

(3) Tanto el perfil granulométrico como el contenido de sólidos del material producido en el circuito, tienen que permanecer constantes (lo más cerca posible de los puntos de consigna establecidos).

Las limitaciones que estos diferentes objetivos pueden imponer en el funcionamiento de un sistema de control son sólo aparentes; por ejemplo, el caudal de alimentación de mineral debe ser mantenido constante en el primer caso, mientras que resulta ser la variable controlable más importante en el segundo caso.

Frecuentemente estos objetivos tienen que ser modificados de acuerdo con las condiciones locales. Cuando el circuito de concentración es el factor que limita la planta con respecto al promedio en peso del mineral que puede procesarse eficazmente, quizás sea necesario ajustar el caudal de alimentación a la planta para asegurarse que la cantidad de mineral útil en la alimentación al circuito de concentración no excede de este valor máximo. En este caso, el caudal de alimentación al circuito de molienda puede variarse independientemente de la dureza del mineral, o también el sistema de control puede ser necesario para mantener la granulometría del producto constante o lo más próxima posible al valor requerido.

No es raro para un objetivo ser definido como inalcanzable físicamente hablando. Por ejemplo, la función de granulometría constante del producto y una máxima producción no pueden ser

alcanzadas, pues se encuentran envueltos dos contrasentidos, y uno tiene que sacrificarse en beneficio del otro. Así, si un circuito está trabajando a la máxima capacidad y el mineral se vuelve más duro, tiene que ser aceptada una granulometría del producto más gruesa, hasta que la reducción en el caudal de alimentación tenga efecto de forma que permita compensar la mayor dureza del mineral. De otra forma se producen sobrecargas y derrames. En este caso, la definición del objetivo debería incluir una estrategia concerniente al límite al cual un inconveniente puede ser admitido antes de que se produzcan los dos.

Al definir el objetivo para un sistema de control, puede suponerse que cuánto más exigentes sean las especificaciones para el sistema, más complejo y costoso será el mismo y más completa y grande ha de ser la plantilla técnica y profesional requerida para desarrollarlo y mantenerlo.

Los sistemas de control pueden ser instalados en varios niveles de complejidad, y dicho incremento en la complejidad debería resultar en un aumento paralelo del gasto y una mejora resultante en el control. Pero entre ambas, sólo el aumento paralelo del gasto suele ser percibido. Por eso, si pudiera determinarse la relación entre el gasto incrementado y la mejora también incrementada, sería posible decidir el nivel de control a instalarse, pero todo esto es un problema difícil porque pasa por un asunto de aprender a cuantificar, al mismo tiempo que evaluar, nuestros sistemas de control. En Toquepala estamos dando inicio a la elaboración de procedimientos flexibles que nos permitan saber cuándo y cuánto ganamos o perdemos mientras nuestras estrategias de control actúan o dejan de actuar.

Para un circuito de molienda por vía húmeda, los tres niveles de control a considerar son:

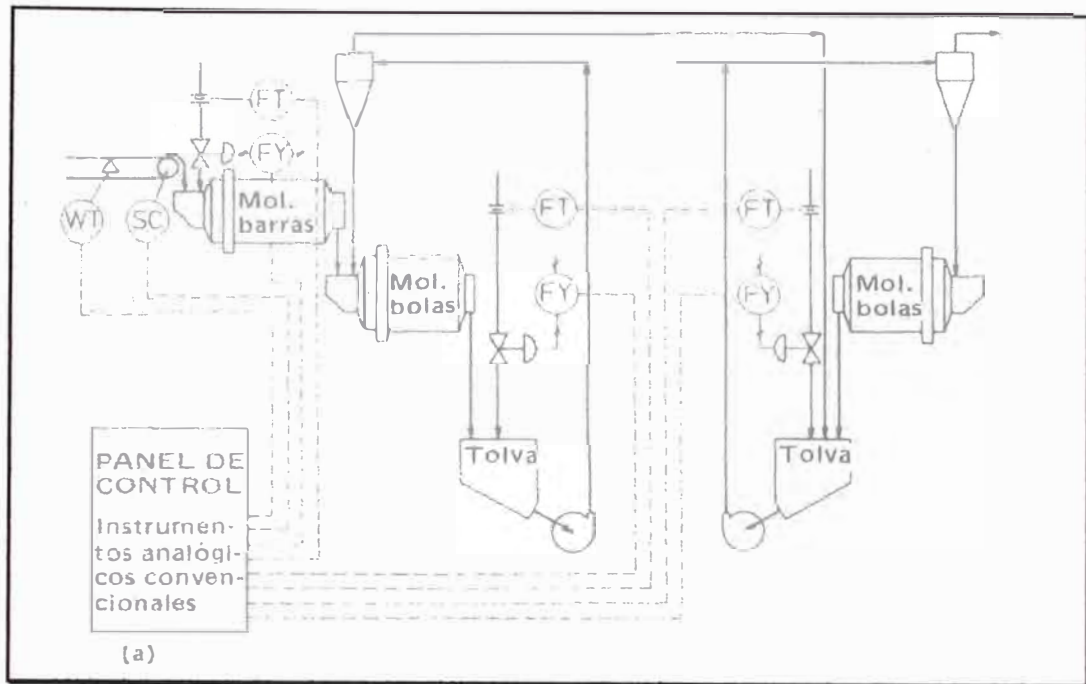


(1) controles locales en todas las entradas de mineral y admisiones de agua;

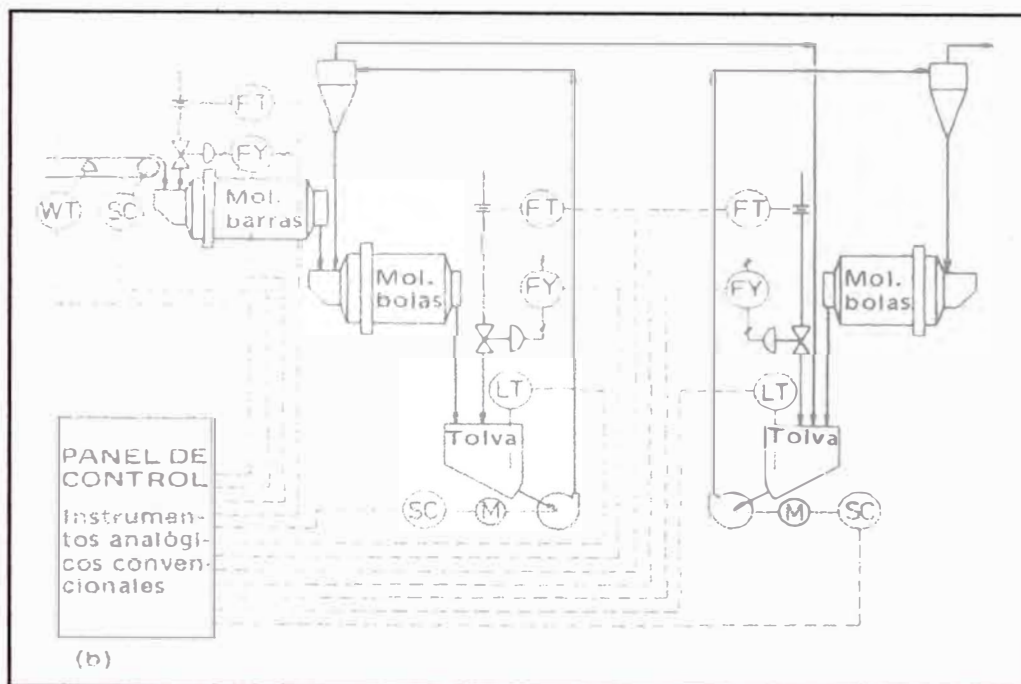
(2) accionamientos de velocidad variable en todas las bombas de clasificadores, siendo estos controlados por detectores de nivel en los cajones de las bombas; y

(3) control completo del tamaño de partícula y circuito basado en un o más computadores para que actúen como estaciones de supervisión y de ingeniería, y, algunas veces, como módulos de interfaz y de comunicación. A la fecha, se sabe de tres lugares en Perú que cuentan con analizadores de tamaño de partículas: Iscaycruz, Antamina y Toquepala.

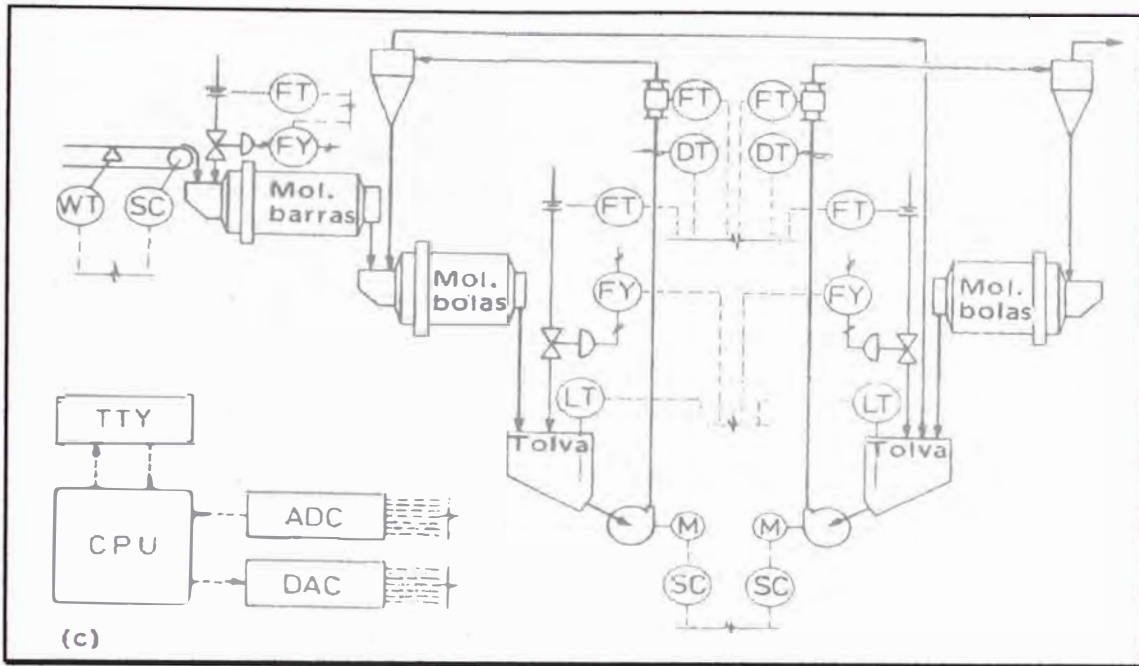
En las tres siguientes figuras se muestran las necesidades de equipos básicos para cada uno de los tres niveles de control aplicados a un circuito típico de molienda de 400 t/h, consistente en un molino de barras y dos molinos de bolas; mientras que los costos del sistema de control, en valores de 1976, se muestran en el cuadro que sigue a las figuras.



**Figura 6.1: Instrumentación básica para circuito sin variador de velocidad <sup>(1)</sup>**



**Figura 6.2: Instrumentación básica para circuito con variador de velocidad <sup>(1)</sup>**



**Figura 6.3: Instrumentación para circuito con medidores de sólidos <sup>(1)</sup>**

Costos de inversión, valores de 1976, para tres niveles de control en un circuito de molienda que incluye un molino de barras y dos molinos de bolas (véase Fig. ) sin incluir los costos de instalación.

<i>Nivel 1. Control de los caudales de alimentación de mineral y agua en los puntos establecidos</i>	
Control de agua:	\$
3 placas perforadas	105
3 transmisores de presión diferencial	2200
3 válvulas de control	3180
3 reguladores	2700
Control de mineral:	
1 peso	8000
1 regulador	900
1 transmisión de velocidad variable para el transportador	5000
Varios:	
1 panel de control	2500
Total acumulado (aprox.)	\$25000
<i>Nivel 2. Adicional al nivel 1 – control de las bombas de alimentación a los ciclones para estabilizar los circuitos internos.</i>	
2 transmisores de presión diferencial	2000
2 reguladores	1800
2 accionamientos de velocidad variable para las bombas de alimentación a ciclones	20000
Total acumulado (aprox.)	\$49000
<i>Nivel 3. Adicional al nivel 2 - control de producción y granulometría por medio de ordenador digital</i>	
2 controles radiactivos de densidad	9000
2 caudalímetros magnéticos	9000
1 ordenador digital	10000
Total acumulado (aprox.)	\$107000

**Cuadro 6.1: Tabla de costos, instrumentación en circuito convencional <sup>(1)</sup>**

Mientras que resulta relativamente simple estimar los costos de los distintos sistemas, es de hecho más difícil la evaluación de los beneficios. Y es en parte lo que pretendemos proponer con este trabajo.

Si el objetivo de un control automático es incrementar el tratamiento de mineral sin deterioro del rendimiento metalúrgico, esto puede alcanzarse mediante la instalación de controladores del mineral y del agua, y accionamientos de velocidad variable en las bombas de alimentación a los clasificadores. Los elementos que mencionamos estabilizan el trabajo del sistema y evitan grandes variaciones que pueden ser producidas por un trabajo inestable de la bomba, pudiéndose alcanzar mayor producción-media sin pérdidas en el rendimiento metalúrgico. En el supuesto no negado de que para algunas condiciones las respuestas del sistema sean o muy rápidas o muy lentas, la forma de abordar la construcción del lazo de control y su *sintonía* cobran vital importancia.

No es difícil evaluar económicamente el valor de los sistemas de control en términos de incremento de la producción. Si el objetivo es mejorar el rendimiento metalúrgico con el mismo o mayor coeficiente de tratamiento, el problema de la justificación económica puede ser más difícil.

Justificar un circuito de molienda preparando el mineral para flotación, es una tarea que podría prepararse mejor considerando los resultados de la flotación; aunque estos son afectados también por muchas otras variables (la mayoría de las cuales son factibles de obtener, controlar y leer con un sistema de control).

Un sistema de control para los circuitos de molienda se puede justificar sobre la base de una mejora estadística en el rendimiento de la flotación, dado que los datos ya no son difíciles de obtener. Es posible que el problema de la justificación económica se haga más común a medida que sean instalados más y mejores sistemas de control.

Si pueden ser operados circuitos idénticos paralelos durante periodos largos, como de hecho lo son, unos controlados automáticamente y otros no, el problema podría ser resuelto a través de comparaciones periódicas o permanentes, dependiendo de las condiciones de operación (dureza, perfil granulométrico, nivel de tolvas de alimentación, disponibilidad de equipos y personal, etcétera). La cuestión del costo de evaluación de un sistema de control es importante, no puede llegar a exceder el costo de todo el sistema. Y no existe respuesta simple para esta cuestión. Otro factor de importancia es el retorno de la inversión: cuánto tiempo y qué cantidad.

### **6.2.2.- Tipos de perturbaciones** <sup>(1), (3)</sup>

Existen varios tipos de perturbaciones que pueden producirse en un circuito operativo de molienda. Algunos de los tipos más importantes comprenden:

(1) cambio en las características del mineral que entra al circuito, y en la dureza, distribución granulométrica, coeficiente de caudal o composición del mineral;

(2) cambio en el promedio de caudal de agua que entra al circuito;

(3) cambios en la naturaleza de la pulpa de alimentación al hidrociclón, tales como aireación intermitente de la pulpa debido a golpes de la bomba (cavitación por presencia de aire o gas al interior del fluido);

(4) cambios en los coeficientes de caudal de la pulpa dentro de un circuito debido a razones mecánicas, tales como un obstáculo o bloqueo parcial o completo de algún conducto o boquilla (apex y/o vórtex) de un hidrociclón;

(5) cambios en la distribución de la pulpa a partir de un repartidor que alimente en paralelo a varias unidades del proceso, de forma que la proporción de la pulpa total que entra en cada unidad varía con intermitencia y de manera fortuita;

(6) cambios en periodos largos del rendimiento del circuito debidos a desgastes en los forros de los molinos, atoro parcial de las tuberías de conducción con material, etcétera.

Los cambios en las características del mineral producen una variación gradual de los coeficientes de caudal y distribuciones granulométricas de las partículas sólidas en todos los flujos de un circuito cerrado de molienda. El efecto total del cambio se percibe cuando se ha alcanzado el estado estable.

La variación en el coeficiente de caudal de las pulpas, producido por un cambio en la adición de agua, turbulencia en la bomba u otras razones, produce un rápido cambio en las distribuciones granulométricas de las partículas sólidas de todos los flujos, pero esto se reduce normalmente de forma rápida. Las alteraciones continuas, como es el caso de la turbulencia de nivel en una bomba, produce variaciones considerables.

Sería mejor evitar las perturbaciones que compensarlas con un sistema de control una vez que se han producido. Así, si es necesario utilizar repartidores de pulpa, estos deben ser del tipo que aseguren un reparto preciso, aunque estas unidades sean mucho más caras que los repartidores fijos. Son muy importantes los sistemas de control locales diseñados para mantener los caudales de alimentación de mineral y agua al circuito en puntos de regulación establecidos y que puedan ser ajustados manual o remotamente, según se necesite. También son muy valiosos los sistemas locales de alarma que detectan cuando se producen los atoros, las paradas de equipo y los parámetros fuera de rango. Lo más seguro es sistemas locales comunicados con un cuarto de control central desde donde se supervisan el total de los instrumentos y lazos de control.

### **6.2.3.- Técnicas de detección en sistemas de control <sup>(1)</sup>**

Los circuitos en el procesamiento de minerales presentan un medio ambiente particularmente agresivo para la labor a desarrollar por los instrumentos, de los que se precisa un comportamiento consistente y eficaz.

Antes era difícil hacer mediciones sobre caudales de gran volumen, y el principal problema era la muestra precisa de estos caudales. Ahora, la tecnología ultrasónica puede medir volúmenes, niveles y caudales sin siquiera tener contacto con el fluido; todo se reduce a la correcta ubicación y a la buena calibración del instrumento.

En una planta de marcha continua los instrumentos tienen que ser capaces de resistir los impactos mecánicos, inundaciones, atmósfera polvorienta y amplios rangos de temperatura y humedad, ya que,

incluso con los mayores cuidados, estas condiciones se darán inevitablemente.

En cualquier sistema de control por vía húmeda de un circuito de molienda, los requerimientos básicos son:

(1) medición y control de todos los coeficientes de caudal de mineral y agua al circuito;

(2) medición del nivel de la pulpa en el cajón de aspiración de la bomba, de forma que este tanque pueda quedar garantizado contra reboses o evitar que se vacíe; y,

(3) medición de la carga circulante, de forma que pueda evitarse la sobrecarga.

Existen diversos instrumentos utilizados con éxito para los dos primeros requerimientos, pero solamente una unidad ha sido encontrada como adecuada para la carga circulante, y es un sistema de medición de caudal en peso que incorpora un medidor magnético del caudal y un comprobador *gamma* de densidad. Pero esa una forma de medir la carga circulante; otras, indirectas, suponen utilizar la información del tamaño de partículas, el porcentaje de sólidos o el flujo de agua alimentado al cajón de hidrociclones y su nivel respectivo.

Debe ser mantenido un equilibrio entre la precisión de los instrumentos y la fiabilidad por un lado, y el costo por el otro. Un instrumento que no es fiable no tiene ningún valor en el sistema de medición de una planta y es potencialmente peligroso. Un instrumento fiable que proporcione menores imprecisiones sobre el rango normal



de trabajo puede ser preferible a otro instrumento muy preciso pero mucho más caro. Podemos citar que:

(1) El control del caudal de alimentación de mineral en un periodo relativamente largo, permitirá el control satisfactorio igualmente del circuito con respecto a cambios de las características del mineral. Es decir, que si usáramos unas variables que medir, podemos inducir el cambio de dureza del mineral que estamos alimentando al circuito de molienda. En nuestra estrategia la inducción se haría a través de los niveles en los cajones de alimentación de las bombas: si el nivel se incrementa la carga circulante también, lo cual indica que el mineral es más duro.

(2) El control altamente efectivo y a corto plazo de las condiciones de alimentación al clasificador es necesario con objeto de mantener la estabilidad de los análisis granulométricos del producto. Es por eso que la siguiente etapa correspondería a una estrategia de control que vincule la presión de ingreso a los hidrociclones con la velocidad del variador de la bomba.

Los estudios confirman la importancia de utilizar un cajón de bomba con gran capacidad y variador de velocidad para el mantenimiento efectivo del control de las condiciones de alimentación del clasificador.

#### **6.2.4.- Filosofía de la propuesta del control <sup>(3)</sup>**

Describamos el circuito de molienda-clasificación de Toquepala como compuesto por un molino de barras en circuito abierto *DIRECTO* con tres molinos de bolas. Cada molino de bolas en circuito cerrado *DIRECTO* con un hidrociclón, de cuya operación se obtienen partículas gruesas que retornan a la segunda molienda, y partículas finas que salen y son enviadas al circuito de flotación.

Hemos descrito las operaciones de molienda y clasificación, e indicado su importancia. Aquí haremos referencia a esa información y trataremos sobre el perfeccionamiento en la reducción de tamaño.

La molienda y la clasificación tienen mucho que ver con el mayor tonelaje procesado. El máximo tonelaje posible tiene como punto de medición la carga que ingresa al molino de barras, y la recuperación depende del tamaño de partícula que la molienda envía a la flotación.

El producto del circuito molienda-clasificación es el rebose de los hidrociclones (en donde importan mucho el tamaño de partícula y el porcentaje de sólidos). Metalúrgica y operativamente existe una relación entre el tamaño de partículas y el porcentaje de sólidos; es por eso que en la planta los operadores cuidan el porcentaje de sólidos (entre 34% y 37%), e indirectamente controlan el tamaño de partículas. Procesar mayor tonelaje de mineral no debe significar un descuido del tamaño de partícula.

Entonces, podríamos decir de nuestro objetivo de molienda y clasificación lo siguiente: “... *Obtener un producto final en óptimas condiciones (el mejor tamaño), moliendo el máximo tonelaje posible...*”

### **6.3.- Consideraciones sobre la 'filosofía del control'**

-) Como el producto de la molienda-clasificación es el *Overflow* de los hidrociclones, tendríamos que entregar el producto óptimo sin dejar de procesar la mayor cantidad de mineral.

-) El producto de la molienda-clasificación, convertido en alimentación de la flotación Rougher, depende de la eficiencia de clasificación de los hidrociclones: no es lo mismo clasificar cuando el flujo de ingreso al hidrociclón es muy bajo que cuando es muy alto.

-) El flujo de ingreso al hidrociclón depende de la frecuencia del variador de velocidad del motor de la bomba centrífuga

-) Con la medición analógica del sensor de presión, ubicado en la línea de ingreso al hidrociclón, se puede saber si el flujo se mantiene constante o no. En realidad, la lectura del caudal se induciría desde una lectura de presión.

-) De acuerdo al flujo enviado al hidrociclón, el nivel del cajón de alimentación al ciclón disminuirá:

**a).**- si enviamos más flujo hacia el cajón (habrá menos nivel en el cajón); y,

**b).**- si enviamos menos flujo hacia el cajón (habrá más nivel en el cajón). Por lo tanto, las variaciones en el flujo de bombeo tendrán un efecto inmediato en el nivel del cajón.

-) El Splitter (o distribuidor) deberá compartir la descarga del molino de barras (molino 2B) entre los 03 molinos de bolas, de acuerdo con la variación de niveles de sus 03 cajones (molinos 2B1, 2B2 y 2B3). Si un sub-

circuito molino de bolas-hidrociclón 'consume' más nivel recibirá más carga del molino de barras, y viceversa. El 'consumo de nivel' se determina con el cambio de la frecuencia del variador de velocidad de la bomba.

-) En vista de la disposición de los equipos: 03 molinos de bolas de iguales dimensiones, 03 variadores de velocidad iguales, 03 hidrociclones iguales (e inclinados una misma pendiente) los consumos de pulpa de cada molino se podrían asumir parecidos

-) Si el Splitter está repartiendo la descarga del molino de barras entre los tres molinos de bolas de acuerdo con sus 'consumos de nivel', los tres niveles en los cajones de alimentación de los hidrociclones deben ser parecidos. Lo mismo le sucedería a los consumos de agua (para esta última variable se cuenta con válvula automática e indicador del caudal en las respectivas líneas)

-) Concluiríamos en que, para este circuito de molienda-clasificación, el Splitter reparte la descarga del molino de barras teniendo en cuenta el 'consumo de nivel' en cada molino de bolas.

-) Luego, la(s) diferencia(s) entre niveles de bolas de los tres molinos (diferencia en las eficiencias de molienda que determinan las cargas circulantes), estarían dentro de las variables que son corregidas por la operación del Splitter al distribuir la carga proporcionalmente.

-) Si estamos enviando a cada hidrociclón el flujo que necesita (y medimos el caudal), y el nivel-promedio en sus tres cajones de alimentación baja progresivamente, significaría que la carga circulante está disminuyendo (debido a una menor dureza) y que, por lo tanto, el circuito acepta mayor cantidad de mineral (más carga al circuito)

-) Si estamos enviando a cada hidrociclón el flujo que necesita, y el nivel-promedio de sus tres cajones de alimentación sube progresivamente, significaría que la carga circulante está aumentando (debido a una mayor dureza) y que, por lo tanto, el circuito exige menor cantidad de mineral (menos carga al circuito).

-) El 'control fino' del porcentaje de sólidos en el Overflow de los hidrociclones se lograría con la adición o disminución de agua en el cajón de alimentación de los hidrociclones.

Cinco variables de las operaciones unitarias, en el caso del circuito analizado, pueden ser manipuladas por los controles propuestos:

1. Distribución de la descarga del molino de barras hacia los tres molinos de bolas;
2. Alimentación de carga fresca al circuito (mineral al molino de barras);
3. Porcentaje de sólidos en la descarga del molino de barras;
4. Porcentaje de sólidos del Overflow de los hidrociclones (producto enviado a flotación); y,
5. Caudal de alimentación a hidrociclones.

#### **6.4.- Distribución de la descarga del molino de barras hacia tres molinos de bolas**

De acuerdo con la igualdad de niveles en los cajones de alimentación a los ciclones podríamos saber si la distribución de carga es correcta o no; y además, y si alguno de los molinos de bolas se encuentra en estado de

sobrecarga (el consumo de potencia también ayuda a determinar estados de sobrecarga).

Es el Splitter es el que distribuye la descarga del molino de barras hacia los tres molinos de bolas, por medio de dos paletas con puntos fijos, desviando la carga hacia tres canaletas, una para cada molino de bolas.

Como es posible leer los tres niveles en los cajones de alimentación a los hidrociclones, y como se puede redistribuir la carga hacia los molinos de bolas, la estrategia de control puede considerar los siguientes dos lazos:

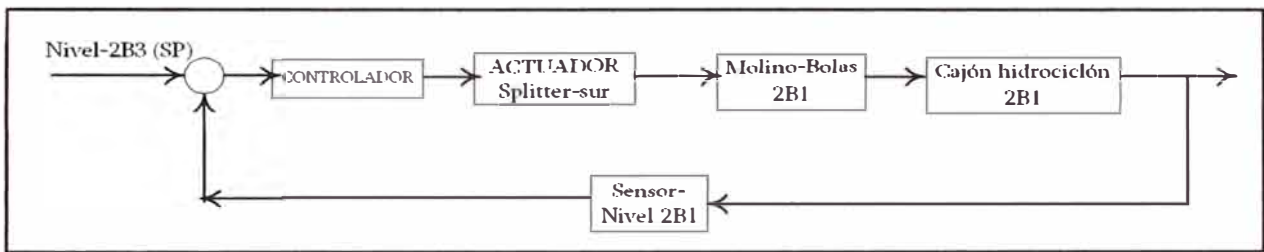


Figura 6.4: Lazo de control de nivel Splitter-sur <sup>(2)</sup>

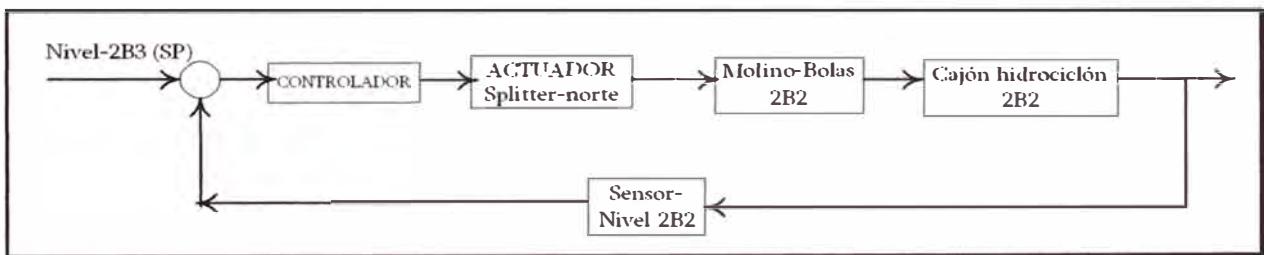


Figura 6.5: Lazo de control de nivel Splitter-norte <sup>(2)</sup>

Notar que los lazos de control de las figuras indican que el *Splitter-sur* se moverá hasta hacer iguales los niveles de los cajones 2B1 y 2B3; mientras que el *Splitter-norte* se moverá para conseguir la igualdad entre los cajones 2B2 y 2B3. El Setpoint en ambos casos es el nivel del cajón 2B3 (cajón del molino en posición central). Este Setpoint se ajusta desde la consola de control del operador. El obtener un mismo nivel (lo más cerca

posible) en cada uno de los cajones sería el objetivo de los dos lazos de control automáticos descritos.

### **6.5.- Alimentación de carga fresca al circuito**

El nivel-promedio de los tres cajones de alimentación a los hidrociclones indica si el circuito acepta más carga o exige menos carga. Por lo que, si después de mantener cierta estabilidad: presión, caudal, nivel y velocidad aceptables, el nivel-promedio de los cajones baja progresivamente, el circuito estaría necesitando más carga; y, de no ejercer alguna acción correctiva, los cajones podrían quedar vacíos y los 'cascos' de los impulsores succionar aire.

La pérdida progresiva de nivel tendría como causa la disminución de la carga circulante: el mineral está más suave y habría que aumentar la velocidad de los motores de las fajas para que ingrese más carga al molino de barras. Es decir que, sin haberse medido directamente, el sub-sistema detectaría las condiciones de mayor o menor dureza.

La otra situación: si después de mantener cierta estabilidad el nivel-promedio tiende a subir, el circuito se estaría cargando, y de no mediar alguna acción los cajones rebalsarían con la consecuente pérdida de material. El mineral que llega en ese momento al circuito tiene mayor dureza y por lo tanto la carga circulante aumentó; habrá que disminuir la velocidad en los motores de las fajas para que le ingrese menos carga al molino de barras.

En el sistema DCS, la dureza (Work Index) se obtiene mediante una aplicación de la ecuación de Bond y está referida sólo al molino de barras 2B, por lo que resulta impreciso como dato de planta. Otro dato es el Work Index Operacional que el departamento de Metalurgia calcula usando un molino de Bond estándar de laboratorio.

El lazo de control de la siguiente figura representa un control en cascada que maneja la alimentación de mineral a todo el circuito. El lazo interno busca que el tonelaje que ingresa al molino sea igual al Set-point, ajustando la velocidad de los motores de las fajas. Mientras que el lazo externo 'escribe' el Set-point al lazo interno para mantener un nivel-promedio constante en los cajones de alimentación a los hidrociclones.

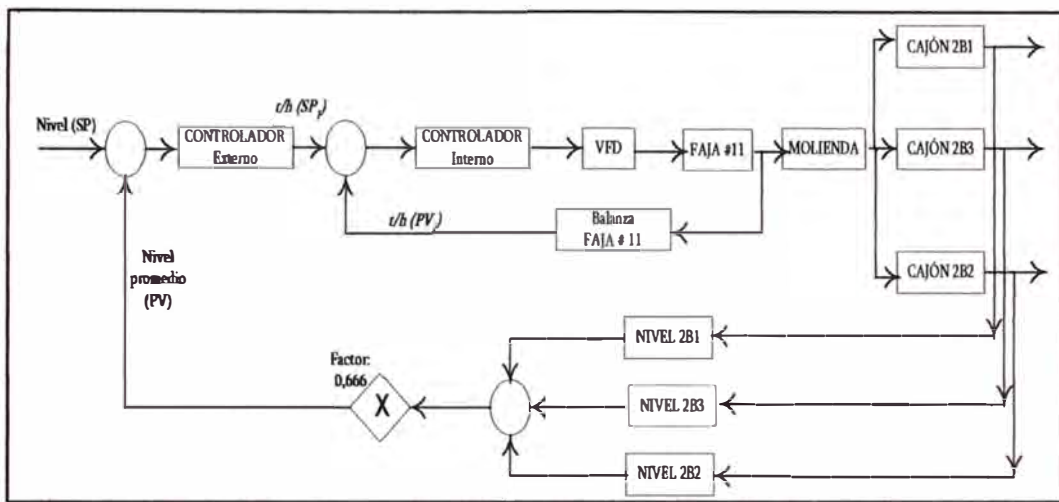


Figura 6.6: LAZO CASCADA- Control de alimentación fresca <sup>(2)</sup>

### 6.6.- Porcentaje de sólidos: descarga del molino de barras

Como en la operación de molienda usamos regulares cantidades de agua, es necesario atender la adición para no exceder ni limitar las cantidades correctas. Así controlamos el porcentaje de sólidos y aseguramos un buen producto en molienda. Y como la faja #11 tiene una balanza electrónica que mide el peso de mineral que ingresa al molino, construimos una relación que nos permita saber cuántos galones por minuto (GPM) de agua necesitamos para obtener un determinado porcentaje de sólidos. Esto no es más que una típica aplicación del control en relación.

En la siguiente figura representamos el lazo del porcentaje de sólidos del molino de barras, incluyendo el control en relación.



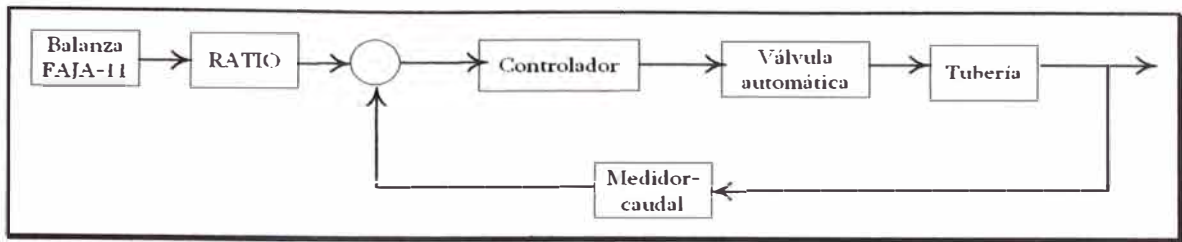


Figura 6.7: LAZO- Control del porcentaje de sólidos <sup>(2)</sup>

### 6.7.- Porcentaje de sólidos: Overflow hidrociclones

El tamaño de partícula del producto del circuito de molienda-clasificación (*% malla +65*) se maneja ajustando automáticamente la cantidad de agua al cajón de alimentación del hidrociclón<sup>1</sup> respectivo: si agregamos más agua al cajón de alimentación el Overflow del hidrociclón será más fino y el porcentaje de sólidos habrá disminuido; por el contrario, si necesitamos un Overflow con mayor porcentaje de sólidos debemos disminuir la cantidad de agua al cajón de alimentación al hidrociclón y el porcentaje *% malla +65* debería subir.

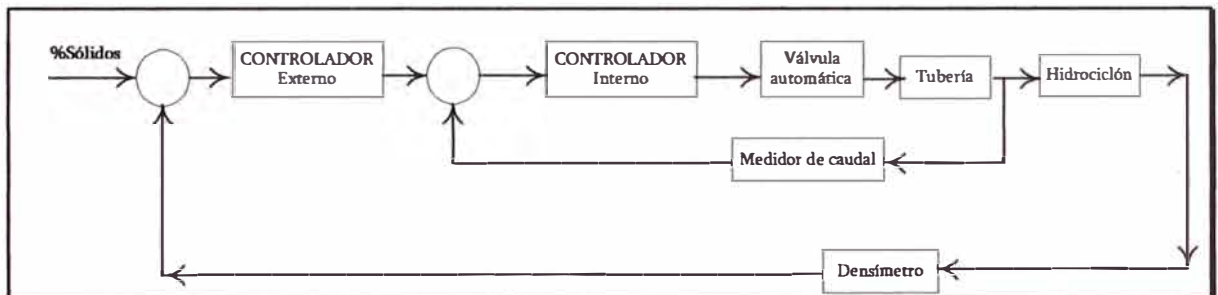
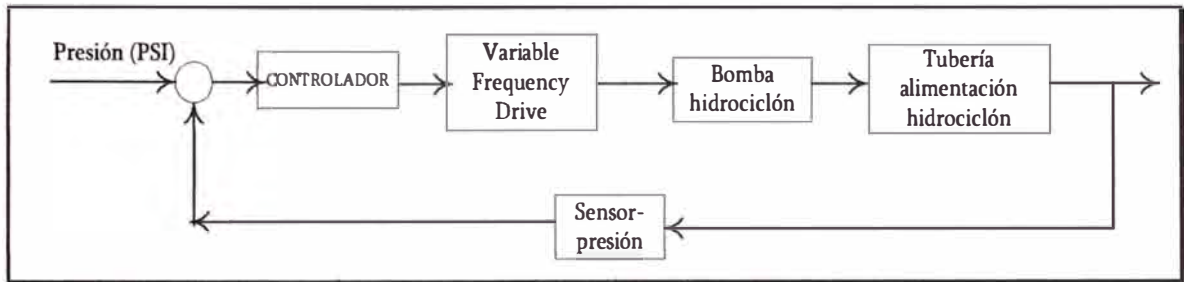


Figura 6.8 LAZO- Control del porcentaje de sólidos en rebose del hidrociclón <sup>(2)</sup>

### 6.8.- Flujo de alimentación hacia los hidrociclones

El caudal de alimentación a los hidrociclones es una variable manipulada importante si se pretende una clasificación eficiente. La clasificación no será la misma si el flujo de alimentación no es el correcto.

Como indicáramos, la medida de la presión de ingreso al hidrociclón es una variable que varía en relación con el flujo de ingreso al hidrociclón. El siguiente esquema muestra el lazo simple *frecuencia VFD-presión hidrociclón*



**Figura 6.9: LAZO- Control de alimentación al hidrociclón <sup>(2)</sup>**

## **REFERENCIAS:**

1. A.J. Lynch, Universidad de Queensland, Australia. **'Circuitos de Trituración y Molienda de Minerales: Su Simulación, Optimización y Control'**. Editorial Rocas y Minerales. Madrid, España, 1980.
2. Eduardo A. Núñez L. et al., Monografía-informe (propuesta-tesis): **'Control automático para molienda- clasificación'**. Universidad Católica de Arequipa, 2003.
3. Mario Paredes Malca, et al., **'Breve Manual de Operaciones Unitarias: concentradora Toquepala'**, 1999-2000.
4. L. Gutiérrez, J. Sepúlveda, **'Dimensionamiento y optimización de plantas concentradoras mediante técnicas de modelación matemática'** CIMM-Chile, 1986. Pp. 84-95
5. E.G. Nelly, D.J. Spottiswood, Colorado School of Mines: **'Introducción al procesamiento de minerales'**, 1990. Pp. 443-454

## CAPÍTULO 7

### Instrumentación: estrategias y diagramas de control

Presentamos resumidas las diferentes formas de implementación del control de una sección de molienda-clasificación. Definimos un formato fácil de construir e interpretar. A ese formato le dimos el nombre de NARRATIVA. Adicionalmente, se verán esquemas parciales de los documentos lógicos que contienen la programación en bloques de las estrategias.

Las denominaciones para los dispositivos de medición y regulación se presentan y se escriben siguiendo las pautas descritas y que se recomiendan como de aplicación internacional por la ISA (Instrumentation, Systems and Automation)

#### 7.1.- Narrativas y lazos de control

Indicamos con los siguientes cuadros-descripción o narrativas los componentes de cada lazo de control y sus funciones principales.

**Tabla 7.1 <sup>(1)</sup>**

<b>CONTROL DE DISTRIBUCION DE DESCARGA DEL MOLINO DE BARRAS, SPLITTER SUR</b>	
<b>Elementos del lazo de control</b>	
LIT_3285_01	Sensor de nivel de cajón de alimentación al hidrociclón 2B3
LIT_3245_01	Sensor de nivel de cajón de alimentación al hidrociclón 2B1
LIC_3245_01	Controlador de nivel
ZZ_3227_01	Actuador splitter lado sur
<b>Descripción funcional</b>	
Conseguir un mismo nivel (o un valor muy cercano) entre los niveles de los cajones de los hidrociclones 2B1 y 2B3 (Set-point). La salida de la estación del controlador LIC_3245_01 regula la posición de la paleta sur del splitter.	
<b>Observaciones:</b> Los gráficos P&ID muestran los dispositivos (elementos del lazo de control) , representados con la descripción estándar internacional de la organización ISA	

**Tabla 7.2 <sup>(1)</sup>**

<b>CONTROL DE DISTRIBUCIÓN DE DESCARGA DEL MOLINO DE BARRAS-SPLITTER NORTE</b>	
<b>Elementos del lazo de control</b>	
LIT_3285_01	Sensor de nivel de cajón de alimentación al ciclón, 2B3
LIT_3265_01	Sensor de nivel de cajón de alimentación al ciclón, 2B2
LIC_3265_01	Controlador de nivel
ZZ_3227_02	Actuador splitter lado norte
<b>Descripción funcional</b>	
<p>Conseguir un mismo nivel (o un valor muy cercano) entre los niveles de los cajones de los hidrociclones 2B2 y 2B3 (Set-point). La salida de la estación del controlador LIC_3265_01 regula la posición de la paleta norte del splitter.</p>	
<p><b>Observaciones:</b> Los gráficos P&amp;ID muestran los dispositivos (elementos del lazo de control) , representados con la descripción estándar internacional ISA</p>	

**Tabla 7.3 <sup>(1)</sup>**

<b>CONTROL DE ALIMENTACION DE CARGA FRESCA AL CIRCUITO</b>	
<b>Elementos del lazo de control</b>	
WIT_3220	Medidor de tonelaje de alimentación al molino
WIC_3220	Controlador de tonelaje de alimentación al circuito
SZ_3220	Variador de velocidad (motor FAJA TRANSPORTADORA)
LIT_3245_01	Sensor de nivel de cajón de alimentación al ciclón, 2B1
LIT_3265_01	Sensor de nivel de cajón de alimentación al ciclón, 2B2
LIT_3285_01	Sensor de nivel de cajón de alimentación al ciclón, 2B3
LIC_3220_01	Controlador de ' <i>nivel-promedio</i> ' cajones de alimentación hidrociclones
<b>Descripción funcional</b>	
<p>Mantener en '<i>nivel-promedio</i>' los tres cajones de alimentación a los hidrociclones. La salida del controlador LIC_3220_01 es Set-point del controlador WIC_3220 que regula la velocidad de la FAJA TRANSPORTADORA.</p>	
<p><b>Observaciones:</b> Referirse a los P&amp;IDs y a los CLDs-Composer (hojas lógicas del DCS)</p>	

**Tabla 7.4 <sup>(1)</sup>**

<b>CONTROL DE PORCENTAJE DE SÓLIDO DE LA DESCARGA DEL MOLINO DE BARRAS</b>	
<b>Elementos del lazo de control</b>	
FIT_3220	Medidor de flujo de agua dilución
FCV_3220	Controlador de flujo de agua de dilución
FZ_3220	Válvula automática de control
WIT_3220	Medidor de tonelaje (balanza) de alimentación al molino
R_3220	Controlador en relación peso(mineral) / (GPM)agua
<b>Descripción funcional</b>	
Mantener un porcentaje de sólidos establecido en la descarga del molino de barras. La salida del controlador R_3220 escribirá el Set-point en el controlador FCV_3220 para ésta ajuste la salida de válvula (flujo de agua de dilución)	
<b>Observaciones:</b> Referirse a los P&IDs y a los CLDs-Composer (hojas lógicas del DCS). El controlador R_3220 es equivalente al controlador DIC_3220_01	

**Tabla 7.5 (1)**

<b>CONTROL DE PORCENTAJE DE SÓLIDO DEL REBOSE HIDROCICLÓN 2B1</b>	
<b>Elementos del lazo de control</b>	
FIT_3245_01	Medidor de flujo de agua al cajón de alimentación al ciclón
FCV_3245_01	Controlador de flujo de agua al cajón de alimentación al ciclón
FZ_3245_01	Válvula automática de control
DIT_3245_01	Medidor de porcentaje de sólido del rebose del ciclón
DIC_3245_01	Controlador de porcentaje de sólido del rebose del ciclón
<b>Descripción funcional</b>	
Mantener un valor de porcentaje de sólidos en el rebose del hidrociclón. La salida del controlador DIC_3245_01 escribe el Set-point en la válvula de control FCV_3245_01 para que ajuste el flujo de agua.	
<b>Observaciones:</b> Referirse a los P&IDs y a los CLDs-Composer (documentos lógicos del sistema de control distribuido-DCS)	

**Tabla 7.6 <sup>(1)</sup>**

<b>CONTROL DE PORCENTAJE DE SÓLIDO DEL REBOSE HIDROCICLÓN 2B2</b>	
<b>Elementos del lazo de control</b>	
FIT_3265_01	Medidor de flujo de agua al cajón de alimentación al ciclón
FCV_3265_01	Controlador de flujo de agua al cajón de alimentación al ciclón
FZ_3265_01	Válvula automática de control
DIT_3265_01	Medidor de porcentaje de sólido del rebose del ciclón
DIC_3265_01	Controlador de porcentaje de sólido del rebose del ciclón
<b>Descripción funcional</b>	
Mantener un valor de porcentaje de sólidos en el rebose del hidrociclón. La salida del controlador DIC_3265_01 escribe el Set-point en la válvula de control FCV_3265_01 para que ajuste el flujo de agua.	
<b>Observaciones:</b> Referirse a los P&IDs y a los CLDs-Composer (documentos lógicos del sistema de control distribuido-DCS)	

**Tabla 7.7 <sup>(1)</sup>**

<b>CONTROL DE PORCENTAJE DE SÓLIDO DEL REBOSE HIDROCICLÓN 2B3</b>	
<b>Elementos del lazo de control</b>	
FIT_3285_01	Medidor de flujo de agua al cajón de alimentación al ciclón
FCV_3285_01	Controlador de flujo de agua al cajón de alimentación al ciclón
FZ_3285_01	Válvula automática de control
DIT_3285_01	Medidor de porcentaje de sólido del rebose del ciclón
DIC_3285_01	Controlador de porcentaje de sólido del rebose del ciclón
<b>Descripción funcional</b>	
Mantener un valor de porcentaje de sólidos en el rebose del hidrociclón. La salida del controlador DIC_3285_01 escribe el Set-point en la válvula de control FCV_3285_01 para que ajuste el flujo de agua.	
<b>Observaciones:</b> Referirse a los P&IDs y a los CLDs-Composer (documentos lógicos del sistema de control distribuido-DCS)	

**Tabla 7.8 <sup>(1)</sup>**

<b>CONTROL DE PRESIÓN EN LA LÍNEA DE FLUJO DE ALIMENTACIÓN AL HIDROCICLÓN 2B1</b>	
<b>Elementos del lazo de control</b>	
PIT_3245_01	Sensor de presión de alimentación al ciclón
PIC_3245_01	Controlador de presión
SZ_3245_01	Variador de velocidad (motor BOMBA)
<b>Descripción funcional</b>	
<p>Controlar la presión en la línea de alimentación al hidrociclón. La salida del controlador PIC_3245_01 regula la velocidad de la bomba. De esta manera se está controla, indirectamente, el flujo de alimentación al hidrociclón.</p>	
<p><b>Observaciones:</b> Referirse a los P&amp;IDs y a los CLDs-Composer (documentos lógicos del sistema de control distribuido-DCS)</p>	

**Tabla 7.9 <sup>(1)</sup>**

<b>CONTROL DE PRESIÓN EN LA LÍNEA DE FLUJO DE ALIMENTACIÓN AL HIDROCICLÓN 2B2</b>	
<b>Elementos del lazo de control</b>	
PIT_3265_01	Sensor de presión de alimentación al ciclón
PIC_3265_01	Controlador de presión
SZ_3265_01	Variador de velocidad (motor BOMBA)
<b>Descripción funcional</b>	
<p>Controlar la presión en la línea de alimentación al hidrociclón. La salida del controlador PIC_3265_01 regula la velocidad de la bomba. De esta manera se está controla, indirectamente, el flujo de alimentación al hidrociclón</p>	
<p><b>Observaciones:</b> Referirse a los P&amp;IDs y a los CLDs-Composer (documentos lógicos del sistema de control distribuido-DCS)</p>	



**Tabla 7.10 <sup>(1)</sup>**

<b>CONTROL DE PRESIÓN EN LA LÍNEA DE FLUJO DE ALIMENTACIÓN AL HIDROCICLÓN 2B3</b>	
<b>Elementos del lazo de control</b>	
PIT_3285_01	Sensor de presión de alimentación al ciclón
PIC_3285_01	Controlador de presión
SZ_3285_01	Variador de velocidad (motor de BOMBA)
<b>Descripción funcional</b>	
<p>Controlar la presión en la línea de alimentación al hidrociclón. La salida del controlador PIC_3285_01 regula la velocidad de la bomba. De esta manera se está controla, indirectamente, el flujo de alimentación al hidrociclón</p>	
<p><b>Observaciones:</b> Referirse a los P&amp;IDs y a los CLDs-Composer (documentos lógicos del sistema de control distribuido-DCS)</p>	

**7.2.- Instrumentación (dispositivos de medición y regulación)**

**Tabla 7.11** <sup>(3)</sup>**SENSORES Y ACTUADORES DE MOLIENDA Y CLASIFICACIÓN SECCIÓN 2B (EXISTENTE)**

Item	EQUIPO	Cant.	MARCA (Proveedor)	MODELO	Elementos-P&ID
1	Balanza FAJA TRANSPORTADORA # 11	1	Ramsey	MICRO TECH INTEGRATOR	WIT_3220
3	Variador de velocidad FAJA TRANSPORTADORA # 9	2	Westinghouse	Accutrol-150	VFD_3220
4	Medidor de caudal del agua molino barras	1	Foxboro- Invensys	9300A Series	FE_3220
5	Válvula AUTOMÁTICA (agua) molino barras	1	Fisher - Rosemount	Type 8560 Eccentric Disk Butterfly Control Valve	FCV_3220
6	Actuador Splitter	2	ABB-Bailey	Universal Pneumatic Rotary Actuator Type UP?	ZZ_3227_01 ZZ_3227_02
7	Medidor de caudal del agua descarga molino bolas	3	Foxboro-Invensys	9300A Series	FE_3245 FE_3265 FE_3285
8	Válvula AUTOMÁTICA (agua) descarga molino bolas	3	Fisher - Rosemount	Type 8560 Eccentric Disk Butterfly Control Valve	FCV_3245 FCV_3265 FCV_3285
9	Sensor-transmisor de nivel cajón alimentación ciclón	3	Milltronics	XPS/XCT Series Transducer // MultiRanger-plus	LE_3245 LE_3265 LE_3285
11	Variador de velocidad (línea de alimentación ciclón)	3	Cuttler Hammer	SV 9000	VFD_3245 VFD_3265 VFD_3285
12	Sensor-transmisor de presión (línea de alimentación ciclón)	3	Fisher-Rosemount	2088 Smart	PIT_3245 PIT_4365 PIT_3285

### **7.3.- Estrategias de control (Control Logic Documents-Composer 3,2) <sup>(2)</sup>**

Las señales de entradas/salidas son configuradas y programadas en la estación de ingeniería del software Composer 3.2. Con el Composer 3.2 se usan bloques de programación enlazados y unidos por líneas lógicas de programa que alimentan a los llamados Function Codes, definidos en lenguaje C+, y de fácil acceso y manejo.

Los Function Codes son bloques predeterminados que, en algunos casos, incorporan funciones de programación complejas. En nuestro caso, haremos uso, entre otros, de los siguientes códigos: Function Code 156 (Advanced PID Controller) y, Function Code 160 (Inferential Smith Controller).

Las estrategias de control propuestas incluyen los códigos de función-Composer Advanced-PID, Inferential Smith Predictor y un código Ratio ( o control en Relación).

Los códigos de función Advanced PID de Composer 3.2 se usan en los siguientes lazos de control:

- Del tonelaje del circuito: WIC\_3220;
  
- Del flujo de agua de dilución: FCV\_3220;
  
- Del porcentaje de sólidos- rebose hidrociclón: DIC\_3245, DIC\_3265, DIC 3285.
  
- Del flujo de agua-cajón de alimentación al hidrociclón: FCV\_3245, FCV\_3265, FCV\_3285.

- De la presión en línea-flujo de alimentación hidrociclón: PIC\_3245\_01, PIC\_3265\_01, PIC\_3285\_01

Los códigos de función del tipo ISC o Inferential Smith Predictor de Composer 3.2 se usan en los siguientes lazos de control:

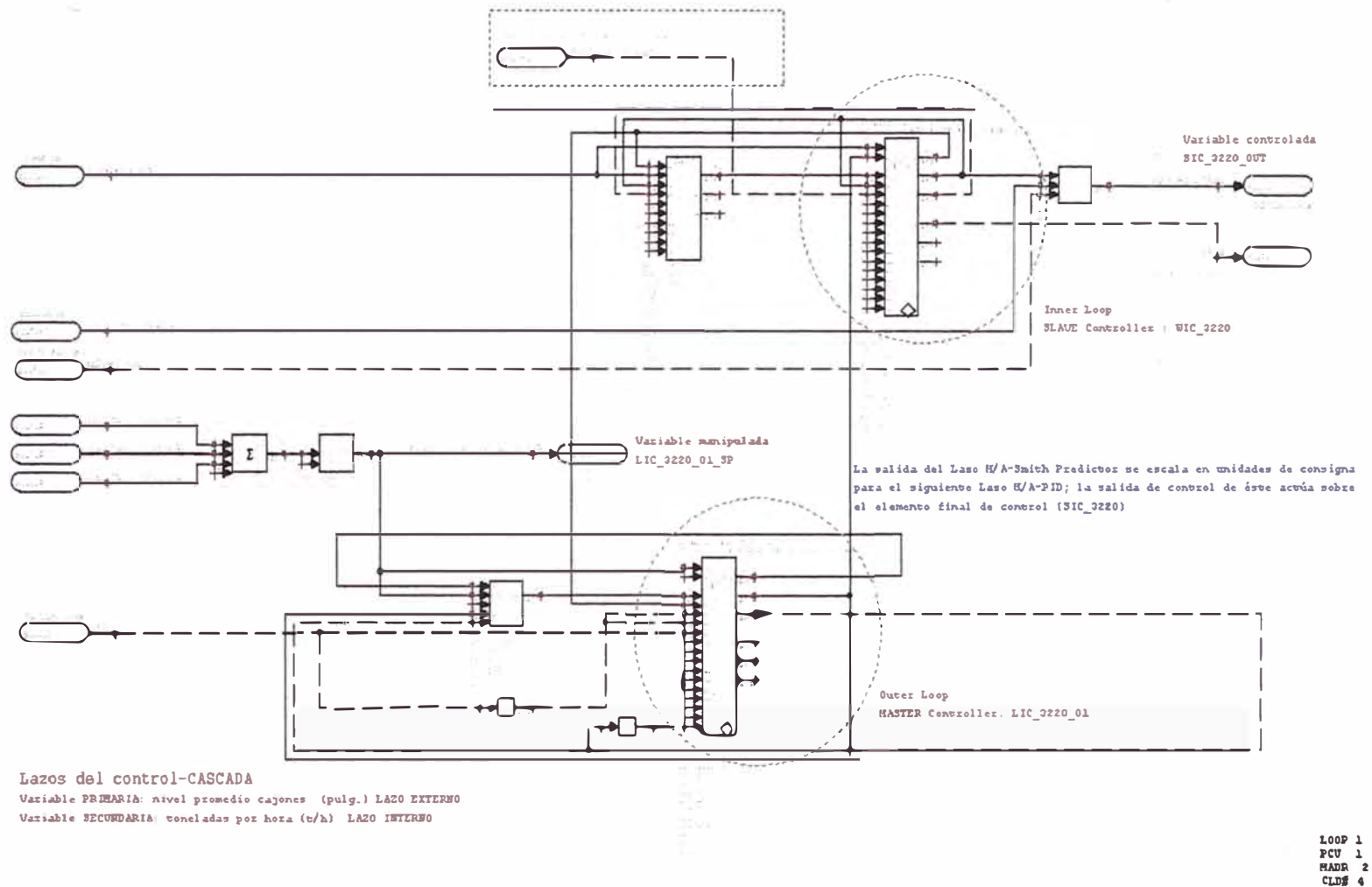
- )De la distribución de la descarga del molino de barras: ZZ\_3227\_01, ZZ 3227 02.

- )De la alimentación de carga fresca al circuito: LIC\_3220\_01.

Y el conjunto de códigos de función permiten obtener la cantidad de galones por minuto (*GPM*) de agua, escribiendo en la estación del operador el porcentaje de sólidos requerido; es decir, el lazo de control:

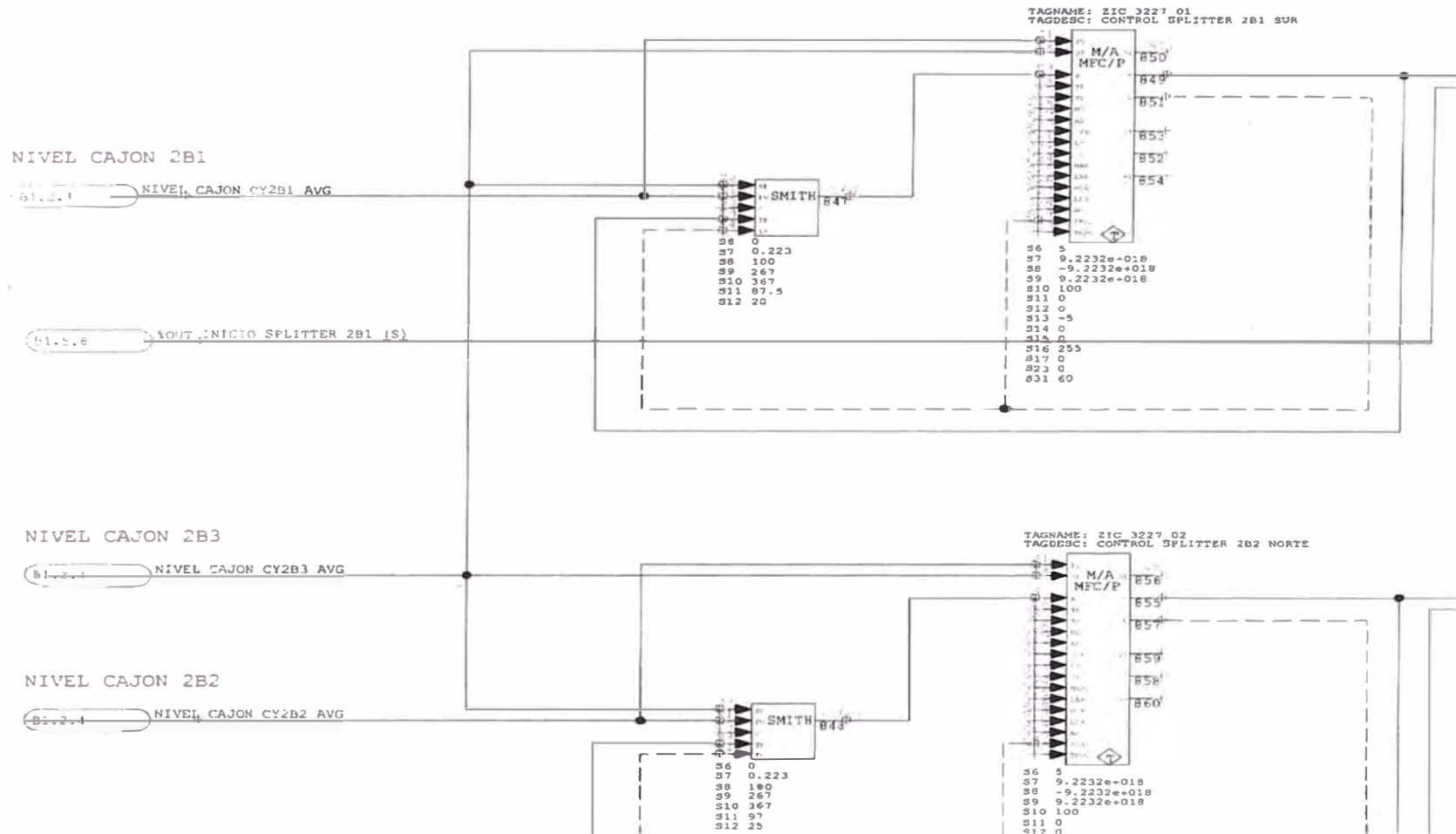
- )Del porcentaje de sólido-descarga molino de barras WFC\_3220.

**7.4.- Esquemas de la programación de bloques: Documentos lógicos de control <sup>(2)</sup>**

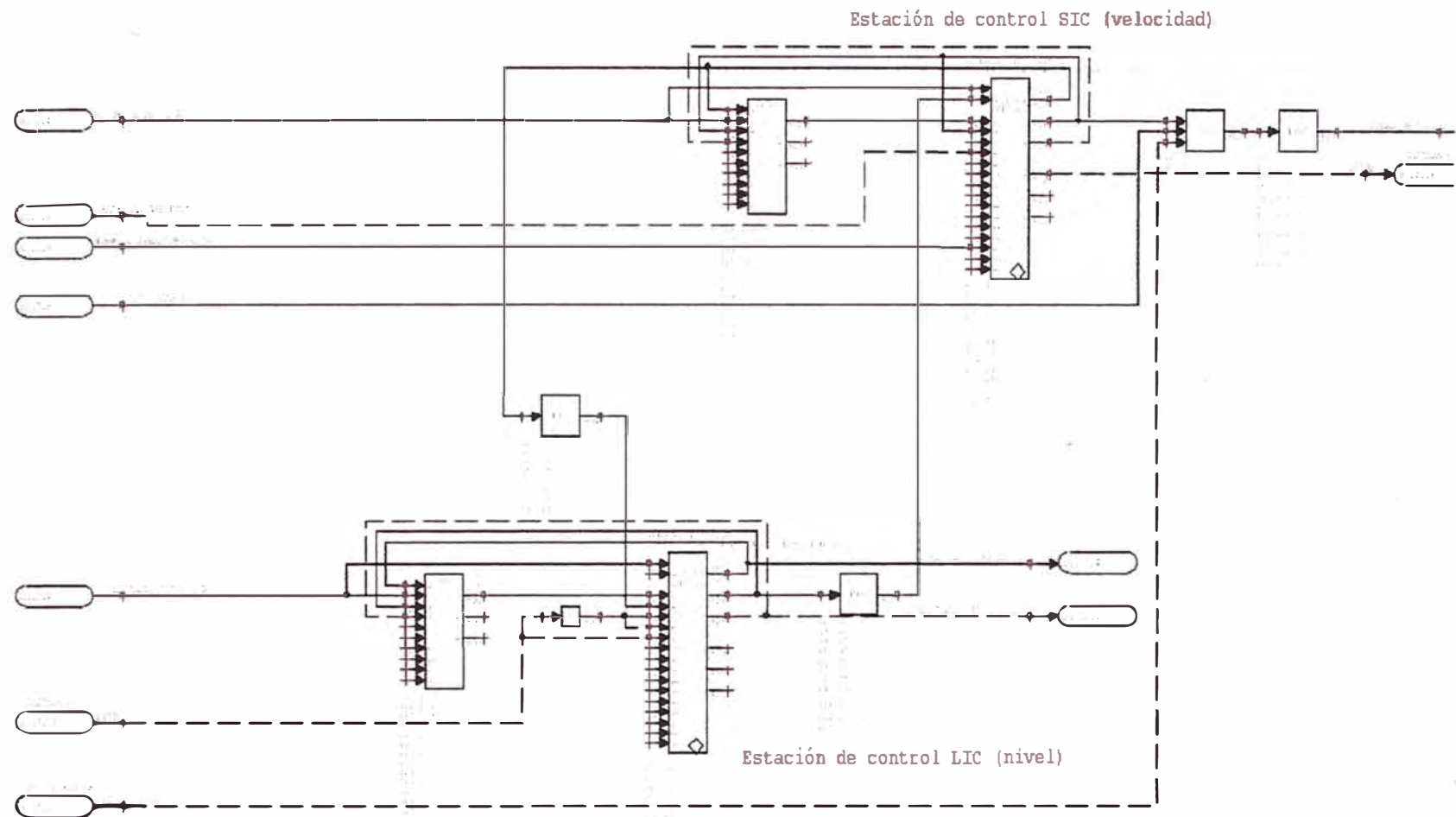


**Figura 7.1. : Lazo de control – Nivel promedio y tonelaje**

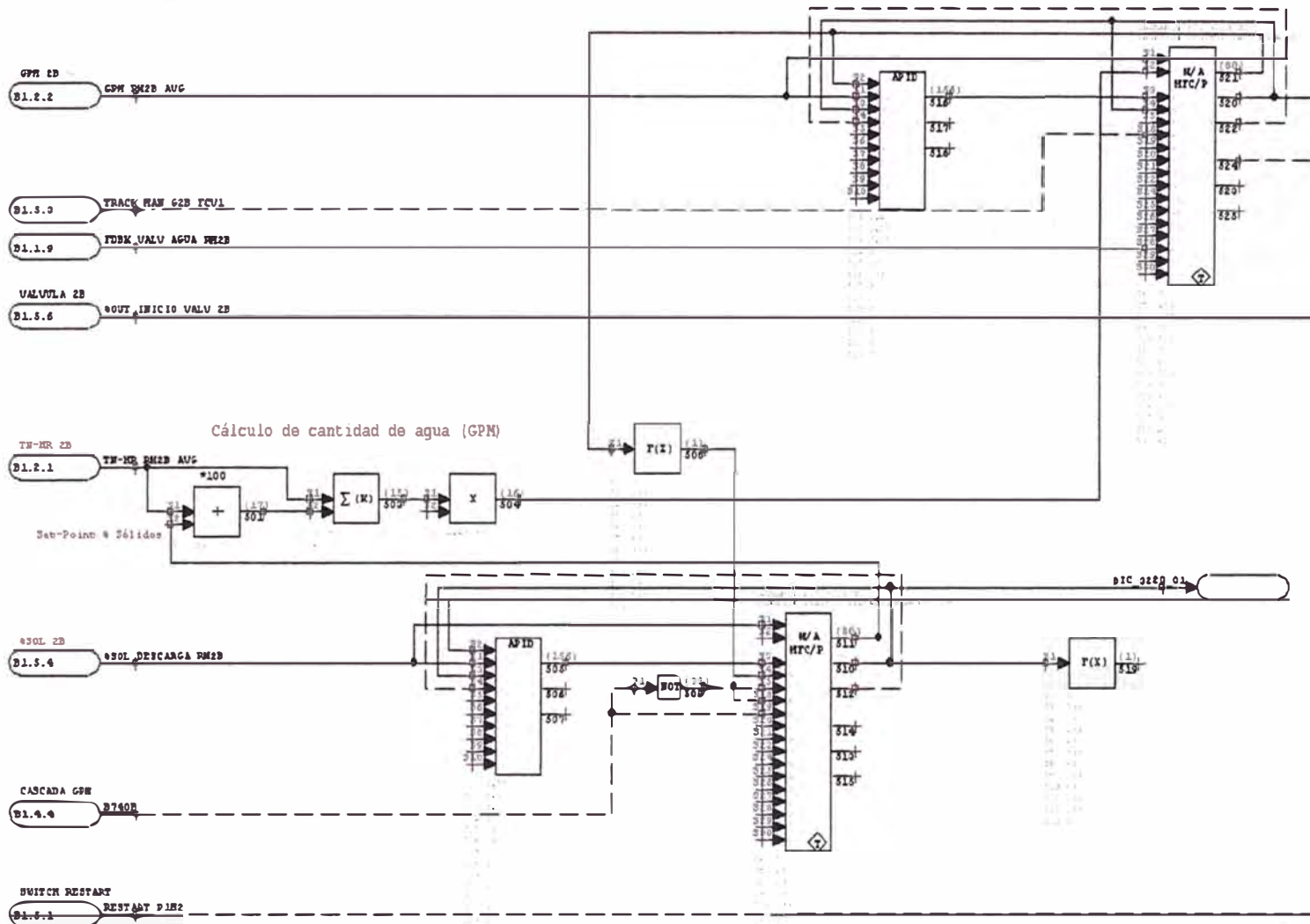
Sunday, August 15, 2004, 10:22:18



**Figura 7.2. Lazos de control niveles y Splitters sur y norte**



**Figura 7.3.: Lazo de control vadeador de velocidad**



**Figura 7.4.: Lazo de control porcentaje sólidos**



## **REFERENCIAS**

1. Javier Oliart A., Mario Paredes M. et al., '**Documentación: Proyecto de automatización chancadora primaria-Sistema DCS**'. Toquepala 1999-2000.
2. Eduardo A. Núñez L., Mario Paredes M. et al., '**Control Logic Documents- Composer, DCS System**'. Toquepala 1998, 2002, 2004
3. Eduardo A. Núñez L. et al., Monografía-informe (propuesta-tesis): '**Control automático para molienda- clasificación**'. Universidad Católica Santa María de Arequipa, 2003.

## **CAPÍTULO 8**

### **Algoritmos de control, controladores y su sintonía**

#### **8.1.- Algoritmos de control** <sup>(3)</sup>

Los controladores se caracterizan por las acciones, modos o algoritmos de control, que representan la forma en que calculan la señal de salida al elemento final de control, sea cual sea la evolución de la variable del proceso a controlar y el valor de control deseado en la variable. El tipo de controlador puede ser:

**8.1.1.- 'Todo o nada'**, el elemento final de control adopta dos posiciones: abierto o cerrado; se emplea usualmente con una banda diferencial o zona neutra, dentro de la cual el elemento final de control permanece en su última posición.

**8.1.2.- Proporcional**, en el que la carrera del vástago de la válvula de control sigue proporcionalmente los valores de la variable controlada del proceso.

La **banda proporcional** es el porcentaje del campo de medida de la variable que la válvula necesita para efectuar una carrera completa, es decir, pasar de completamente abierta a completamente cerrada.

La **ganancia** es la relación entre la señal de salida del controlador a la válvula de control y la señal de entrada del elemento primario o del transmisor. Es la inversa de la banda proporcional.

La acción proporcional tiene un inconveniente que es la desviación permanente de la variable con relación al punto de consigna, denominada

Offset. El Offset puede reducirse disminuyendo la banda proporcional, con la salvedad de que esta disminución no debe producir inestabilidad en el proceso.

**8.1.3.- Integral**, se caracteriza por el llamado tiempo de acción integral, que es el tiempo en que, ante una señal en escalón, la válvula repite el mismo movimiento correspondiente a la acción proporcional. Como estación de control se emplea para obviar el inconveniente del Offset; se utiliza sólo cuando es preciso mantener un valor de la variable que iguale siempre al punto de consigna.

Existe un fenómeno denominado saturación integral que se presenta cuando la variable queda fuera de los límites de la banda proporcional. La acción continuada del integrador da lugar a que la señal de salida a la válvula de control se sature y tenga su valor máximo o mínimo. Entonces la variable debe cruzar el punto de consigna para que, al cambiar de signo la desviación, varíe la señal de salida del controlador y la válvula inicie su cierre o abertura.

El resultado es una gran oscilación de la variable, que puede prevenirse eliminando la acción integral (el integrador deja de actuar) cuando la variable cae fuera de la banda proporcional. Esta función se llama de de-saturación integral y, en general, es utilizada en los procesos discontinuos.

Una característica que presentan los controladores de acción proporcional + integral en la puesta en marcha del proceso, es el rebosamiento del punto de consigna.

**8.1.4.- Derivativo**, es proporcional a la pendiente de la variable (su derivada). Se caracteriza por el llamado tiempo de acción derivada en minutos de anticipo, que es el intervalo durante el cual la variación de la señal de salida del controlador, debida a la acción proporcional, iguala a la parte de variación de la señal debida a la acción derivativa cuando se aplica al instrumento una señal en rampa.

Además, existen estrategias de control utilizadas en la industria:

**Control en cascada** está formado por dos controladores, uno de ellos es el *primario*, que envía su señal de salida al punto de consigna del otro controlador llamado *secundario*, es decir, el primero manda al segundo.

**Control de relación**, tiene por punto de consigna la relación entre dos señales, con lo cual controla la relación entre los mismos. Una aplicación típica la constituye la relación caudal-aire/caudal-fuel-oil en la combustión de una caldera de vapor.

**Control en adelanto**, calcula la señal de corrección y acciona la válvula de control por lectura de las señales de entrada que influyen en el valor de la variable que interesa estabilizar, sin utilizar el clásico lazo de retroalimentación. Es decir, el accionamiento de la válvula tiene lugar en lazo abierto.

El *control en adelanto* es de aplicación en sistemas que poseen tiempos de retardo importantes con desviaciones de magnitud y duración distintas. En estos sistemas, el clásico control de retroalimentación tiene el inconveniente de necesitar que se produzca una desviación antes de actuar, lo cual imposibilita la rápida actuación de la válvula de control.

## **8.2 Configuraciones de controladores**

El *controlador básico* es un microprocesador que proporciona los clásicos controles PID y otros algoritmos de control. Estos algoritmos pueden configurarse definiéndose el último modo de control a retener en caso de avería: las unidades de ingeniería, la acción de control (directa o inversa), el tipo de señal de entrada, las alarmas, etcétera.

El **controlador multifunción**, proporciona las funciones de control lógico que permiten regular un proceso discontinuo y el manejo de procesos complejos en los que el controlador básico está limitado.

El **control secuencial** enlaza el control analógico (modulante con posiciones que varían continuamente en la válvula de control) con el control lógico.

En el **control discontinuo** es usual automatizar la entrada de ingredientes, en particular en la industria farmacéutica, definiendo su naturaleza y las cantidades. Debido a que se fabrican muchos productos diferentes en la misma unidad de fabricación, es necesario que el equipo de control sea versátil para satisfacer la gran variedad de fórmulas que pueden presentarse.

## **8.3.- Evolución del tipo de controladores**

### **8.3.1.- Controladores neumáticos**

Están dotados de bloques modulares de control de técnica fluidica, disponen de acción PID (*proporcional+integral+derivativa*), control en cascada, alarmas de desviación, relés de relación, interruptor para procesos discontinuos, conmutador automático-manual, etcétera.

### **8.3.2.- Controladores electrónicos**

Dotados de las mismas funciones que el controlador neumático anterior, pueden contener un microprocesador, lo que les ha permitido la incorporación de "*inteligencia*". Disponen de ajuste del punto de consigna y de las acciones PID sin extraer el instrumento de su base en el panel, y de autoajuste o *auto-sintonía* del instrumento para acomodarse a las variaciones de régimen del proceso.

### **8.3.3.- Controladores digitales**

Los controladores digitales realizan directamente las funciones de control auxiliar expuestas antes en los instrumentos neumáticos y electrónicos, y no precisan de ningún otro instrumento.

La tendencia general es la adopción de nuevos algoritmos de control que perfeccionen los clásicos PID. De hecho, se aplican en las funciones de autoajuste, control en adelanto, control no lineal, adelanto-retardo, compensación del tiempo de retardo. Una cuestión importante es el fenómeno de interacción entre los lazos de control, lo cual obliga a coordinar sus actuaciones dentro del proceso.

Los controles digitales también forman parte del control distribuido, en el que uno o varios microprocesadores controlan las variables que están repartidas por la planta, conectados por un lado a las señales de los transmisores de las variables y por el otro a los elementos de control.

El operador puede cambiar el punto de consigna, modificar los valores de las alarmas, los valores de las acciones de control PID,

visualizar el gráfico del lazo de control, cambiar los márgenes de medida de los transmisores y visualizar las curvas de tendencia de las variables.

#### **8.3.4.- Controladores universales**

La tendencia por parte de los fabricantes de instrumentos es el uso de controladores capaces de gobernar individualmente una unidad de operación de la planta y que además sean capaces de conectarse a cualquier sistema de control.

Los *controles expertos* y después los *sistemas expertos* prometen ser las aplicaciones universales al tener la posibilidad de incorporar gradualmente la experiencia ganada por el usuario en cada unidad de proceso.

#### **8.4.- Ajustes de la ganancia del controlador**

El controlador automático tipo PID es el más usado en la industria de procesos; es eficaz, posee una estructura muy simple y se adapta muy bien a numerosos tipos de procesos. A pesar de eso, se ha demostrado que este tipo de controlador en las industrias de procesos está, a menudo, mal ajustado. Las razones pueden ser : el personal encargado no posee las herramientas adecuadas o el entrenamiento técnico, o simplemente, no tiene el tiempo necesario para realizar esta tarea adecuadamente. Y un controlador tipo PID mal ajustado no contribuye a reducir la variabilidad del proceso.

El uso del controlador proporcional sólo requiere de una variable: la ganancia proporcional,  $K_p$ , para que el sistema de control tenga el comportamiento dinámico que buscamos. El uso de un controlador PI requiere la selección de dos variables: la ganancia proporcional  $K_p$  y la ganancia

integral,  $K_i$ . Con un controlador PID se deben seleccionar tres variables: las ganancias proporcional,  $K_p$ , integral,  $K_i$ , y derivativa,  $K_d$ .

Para describir el proceso de selección de los mejores valores para el controlador se usa el término *sintonización*. Los métodos de Ziegler y Nichols se basan en experimentación y análisis; son '*recetas de cocina*' que se usan con mucha frecuencia. El primer método a menudo se denomina método de la curva de reacción del proceso. El procedimiento con este método consiste en abrir el lazo de control tal que no se presenten acciones de control; se aplica, entonces, una señal de prueba a la unidad de corrección y se determina la respuesta de la variable de proceso medida (la señal de error). La señal de prueba deberá ser tan pequeña como sea posible. La gráfica de la señal medida se grafica contra el tiempo y se conoce como la *curva de reacción del proceso*.

El otro método se conoce como el *método de la última ganancia*. Primero, las acciones integral y derivativa se reducen a sus valores mínimos. La constante proporcional,  $K_p$  se fija en un valor bajo y, entonces, se incrementa en forma gradual. Esto es lo mismo que decir que la banda proporcional se hace más angosta de manera gradual. Mientras esto sucede, al sistema se le aplican pequeñas perturbaciones. El proceso continúa hasta que se presentan oscilaciones. Se anota el valor crítico de la constante proporcional,  $K_p$  en la que se presentan las oscilaciones, así como el tiempo,  $T_c$ .

### **8.5.- Predictor de Smith (Breve descripción)** <sup>(6)</sup>

Uno de los principales problemas de los controladores clásicos PID es su comportamiento frente a plantas con un retardo considerable. Este retardo se puede deber a una distancia física entre el proceso y el lugar de medición de la variable, una demora en los actuadores o cualquier otra causa. En general, la



forma de solucionar este efecto es reducir la ganancia del controlador a los fines de poder esperar el resultado de la actuación. Si ajustamos un regulador para una planta con y sin retardo los parámetros serán completamente distintos. Es obvio que el comportamiento a lazo cerrado del proceso sin retardo será superior al de la planta equivalente con retardo. De aquí la principal idea: *¿Será posible diseñar un regulador de modo tal que la planta con retardo tenga el mismo comportamiento que si no lo tuviera?* La respuesta es afirmativa con la salvedad que no es posible compensar el retardo ya que es intrínseco al proceso pero sí se puede compensar su efecto sobre la realimentación. La idea está basada en que, al conocer el retardo, es posible saber qué es lo que sucederá luego del mismo, es decir podemos predecir el comportamiento del proceso. El *método de compensación de retardos o 'tiempos muertos'* lleva el nombre del *Predictor de Smith*.

Entre las causas más reconocidas y relacionadas con los *retardos* que se producen en los procesos se anotan las que resumimos a continuación:

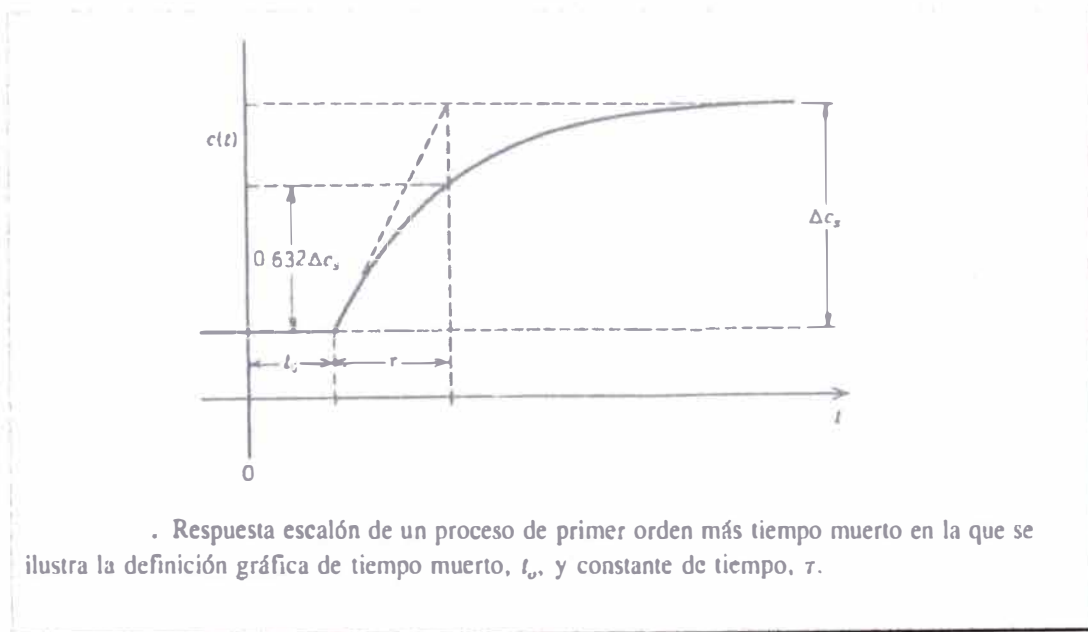
- El proceso tiene operaciones de transporte de fluidos a distancias considerables;
- Los sensores requieren plazos extensos para entregar una medición;
- El actuador requiere de un tiempo importante para producir un cambio.

Estos efectos, sea todos juntos o sólo alguno de ellos, suelen impedir la acción apropiada de los lazos de control porque:

- Las perturbaciones no se detectan oportunamente;
- La acción de control, que depende de la oportuna medición, no ocurre en el momento adecuado;
- La acción de control tarda en hacer efecto sobre el proceso, y redundante, finalmente, en un bucle cerrado que puede resultar inestable.

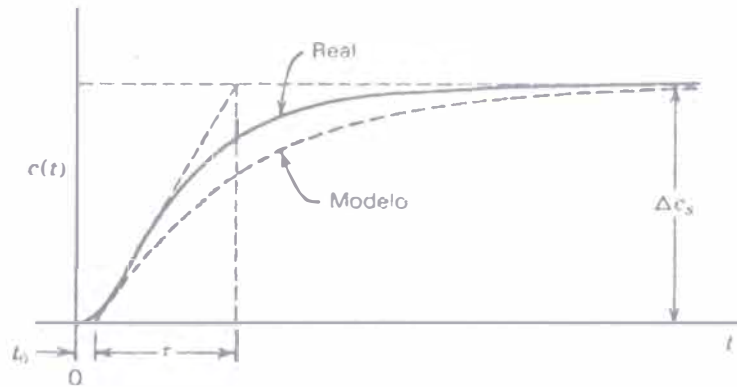
Es importante que no ingresen perturbaciones al sistema mientras se realiza la prueba de escalón (método de la curva de reacción del proceso). En las páginas que siguen mostramos algunas de las curvas o gráficas típicas de la prueba de escalón, conocida también como *curvas de reacción del proceso*. La respuesta en el 'dominio de  $s$ ' es característica de los procesos de segundo orden o superior, con retardo.

El siguiente paso es hacer coincidir la curva de reacción del proceso con el modelo de un proceso simple para así determinar los parámetros del modelo (*función de transferencia*). Las gráficas que hemos trabajado corresponden a modelos de *primer orden con retardo puro*.



**Figura 8.1 (1)**

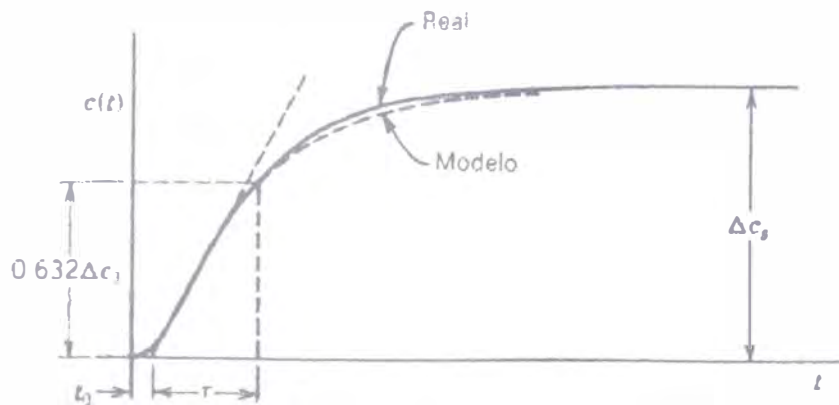
El tiempo muerto  $t_0$  y la constante de tiempo  $\tau$  se pueden determinar al menos mediante tres métodos, cada uno de los cuales pueden entregar diferentes valores para un mismo modelo de proceso.



Parámetros del modelo POMTM que se obtiene mediante el método 1.

**Figura 8.2 <sup>(1)</sup>**

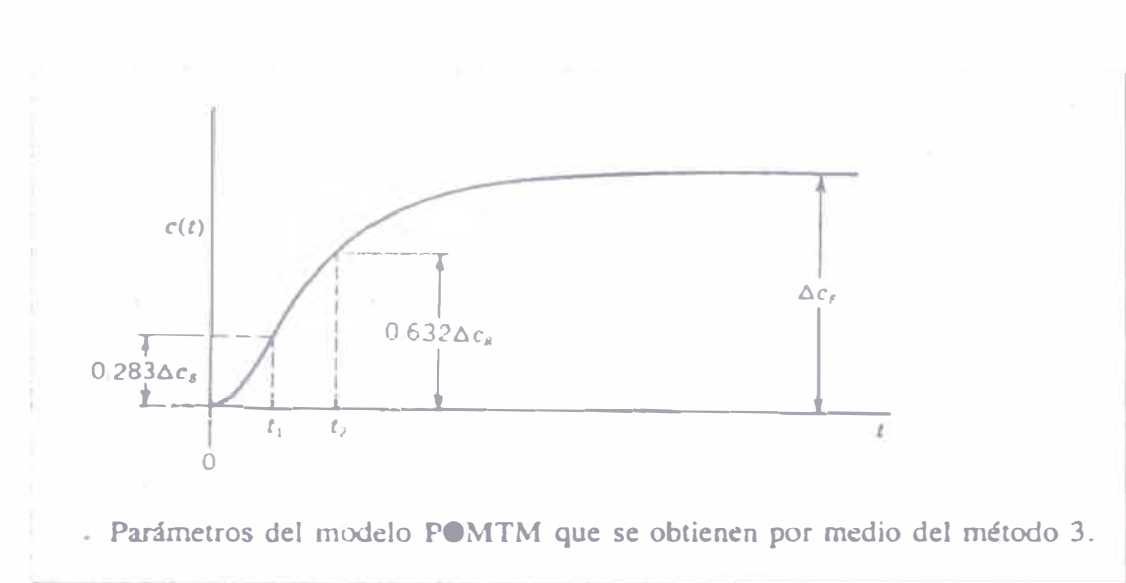
El método 1 utiliza la línea tangente a la curva de reacción del proceso en el punto de razón máxima de cambio.



Parámetros del modelo POMTM que se obtienen con el método 2.

**Figura 8.3 <sup>(1)</sup>**

Con el método 2, el valor  $t_0$  se determina de la misma manera que con el método 1, pero con el valor de  $\tau$  se fuerza a que la respuesta del modelo coincida con la respuesta real en  $t = t_0 + \tau$ .



**Figura 8.4 <sup>(1)</sup>**

Al determinar  $t_0$  y  $\tau$  con los dos métodos anteriores, el paso de menor precisión es el trazo de la tangente en el punto de razón máxima de cambio de la curva de reacción del proceso. Aún en el método 2, donde el valor  $(t_0 + \tau)$  es independiente de la tangente, los valores que se estiman para  $t_0$  y  $\tau$  dependen de la línea. Para eliminar esta dependencia, el doctor Cecil L. Smith propone que los valores de  $t_0$  y  $\tau$  se seleccionen de tal manera que la respuesta coincida en la región de alta tasa de cambio.

## **8.6.- Controladores y esquemas de bloques**

### **8.6.1.- Esquema de un lazo de control abierto**

No compara la salida con la entrada de referencia y la precisión del sistema depende de la calibración del actuador.

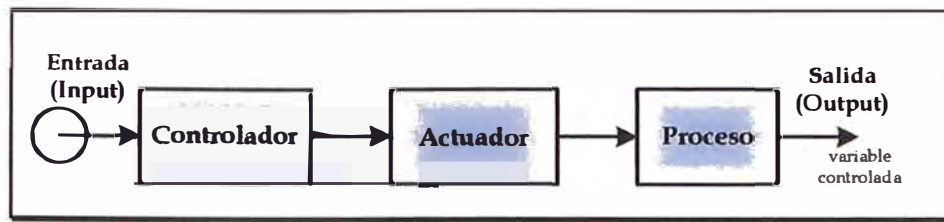


Figura 8.5 <sup>(4)</sup>

### 8.6.2.- Esquema de un lazo de control cerrado

Compara la salida con alguna entrada de referencia (Set-point) y utiliza la diferencia para el control.

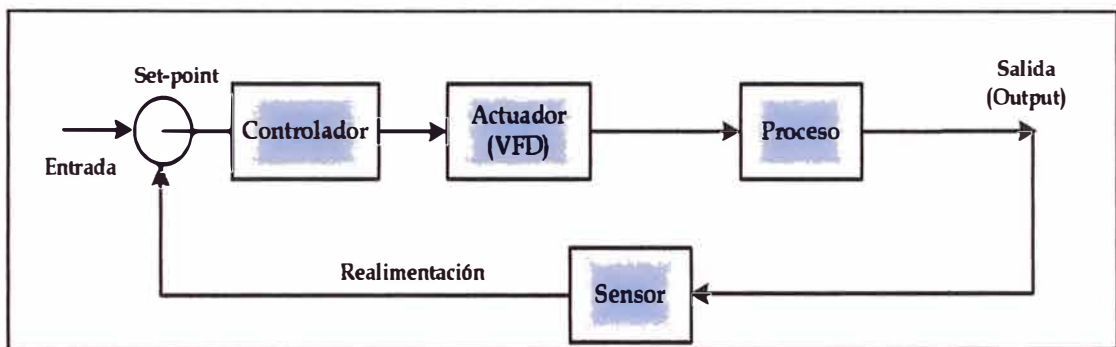


Figura 8.6 <sup>(4)</sup>

### 8.6.3.- Representación de la acción de control proporcional

La salida del controlador varía el mismo valor por cada unidad de desviación o error:

$$E(t) = SP - PV(t)$$

En donde la relación de *salida del controlador* es lineal,  $u(t) = K_p e(t)$ .

Y expresada en términos de la *Transformada de Laplace*,  $U(s) = K_p E(s)$ .

El control proporcional tiene el problema que cuando alcanza una condición de estabilidad mantiene un error llamado **Offset** (distancias a la línea horizontal). Se considera que un error de **Offset** es inevitable.

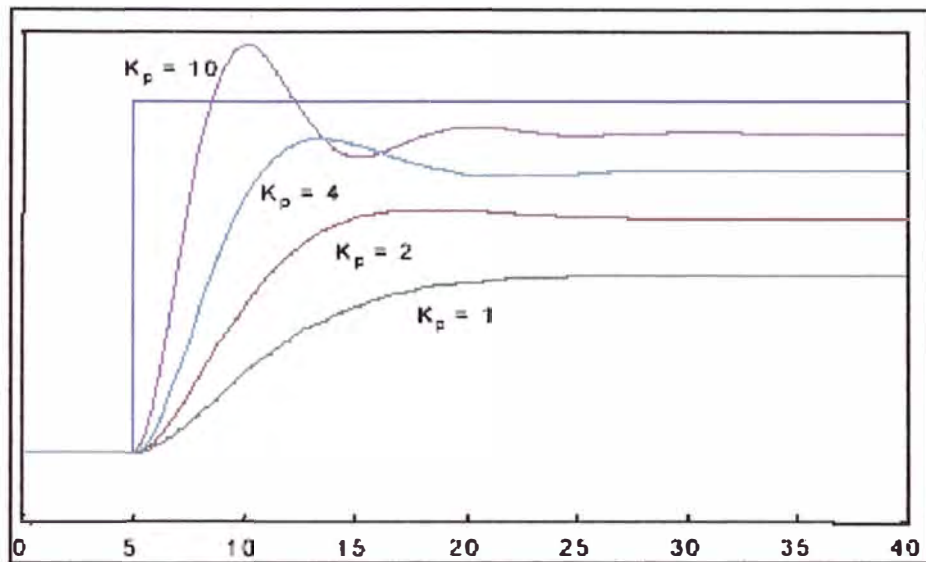


Figura 8.7: Simulación: sistema de lazo cerrado-Controlador P <sup>(5)</sup>

#### 8.6.4.- Representación de la acción de control integral <sup>(2)</sup>

La salida del controlador es proporcional a la integral del error:

$$u(t) = K_i \int_0^t e(t) dt$$

En este tipo de control no existe **Offset** debido a que la salida sigue cambiando a medida que exista un error presente. En términos de transformada de Laplace se escribiría,  $U(s)/E(s) = K_i/s$

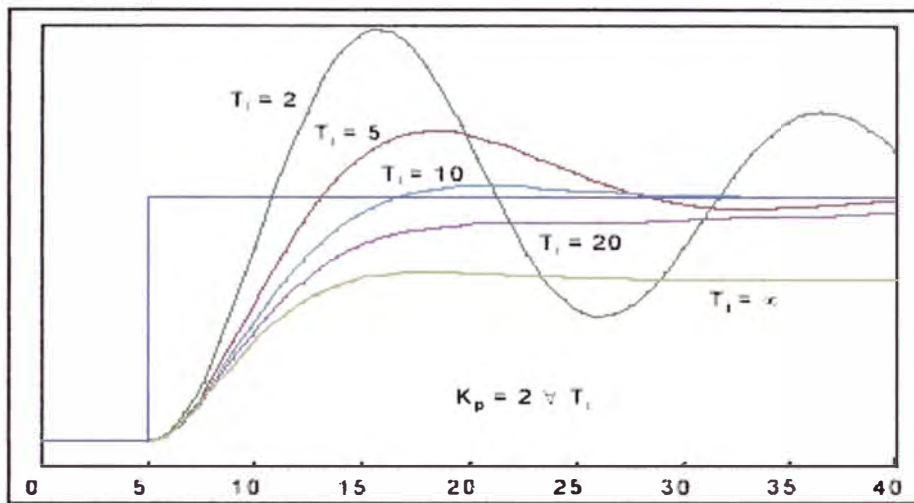
#### 8.6.5.- Representación de la acción de control proporcional + integral <sup>(2)</sup>

Combina los efectos de las acciones proporcional e integral. El **Offset** ocasionado por el control proporcional es corregido por la acción integral del controlador:

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_i}{T_i} \int_0^t e(t) dt$$

En términos de *transformada de Laplace*,  $U(s)/E(s) = K_p (1 + 1/T_i s)$ .

Aquí,  $T_i$ , denominada frecuencia de reposición, es la cantidad de veces por minuto que se repite la acción proporcional ( $T_i = K_p/K_i$ )



**Figura 8.8: Simulación: sistema de lazo cerrado-Controlador PI <sup>(5)</sup>**

**8.6.6.- Representación de la acción de control proporcional +derivativa <sup>(2)</sup>**

La acción de control derivativa mejora la respuesta de control en procesos lentos. Este control está definido por la siguiente ecuación:

$$u(t) = K_p e(t) + K_p T_d \left( \frac{de(t)}{dt} \right)$$

En términos de la *transformada de Laplace*,  $U(s)/E(s) = K_p (1+T_d s)$

Aquí  $T_d$  es el *tiempo derivativo* o *tiempo de adelanto*, y representa el intervalo de tiempo en que la acción derivativa se adelanta al efecto de la acción proporcional.

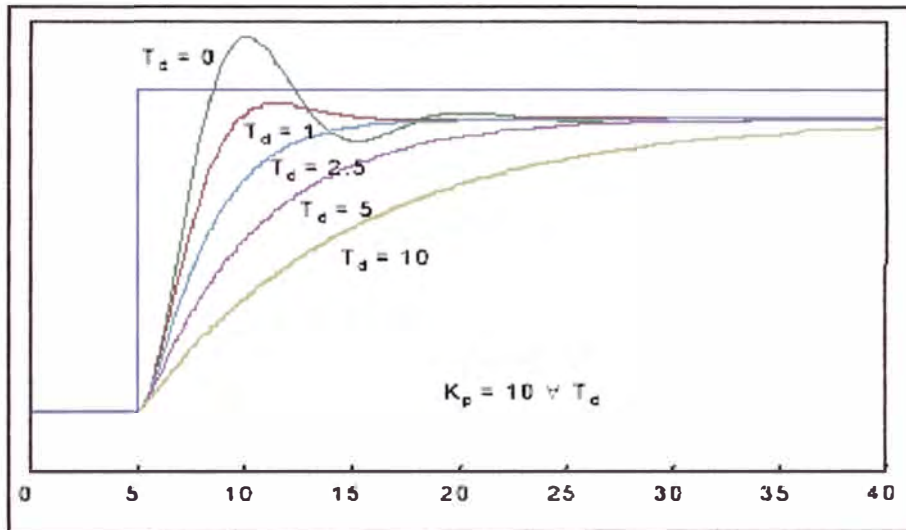


Figura 8.9: Simulación: sistema de lazo cerrado-Controlador PD <sup>(5)</sup>

### 8.6.7.- Representación de la acción de control proporcional + integral + derivativa <sup>(2)</sup>

Este tipo de control combina las ventajas de los tres tipos de control.

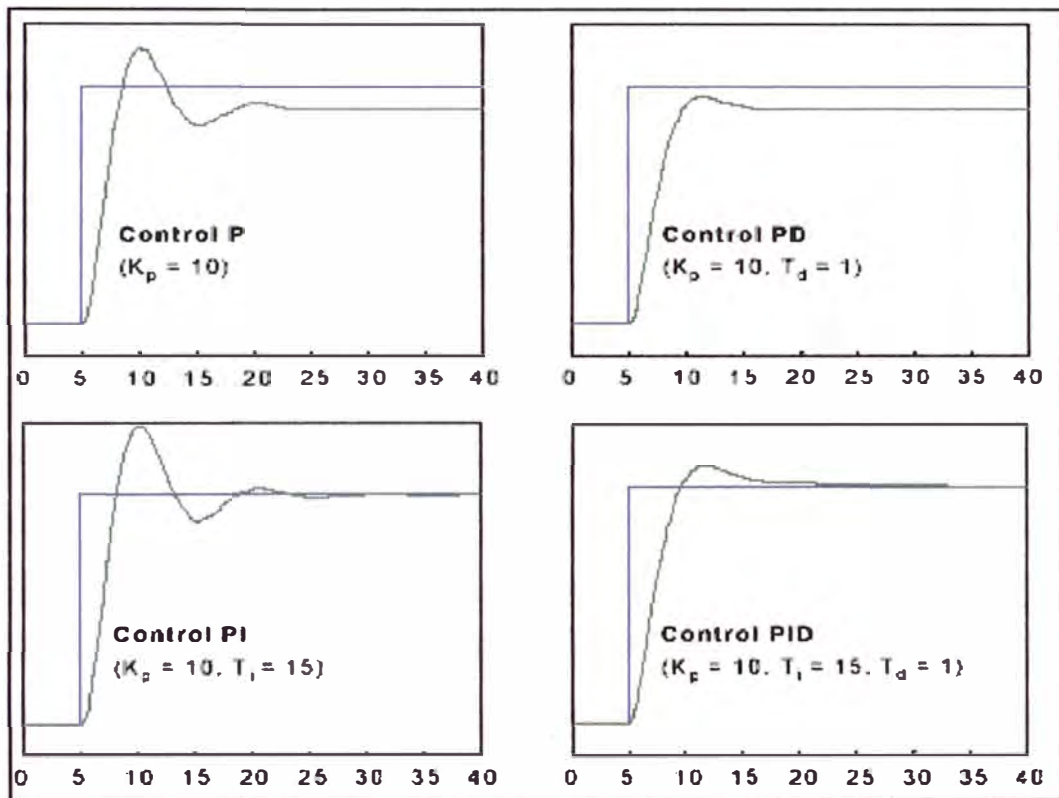
$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_i} \int_0^t e(t) dt + K_p T_d \left( \frac{de(t)}{dt} \right)$$



Luego, la ecuación representada en términos de *transformada de Laplace*,

$$U(s)/E(s) = K_p \{1 + 1/(T_i + T_d) s\}$$

El control **tipo PID** combina las tres acciones de control, aunque no existe una única forma de combinar las tres acciones, la mayoría de los controladores comerciales corresponde a alguna de estas formas o tiene la opción de escoger entre alguna de ellas.



**Figura 8.10: Comparación del comportamiento de los controladores P, PI, PD y PID. <sup>(5)</sup>**

### 8.6.8.- Esquema en bloques del control en CASCADA

Utilizado cuando la variable controlada es difícil de mantener cerca del punto de consigna. El control en CASCADA está compuesto de un lazo de control interno y otro externo. En este arreglo, el lazo de control externo le proporciona el set point al lazo de control interno.

El control en cascada es especialmente efectivo cuando el lazo de control interno es mucho más rápido que el lazo de control externo y si las perturbaciones principales afectan el lazo interno primero.

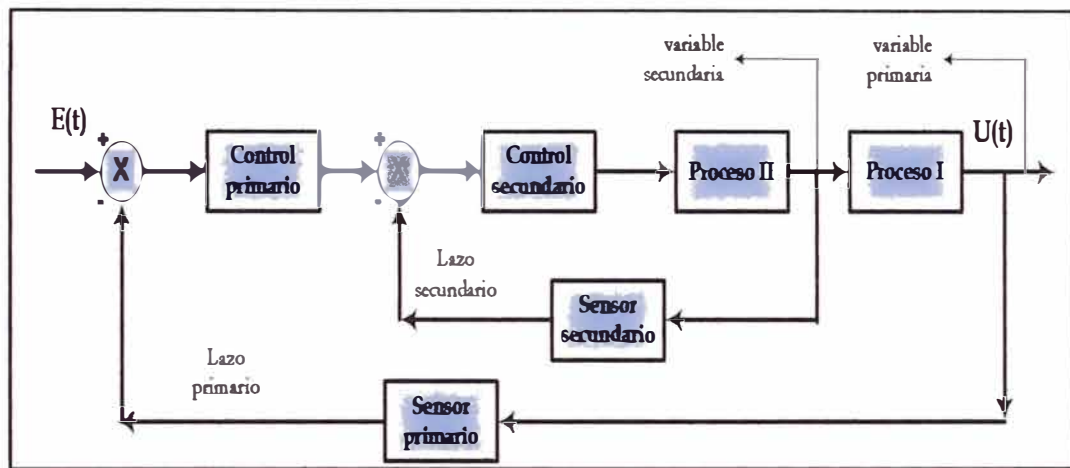


Figura 8.11: Esquema de bloques del Control en CASCADA <sup>(4)</sup>

### 8.6.9.- Esquema en bloques del control En Relación

El control en relación está diseñado para mantener el valor de dos variables en constante relación. Las variables en la mayoría de los casos son relaciones de flujo.

Por ejemplo en molienda, una típica aplicación de un control en relación es el control de densidad de pulpa en los molinos. Al saber cuanto mineral seco está ingresando al molino, por relación podemos

saber cuanto de agua necesitamos para una determinada densidad del producto molido.

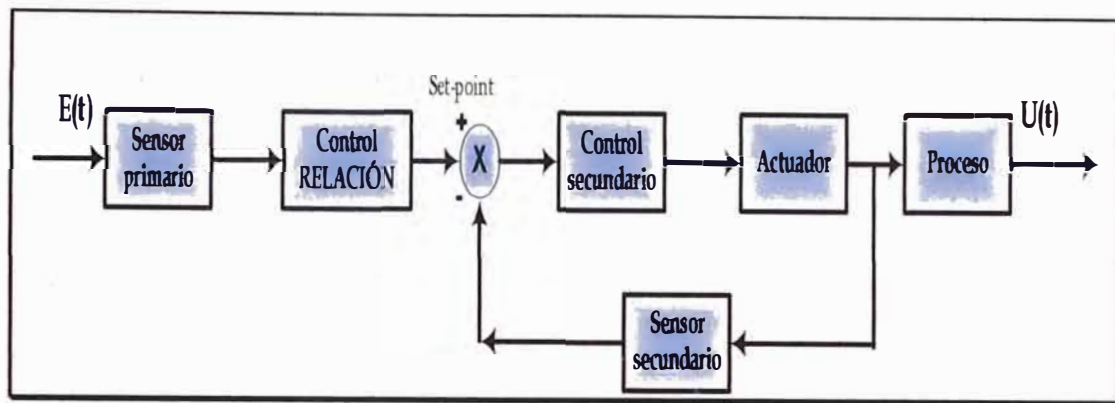


Figura 8.12: Esquema de bloques del Control en RELACIÓN <sup>(4)</sup>

#### **8.6.10.- Esquema en bloques del control predictivo –Predictor de Smith**

El *Predictor de Smith* permite un control **predictivo** utilizado en procesos que tienen un retardo en el proceso considerable.

Los procesos con tiempo de retardo elevado son difícilmente controlados por un control PID usando los métodos tradicionales, en estos casos es necesario utilizar un *Predictor de Smith*.

El *Predictor de Smith* utiliza un controlador PID de los que conocemos y también un modelo del proceso; la salida del controlador es aplicada al proceso y al modelo. El error, *diferencia entre variable de proceso y set-point*, es el resultado de: la variable de proceso y el resultado del modelo del proceso. Este arreglo permite controlar procesos con retardo elevado.

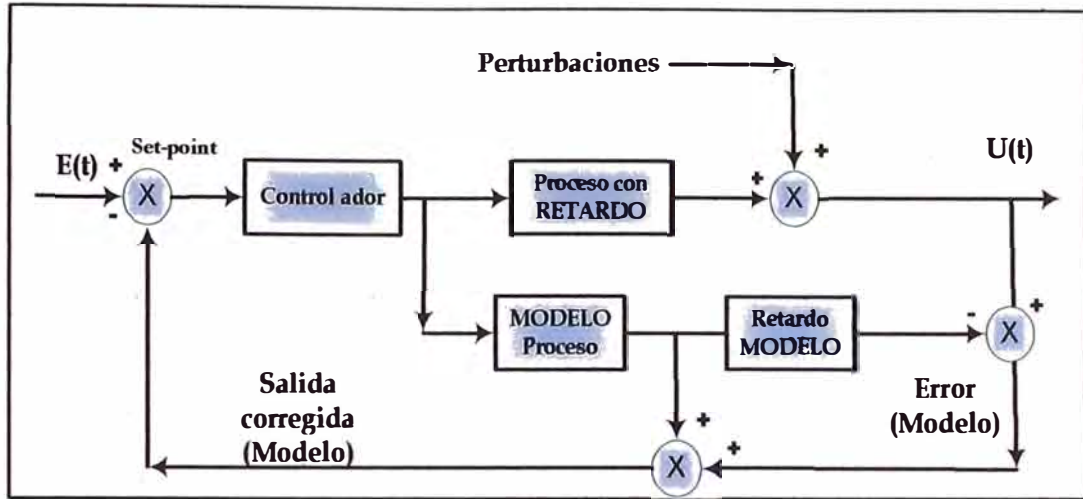


Figura 8.13: Esquema de bloques del Control PREDICTIVO <sup>(4)</sup>

### 8.7.- Método de la curva de reacción: modelos empíricos <sup>(1)</sup>

El método de la *curva de reacción*, permite obtener la *función de transferencia* en términos de la *transformada de Laplace* y representar el comportamiento dinámico de determinado proceso. Nosotros hemos trabajado sobre el proceso de nuestro interés, registrando los cambios en la variable de proceso luego de provocar *cambios bruscos* en la variable manipulada y esperando hasta que el proceso recupere su estabilidad. Este procedimiento lo habíamos resumido así:

**Forzamiento del proceso:** Se aplica un *cambio brusco* al lazo de control por medio del actuador y esperamos a que el proceso se estabilice nuevamente. Registramos el cambio realizado en el actuador y el efecto producido en el proceso.

**Sustracción de puntos de operación:** Tanto a la señal de entrada (*variable de proceso*), como a la señal de salida (*variable manipulada*) les sustraemos el promedio de los valores iniciales.

**Eliminación de perturbaciones:** En caso encontremos perturbaciones en la señal de entrada, las eliminamos para que no distorsionen el modelo.

**Identificación de parámetros:** El siguiente modelo se ajustaría bien a la mayoría de procesos dinámicos encontrados en la industria y representa la designación general de una *función de transferencia de 2<sup>do</sup> orden con retardo puro*:

$$G_M(s) = \frac{K \times e^{-\theta \cdot s}}{(1 + \tau_1 s)(1 + \tau_2 s)}$$

Con los datos y desde los gráficos obtenidos se pueden hallar los valores de la ganancia proporcional (K), las constantes de tiempo ( $\tau_1$  y  $\tau_2$ ) y el retardo ( $\theta$ ). Para una respuesta de primer orden con retardo la constante  $\tau_2 = 0$

### **8.7.1.- Ajuste o sintonía**

Algunos criterios de sintonía buscan retornar al punto de consigna lo más rápido posible (se otorga prioridad a la *eficiencia*); mientras que otros criterios buscan mantener la máxima *desviación del error* lo más pequeña posible (otorgando mayor importancia a la llamada *robustez*). Si queremos una sintonía más eficiente (respuesta rápida), tendremos que perder en cuanto a la '*robustez de la respuesta*' en la sintonía y viceversa.

La respuesta del criterio de sintonía es medida a través de métodos simples como, por ejemplo, el *tiempo de retardo*, el *tiempo de crecimiento*, el *sobre-impulso*, etcétera. Los más complejos están basados en disminuir la más posible el *total del error* en la respuesta.

### **8.7.2.- Parámetros del controlador**

Las ecuaciones que se usaron para la obtención de los parámetros de sintonía se sustentan en las relaciones que Cohen & Coon y se sugieren para procesos de primer orden con retardo puro, usando la misma técnica y el mismo conjunto de datos que Ziegler & Nichols.

Al obtener el modelo del proceso, tenemos conocimiento de la ganancia del proceso, la constante de tiempo y el retardo. Los investigadores Cohen & Coon proporcionan fórmulas optimizadas por simulaciones para la obtención de los parámetros P, I y D.

Finalmente, el componente de arte, y el científico, se complementan para definir cuál conjunto de parámetros obtenido (Ziegler & Nichols o Cohen & Coon) se acepta como el mejor.

## **REFERENCIAS**

1. '**CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS, TEORÍA Y PRÁCTICA**', Carlos A. Smith y Armando B. Corripio. EDITORIAL LIMUSA, México, D.F., 1996. Pp. 272-280
2. '**Ingeniería de Control**', W. Bolton, 2da Edición, 2001. Pp. 225,236, 237, 238
3. '**Control de procesos industriales, Criterios de implantación**', Antonio Creus Solé. Colección 'Productiva': ALFAOMEGA GRUPO-EDITOR, México-D.F., 1999. Pp. 75, 85, 89, 97, 100, 105 y 121
4. '**TUNING OF INDUSTRIAL CONTROL SYSTEMS**', 2<sup>nd</sup> Edition, 2000. Louisiana State University. Armando Corripio. ISA-The Instrumentation, Systems and Automation Society. Pp. 117, 118, 127
5. <http://isaw.cie.uva.es/proyectos/ejsTeoria/PID.htm>
6. <http://iaci.unq.edu.ar/Materias/Cont.Digital/Apuntes/>

## **CAPÍTULO 9**

### **Estrategias de control reconocidas**

#### **9.1.- Circuitos de molienda por vía húmeda**

El comportamiento dinámico de la respuesta frente a una alteración en un circuito de molienda es importante porque:

(1) Proporciona una visión sobre cómo un cambio de cada variable afecta al rendimiento, es decir, si el efecto es lento o rápido, acumulativo durante un periodo o continuado de forma suave por la propiedad auto-estabilizadora del circuito, y dentro de qué secciones del circuito son más acusados los cambios de las variables individuales;

(2) Permite identificar la relación causa-efecto y hacer una selección correcta de las variables que deberían ser utilizadas con vistas a un control en particular;

(3) Los datos pueden ser utilizados para construir y verificar los modelos dinámicos, que pueden ser utilizados para los esquemas de estrategias y pruebas de control;

(4) Los datos que se obtienen estudiando durante un intervalo corto la respuesta del proceso a la manipulación de una variable, proporcionan información más precisa sobre el rendimiento que los datos del estado de marcha regular. Esto se debe a que los errores pueden detectarse mejor con datos dinámicos.

En un circuito en funcionamiento las variables que afectan su rendimiento serían:



- (1) caudal de alimentación del mineral;
- (2) promedio de adición de agua en todos los puntos de aporte;
- (3) dureza del mineral de alimentación; y
- (4) análisis granulométrico del mineral de alimentación a la flotación

Y éstas implicarían dos estrategias que pueden considerar lo siguiente:

(1) los caudales de alimentación del mineral y de adición de agua pueden ser deliberadamente manipulados con objeto de controlar el proceso; y,

(2) la dureza de alimentación y el análisis granulométrico son variables que no son normalmente controladas, y pueden ser consideradas como las responsables de alteraciones en la alimentación a un circuito.

Para la instrumentación adecuada del sistema de control, las variables anteriores pueden ser consideradas entre las más importantes porque se encuentran disponibles mediante el sistema de control.

Cualquier esquema de control tiene que sustentarse sobre la manipulación de estas variables. Es importante tener un conocimiento preciso de la forma en que los ajustes de estas variables afectan la operación y el rendimiento, tanto a corto (funcionamiento dinámico) como a largo plazo (funcionamiento estable).

Los ensayos para determinar los efectos dinámicos de la dureza del mineral y su granulometría en el rendimiento son difíciles de llevar a cabo a nivel industrial.

La exposición que hacemos está restringida a los efectos dinámicos de cambio en los promedios de la alimentación y de la adición de agua <sup>(1)</sup>

Son pocos los datos dinámicos detallados disponibles sobre los circuitos industriales de molienda. En circuitos de tipo similar, es de esperar un comportamiento parecido.

## **9.2. - Circuito con molino de barras-molino de bolas <sup>(1)</sup>**

### **9.2.1. - Respuesta al cambio en el caudal de alimentación del mineral**

El incremento en el caudal de la descarga del molino de barras producido por un incremento en el caudal de alimentación consiste en un incremento desproporcionado del caudal del agua más que de sólidos. Esto indica la presencia del efecto de clasificación en el molino de barras, efecto por el cual el agua y los sólidos finos se descargan preferentemente después del cambio.

### **9.2.2. - Respuesta al cambio en el caudal de alimentación de mineral**

En un arreglo *Molino de bolas por rebose-Hidrociclón*, puede verse que en todos los puntos del circuito hay una transición gradual desde una condición operativa a otra, y que el máximo efecto se consigue en las condiciones de estado estable. Esto está en contraposición al efecto obtenido con agua.

### **9.2.3. - Respuesta al cambio en el caudal de adición de agua**

En todas las pruebas que se efectuaron con la adición gradual de agua existió una inmediata respuesta tanto en la densidad de alimentación al hidrociclón como en el análisis granulométrico del rebose. Esto era seguido por un lento retorno a la densidad de la carga circulante hasta un punto entre el valor del estado estable y el valor después de la respuesta inicial.

La respuesta inicial al cambio gradual representa una variación en el rendimiento del clasificador con cambio en la densidad de alimentación y volumen de flujo adicional. La respuesta continuada representa los efectos combinados de la variación en el rendimiento del molino y el clasificador a medida que cambia la carga circulante.

La necesidad de mantener un cuidadoso control del caudal de alimentación al circuito primario y la densidad está claramente demostrada: el control del caudal de alimentación a cada molino de bolas y el control de la densidad de sólidos del Overflow nos aseguran el mejor producto hacia la flotación.

Los especialistas sostienen que el molino de bolas proporciona muy pocos cambios en la caída del caudal del circuito: el caudal medio de la carga circulante en el circuito secundario cambia en una cantidad considerablemente mayor que la dimensión del cambio producido. El efecto es menos pronunciado en el circuito primario presumiblemente porque la pulpa tiene una distribución granulométrica mucho más gruesa y una densidad más alta, lo que no permite al caudal fluir tan prontamente. El hecho de que el molino no arroje cambios del flujo medio indica que el efecto de la variación en la alimentación tiende a ser amplificada en la carga circulante. Una

unidad con bomba de velocidad fija tiene un efecto similar a grandes variaciones en el promedio de alimentación.

Estos resultados confirman la importancia de:

- (1) la utilización de una bomba de velocidad variable, y
- (2) la utilización de un *sistema de control de nivel* en el cual el nivel en el cajón proporcione un punto de regulación remoto para el elemento de control del caudal medio de alimentación al ciclón.

Este sistema de control de velocidad de la bomba permite variar el nivel del cajón en un considerable rango de alturas manteniendo al mismo tiempo relativamente constante el caudal de alimentación al ciclón. Esto eliminaría las variaciones a corto plazo en el caudal medio por el uso de la capacidad del cajón de la bomba.

En el caso de los molinos de bolas con salida por rebose, el cambio en el contenido de sólidos de la pulpa dentro del molino en el rango usual de trabajo no tiene gran efecto sobre la carga del molino o sobre el grado de fragmentación de las partículas dentro del molino, aunque sigue existiendo un efecto.

### **9.3.- Circuitos de molienda: molinos de barras y bolas**

Algunos aspectos a considerar en el diseño de circuitos de molienda que incluyan molinos de barras y bolas son:

- (1) El costo capital de un molino por tonelada de producto acabado decrece rápidamente a medida que se incrementan las dimensiones del molino y su producción;

(2) Los circuitos separados de trituración y molienda pueden ser necesarios y en la mayoría de los casos se requerirá más de un molino. Consecuentemente, tienen que tomarse decisiones sobre materias tales como la granulometría requerida del producto precedente del circuito de trituración;

(3) En el caso de molinos de barras la disponibilidad operativa es de aproximadamente el 95% debido a la necesidad de parar de vez en cuando el molino para cargar las barras y apretar los tornillos;

Una limitación al trabajo de los molinos de barras en su aptitud para transportar mineral dentro de la masa de barras en el molino. Esto puede mejorarse con la adición a la alimentación del molino de barras de una pequeña cantidad de producto fino del rebose del ciclón <sup>(2)</sup>.

(4) Los molinos de barras son más eficientes como unidades de molienda gruesa y es importante operarlos a un promedio de alimentación lo más alto posible;

Si tienen que utilizarse molinos de barras, el mínimo número de circuitos viene gobernado por el mínimo número práctico de molinos de barras. Si se usa el mínimo número, la ampliación es cara porque debe comenzar con la instalación de un nuevo molino de barras con la correspondiente tolva asociada y el sistema completo de alimentación. Si se instalan más del mínimo número de molinos de barras, la expansión puede ser rápida y efectuada firmemente con la adición de molinos de bolas, pero la instalación inicial comporta unos costos más altos tanto de capital como operativos y unas necesidades mayores de instrumentación.

### **9.3.1. - Circuitos de molienda**

La ampliación o modificación de un circuito existente es similar a la optimización porque los parámetros para los molinos existentes pueden ser determinados experimentalmente, y la extrapolación de estos parámetros puede hacerse sobre la base del consumo de potencia del molino cuando se considera su cambio. Este procedimiento puede ser utilizado en el diseño de nuevos circuitos que tengan que sustituir otros ya existentes y en los cuales se tenga que tratar el mismo tipo de mineral.

La optimización del diseño para las especificaciones iniciales del proceso en un nuevo circuito, no es tan importante como asegurar que el circuito una vez instalado sea: (a).- flexible, desde el punto de vista de una posible ampliación; (b).- que tenga un factor de seguridad adecuado para la determinación original de su dureza; y, (c).- que no tenga limitaciones físicas tales como una bomba incorrectamente dimensionada.

#### **9.3.1.1. - Diseño utilizando datos de un circuito existente**

Cuando se van a diseñar nuevos circuitos que reemplacen a los existentes, y los molinos de barras y bolas resulten de diámetros mayores que los instalados en la planta existente, puede hacerse la suposición de que las *funciones de selección* permanecen inalterables y que los trabajos de extrapolación pueden realizarse mediante los apropiados cambios en las constantes del molino. Las constantes del molino pueden suponerse que varían: (a).- con la longitud del mismo en una relación directa; y (b).- con el diámetro del molino.

Se sabe que el efecto del cambio en el diámetro del molino es complejo, particularmente cuando el diámetro del molino excede los 4 metros, pero puede hacerse esta aproximación en ausencia de relaciones más exactas. El error inherente en el supuesto debería ser reconocido.

### **9.3.2. - Circuitos de clasificación**

Por lo general, en circuitos de molienda, la clasificación es con hidrociclones en una sola etapa. El arrastre de las partículas finas con el producto grueso se produce siempre y esto puede causar problemas en las posteriores etapas de concentración y de separación *sólido-líquido*, debido al exceso partículas finas.

## **9.4. - Sistemas de control: Circuitos molino de bolas-hidrociclón**

### **9.4.1. - Limitaciones físicas de los circuitos**

Todo sistema de control para un circuito en molino de bolas-hidrociclón tiene que garantizar que el circuito funcione en todo momento dentro de su capacidad física.

Muchos circuitos de molienda tienen limitaciones adicionales: el motor de una bomba de velocidad variable no puede ser lo suficientemente grande como para absorber las puntas de producción en el caudal de pulpa que entra en el tanque. Y existe el peligro de que se queme el motor si no existe en el sistema de control un límite de consumo máximo del motor.

Cuando se considere un sistema de control para un circuito, las limitaciones físicas de ese circuito tienen que ser tomadas en cuenta totalmente y ello tiene que ser reconocido. La importancia del efecto

de limitación de la producción del molino se pone de manifiesto por el hecho de que el rendimiento de los circuitos cerrados de molienda para eliminar el *'sobretamaño'* del material producido tiende a incrementarse a medida que aumenta la carga circulante del molino hasta su máximo, justo antes del punto de sobrecarga.

Debe prestarse particular atención a la instalación de la bomba. Una bomba de velocidad fija significa que el volumen de pulpa alimentado al ciclón tiene que permanecer esencialmente constante, independientemente de si las necesidades metalúrgicas requieren o no un caudal variable.

Una bomba de caudal variable significa que el caudal de la pulpa puede ser controlado de acuerdo con los requerimientos metalúrgicos y puede montarse un circuito de control separado entre el nivel en el cajón de la bomba y la velocidad de la misma, para asegurarse de que la bomba puede hacer frente a las necesidades del caudal.

Una bomba de velocidad fija puede imponer una seria restricción sobre la eficiencia de un sistema de control. Algunas de las alternativas que han sido propuestas para combinar la flexibilidad de un sistema de velocidad variable con el menor costo de un sistema de velocidad fija, comprenden:

(a) utilizar una válvula de control en la tubería de descarga de la bomba para reducir el caudal y mantener el nivel requerido en el tanque de aspiración; o,



(b) reciclar una porción del rebose del ciclón para mantener el nivel <sup>(2)</sup>

#### **9.4.2.- Sistemas basados en la densidad de la alimentación al clasificador**

Cualquier cambio en las características del mineral de alimentación produce un cambio en la carga circulante y en el nivel de la pulpa en el tanque o cajón de aspiración de la bomba. El nivel en el cajón se mide continuamente y se controla variando la cantidad de agua agregada; esto produce un cambio en la densidad de alimentación al hidrociclón que quedará controlado por el cambio en su caudal de alimentación.

Estos sistemas responden bien, en intervalos largos, a los cambios en las características del mineral, pero tienen una pobre respuesta a corto plazo y en ese intervalo corto tienden a acumularse en el producto todos los cambios que han ocurrido en la alimentación. Esto puede ser observado considerando la respuesta del sistema a un incremento en la dureza del mineral.

Si se incrementa la dureza del mineral y el agua añadida al tanque permanece constante, y a condición de que sea utilizado en la bomba un accionamiento de velocidad variable controlado por el sensor de nivel en el cajón, la carga circulante, la densidad de alimentación al hidrociclón y la proporción de producto grueso en su rebose se incrementarán. El control del retorno al caudal promedio de mineral de alimentación para compensar los cambios tendrá un resultado aceptable y firme en el comportamiento del circuito, aunque durante un corto periodo de tiempo se producirá un incremento en la granulometría.

Sin embargo, con un accionamiento de velocidad fija y control en el nivel del cajón usando agua, un incremento en la carga circulante da como resultado un descenso en el agua añadida hasta que tiene efecto un cambio en el coeficiente de alimentación, debido al incremento de la densidad en la alimentación al hidrociclón. La reducción en el agua a medida que se incrementa la carga circulante es el método equivocado e incrementa el coeficiente de descarga de las partículas gruesas del circuito durante un intervalo corto. También se producirán fuertes oscilaciones perjudiciales.

Cualquier sistema de control para un circuito con molino de bolas-hidrociclón que incluya un accionamiento de bomba con velocidad fija tendrá estas características perjudiciales de respuesta en intervalo corto.

Debería tomarse en cuenta que, cuando se utiliza un accionamiento de velocidad variable, la bomba no restringe el volumen de la carga circulante y ésta puede ser mantenida a un óptimo nivel sin consideración a las características de la bomba. Además, el problema que se plantea concerniente a la variación en el coeficiente de caudal de una bomba de accionamiento de velocidad fija sobre el desgaste del impulsor, con el consiguiente efecto sobre la capacidad del circuito, no se produce con el accionamiento de velocidad variable.

#### **9.4.3. Sistemas de control basados en sensores granulométricos**

Lynch, Dredge y colaboradores (1967 y 1969), tomaron en consideración que cualquier cambio en las condiciones de un circuito de molienda da como resultado un cambio en la carga circulante y en la granulometría del producto final. Consecuentemente, si el caudal

en peso de mineral y agua en el flujo de alimentación al hidrociclón es registrada continuamente, y se observa un cambio, y si se conoce lo suficiente sobre el comportamiento del hidrociclón, debería ser posible inferir la naturaleza y la magnitud del cambio resultante en la granulometría del producto.

Una razón para la elección de un *detector-sensor* de tamaño de partículas fue que el control de un circuito de molienda lleva consigo no sólo el control de la granulometría del producto final, sino también la visualización continua de las condiciones del circuito para asegurar que los *valores-límite* de las variables físicas críticas, en particular la carga circulante y el contenido de sólidos en la salida por el apex del hidrociclón, no sean rebasadas.

La utilización del hidrociclón como un detector granulométrico se encontraba basada en los siguientes razonamientos:

(1) El  $d_{50}$  calculado (c) del trabajo del hidrociclón está muy estrechamente relacionado con la *malla-200* en el rebose del hidrociclón;

(2) Para un hidrociclón de un circuito en marcha, el  $d_{50}$  (c) puede ser calculado "*en línea*" a partir de una ecuación, si se encuentra montado un sistema de medición de caudal en peso situado en la tubería de alimentación al hidrociclón;

(3) El hidrociclón responde inmediatamente a un cambio en las condiciones de alimentación, de forma que detectará un cambio en las condiciones 'inmediatamente'.

Este método de predicción "en línea" de la granulometría ha sido utilizado con éxito en varios sistemas de control de molienda.

En general, se usa dispositivos con principios de medición distintos que los magnéticos, con equipos de medición que entrega datos de *malla +48*, *malla +65*, porcentaje en peso de sólidos y densidad de pulpa.

#### **9.4.4.- Control de una bomba de velocidad variable en un circuito con molino de bolas-hidrociclón**

Los objetivos para utilizar una bomba de velocidad variable son:

(a).- Acabar con las fluctuaciones en la carga circulante que acompañan a cada alteración en el trabajo del circuito;

(b).- Eliminar cualquier limitación que pudiera encontrarse en el comportamiento del circuito, debido a la imposibilidad de la bomba en manipular los caudales requeridos;

La instrumentación incorrecta de un circuito con control de nivel y velocidad puede causar cambios abruptos en la velocidad de la bomba, en el caudal volumétrico a los hidrociclones y en la distribución granulométrica del rebose. Así, un sistema de control encaminado a mantener un nivel determinado en un cajón de aspiración de bomba con un simple circuito de nivel-velocidad, utilizando la acción de control proporcional más la integral (*controlador P+I*) para asegurar el retorno al punto de regulación pre-establecido en un mínimo tiempo después de la alteración,

proporcionará un buen rendimiento tanto al comienzo como al cabo de un tiempo, pero con rendimiento pobre a intervalo corto.

La teoría del control de nivel ha sido expuesta con cierto detalle por Buckley (1964) <sup>(1)</sup>: el circuito de control debería ser un sistema de "balance de materiales" que responda solamente a alteraciones de baja frecuencia. Con este objetivo corregido, la acción de control P+I puede ser remplazada por la acción P. Proponemos mantener la acción P+I porque ofrece mayor estabilidad al lazo de control del nivel.

Una mejora lleva consigo una depuración de los componentes de alta frecuencia desde un circuito, de forma que no intente contar los cambios transitorios por el ajuste de la velocidad de la bomba. Bajo estas circunstancias, el cajón de la bomba absorbe las fluctuaciones de alta frecuencia en la entrada mediante un cambio de nivel.

Un método alternativo de control de bomba con accionamiento de velocidad variable, que resulta mejor que el sistema de control proporcional de baja crecida, es el de utilizar un sistema de nivel de flujo. En este sistema el punto de regulación del caudal volumétrico de alimentación al hidrociclón se determina por el nivel en el cajón de aspiración, y el accionamiento de velocidad variable es controlado para proporcionar este punto de regulación. Esto elimina los problemas debidos a la dinámica del sistema de accionamiento, y reduce considerablemente las variaciones de alta frecuencia.

### **9.5. – El circuito de molienda y el sistema de control general**

En resumen, un sistema de control de un circuito de molienda podría requerir:

- (a).- Control de tamaño del producto final de acuerdo con alguna especificación requerida,
- (b).- Visualización de los flujos del circuito para asegurarse de que los valores límites de las variables físicas no son sobrepasados.

Las características particulares de un circuito operativo con molino de bolas-hidrociclón, a tener en consideración para el desarrollo de un sistema total de control son:

- (1) para condiciones de entrada estable, cuanta más alta es la carga circulante, más fino será el producto del circuito, a condición de que el incremento se obtenga eliminando del circuito las partículas más gruesas;
- (2) esta mejora continúa hasta que se llega al punto de sobrecarga, en cuyo valor el circuito se vuelve inoperable;
- (3) cualquier alteración en el proceso se refleja en cambios en las condiciones de alimentación al ciclón, la carga circulante y la granulometría del producto;
- (4) la finalidad de un sistema de control es detectar cuando se produce una alteración y proceder a su compensación o corrección, sin afectar el objetivo de un máximo procesado y un buen producto.

Un sistema de control total para un circuito cerrado de molienda necesariamente deberá:

(1) estabilizar y evitar los cambios rápidos en los flujos del circuito, dado que estos cambios se transmiten al producto y van acompañados por cambios en la distribución granulométrica;

(2) asegurar que las condiciones límites de trabajo del circuito no sean rebasadas y asegurar que el circuito funcione lo más próximo posible a estas condiciones establecidas;

(3) mantener la distribución granulométrica del producto lo más próxima posible al punto establecido;

(4) controlar el caudal de nueva alimentación, de forma que sea alcanzado el objetivo requerido, tal como un caudal constante de alimentación o un máximo caudal.

#### **9.6. - Comportamiento de los controladores (Método de la curva de reacción)**

Más adelante se muestran parte de los datos obtenidos para los siguientes lazos de control (circuito de molienda-clasificación):

- 1.- De la distribución de descarga- molino de barras
- 2.- Del tonelaje de alimentación al circuito
- 3.- Del nivel-promedio y la alimentación al circuito
- 4.- Del agua de dilución-molino de barras

## 5.- Del agua de alimentación al hidrociclón

De cada conjunto de datos obtendremos por simple observación los parámetros correspondientes a: *Ganancia proporcional*, *Constante de tiempo* y *Tiempo-retardo*.

### **9.6.1.- Sintonía de los lazos de control (parámetros de MODELO)**

Con los valores de la ganancia de proceso, el retardo y la constante de tiempo obtenidos en el '*modelado*', utilizamos:

Las ecuaciones de *Cohen y Coon* para hallar los valores de las constantes *proporcional o P*, *integral o I* y *derivativa o D*:

- ) Controlador de tonelaje del circuito WIC\_3220;
  
  - ) Controlador de flujo de agua de dilución FCV\_3220;
  
  - ) Controlador de flujo de agua al cajón de alimentación al ciclón FCV\_3245, FCV\_3265, FCV\_3285)
- Y para el caso del *Predictor de Smith*, usamos el método de su hoja técnica:
- 1.- Control de distribución de descarga del molino de barras ZZ\_3227\_01 y ZZ\_3227\_02;
  
  - 2.- Control de alimentación de carga fresca al circuito LIC\_3220\_01), se utilizan los Data Sheets del *Function Code 160, Inferential Smith Controller*.



Para el caso del controlador en relación (usado para el control del porcentaje de sólidos de la descarga del molino de barras WIC\_3220):

$$\frac{m^3}{h} = \frac{t}{h} * \left( \frac{100}{\%sólidos} \right) - 1$$

En donde:

- )  $m^3/h$ , metros cúbicos de agua necesarias para llegar al porcentaje de sólido deseado
- )  $t/h$ , toneladas por hora que ingresan al circuito
- ) %sólidos, porcentaje de sólidos deseado (Set-point)

### **9.7. - Procedimientos y pruebas de implementación**

La propuesta se compone de cinco lazos de control generales:

- 1.- De distribución de carga – *Splitter*.
- 2.- De alimentación a circuito de molienda.
- 3.- De porcentaje de sólidos del molino de barras con control en relación.
- 4.- De porcentaje de sólido de rebose de ciclones.
- 5.- De velocidad de bomba de alimentación a los ciclones.

En la etapa de procedimientos y pruebas, primero se comprobó la estrategia de control en modo MANUAL. Comprobado el rendimiento se implementó en campo y en configuración final. La

implementación de la(s) estrategia(s) de control consistió en la configuración y programación en el software *Composer* del sistema DCS; así como en la configuración de pantallas con estaciones de control, tendencias e información histórica usando el software-SCADA *Conductor NT*.

Se hicieron algunas modificaciones mecánicas en parte de las instalaciones, sobre todo en el cajón de distribución descarga del molino de barras en su paso hacia los molinos de bolas, a través de las canaletas del Splitter.

#### **9.7.1.- Programa de apoyo**

Tuvimos especial cuidado con el desarrollo de planes que consideren variaciones debidamente registradas en las variables de operación y de control de los circuitos de molienda-clasificación. Con la información de los procedimientos puestos en práctica se obtienen el conjunto de datos que expresan los modelos de comportamiento de la diversas variables de control.

La planificación comprende las diversas etapas previas a la implementación; a saber: a).- Desarrollo de las pruebas y verificaciones en campo, b).- Programación y configuración de las estrategias de control, c).- Elaboración de 'Narrativas' (función y componentes de cada lazo de control), d).- *Diagrama de Gantt* de las actividades

Se redacta un documento en el que se explican el objetivo y algunos fundamentos del control automático. Se revisan y discuten publicaciones y textos relacionados con el tema y se consulta con especialistas.

## **9.7.2.- Metodología**

### **9.7.2.1.- Contexto y restricciones**

La evaluación comprende, principalmente, el circuito de molienda-clasificación y en especial dos de sus variables: 1.- Nivel de cajones de alimentación a ciclones; y, 2.- Posiciones del Splitter distribuidor. Las demás variables de control y de operación también se han tomado en cuenta tal como se explica en las estrategias de control.

Respecto de las teorías de control se han abordado los procesos cuyo comportamiento responden o se representan mejor con funciones de transferencia de primer orden, con y sin retardo de tiempo.

Con este trabajo pretendemos dotar de una guía práctica y consistente a los profesionales de campo del procesamiento de minerales que necesiten resolver problemas de control de procesos y automatización, en especial las tareas de sintonía de controladores.

Por eso enfocamos un panorama lo más amplio posible, relatando en qué consisten los sistemas de control, sus componentes, sus aplicaciones básicas, sus módulos de interfaz más conocidos, etcétera.

### **9.7.2.2.- Variables**

#### **9.7.2.2.1.- Variables de operación**

En el circuito de molienda-clasificación se han tenido en cuenta variables metalúrgicas, tales como: porcentajes de sólidos (descargas de molienda primaria y secundaria), carga circulante del circuito cerrado molienda-clasificación, dureza (*Work Index* operacional obtenido con pruebas en '*molino de Bond*'), distribución granulométrica, entre otras.

#### **9.7.2.2.2.- Variables de las estrategias de control**

Entre las variables de control consideramos: la posición del Splitter distribuidor y el nivel (control de carga por molino), nivel-promedio (toneladas por hora al circuito total), la frecuencia en hertz de los variadores de velocidad, los galones por minuto de agua en el circuito.

Las estrategias han considerado lazos de control que operan en modos MANUAL-REMOTO, AUTO-REMOTO y modo CASCADA. Todos los modos se vigilan desde la estación de supervisión del sistema DCS ubicada en el *cuarto de control central*.

#### **9.7.2.3.- Implementación**

Ejecutadas las pruebas en coordinación con los departamentos de *Metalurgia y Operaciones*, y luego de comprobados los potenciales beneficios, se procede a la implementación definitiva.

### **9.7.3.- Desarrollo de los procedimientos y pruebas**

Se presentamos los controles involucrados y sus nomenclaturas:

- De alimentación de carga fresca al circuito *LIC\_3220\_01*, 'en cascada' con el controlador de tonelaje del circuito *WIC\_3220*.
- De porcentaje de sólido de la descarga del molino de barras *DIC\_3220\_01* 'en cascada' con el controlador de flujo de agua de dilución *FCV\_3220*.
- De distribución de descarga del molino de barras a través del Splitter: *ZZ\_3227\_01*, *ZZ\_3227\_02*.
- Del porcentaje de sólidos del rebose del hidrociclón, *DIC\_3245*, *DIC\_3265*, *DIC\_3285* 'en cascada' con el controlador de flujo de agua al cajón de alimentación al hidrociclón *FCV\_3245*, *FCV\_3265*, *FCV\_3285*.
- De la presión en la línea de flujo de alimentación al hidrociclón *PIC\_3245\_01*, *PIC\_3265\_01*, *PIC\_3285\_01*.

Los controladores *WIC\_3220*, *FCV\_3220*, *FCV\_3245*, *FCV\_3265* y *FCV\_3285* estaban implementados.

El controlador *DIC\_3220\_01*, que usa el *Function Code Advanced PID*, fue cambiado por un control en relación.

Los controladores *LIC\_3220\_01*, *ZZ\_3227\_01*, *ZZ\_3227\_02* se implementaron, los controladores *DIC\_3245*, *DIC\_3265*, *DIC\_3285*, *PIC\_3245\_01*, *PIC\_3265\_01*, *PIC\_3285\_01* están todavía propuestos para una siguiente etapa.

El primer y segundo lazos de control desarrollados serían las distribuciones de la descarga del molino de barras, Splitter sur (*ZZ\_3227\_01*) y Splitter norte (*ZZ\_3227\_02*). Ésta se consideró

como la estrategia de control más complicada y la base para desarrollar los otros lazos de control.

El *Splitter* distribuidor de carga podría ser una característica particular; por esta razón, la aplicación de distribución de descarga no es posible de someterse a comparación con otras plantas.

El tercer lazo de control permitiría incrementar el tonelaje, y sería el lazo de control automático de alimentación al molino de barras (*LIC\_3220\_01*). Este lazo es sensible a la dureza y granulometría del mineral, permitiendo incrementar la alimentación al molino de barras en caso el mineral disminuya su dureza o su granulometría; y disminuirá la alimentación al molino de barras cuando la dureza se incremente.

El cuarto lazo de control corresponde al porcentaje de sólidos en descarga molino de barras (*DIC\_3220\_01*). Éste, antes un control PID, resultaba lento ante cambios bruscos de tonelaje de alimentación. El control en relación mostraría una respuesta más rápida.

#### **9.7.3.1.- Acción manual de los controles**

Las estrategias de control funcionan, en su mayoría, de la siguiente manera:

El tonelaje molido se incrementa de acuerdo con el criterio del operador, cada vez que este supervisa el proceso;

La cantidad de agua al molino de barras se controla desde el sistema-DCS con un lazo que relacionándola con el peso de mineral que ingresa al molino;

La distribución de la descarga hacia los tres molinos de bolas la lleva a cabo el operador según criterio y experiencia;

El agregado de agua al cajón de alimentación del hidrociclón la decide el operador, basado en la medición manual de sólidos en el rebose del hidrociclón;

El nivel del cajón de alimentación a hidrociclones es controlado por el variador de velocidad de la bomba de alimentación al hidrociclón (lazo cerrado de control: nivel vs. Hz). Controlando el nivel del cajón se evita:

- Que el cajón se sobrecargue y ocurran derrames; o,
- Que el cajón quede vacío (cavitación).

No estábamos considerando al hidrociclón, de quien depende la separación del producto *Overflow* que es recibido en la flotación Rougher y que repercute en la recuperación metalúrgica.

Hay que considerar que la planta opera las 24 horas del día, en turnos de 12 horas, y existen *cuatro* grupos que controlan la planta. Las guardias no operan la planta del mismo modo: algunas dan énfasis al mayor tonelaje y otras a una mayor liberación de partículas.

Teniendo en cuenta estos factores se propuso una forma de trabajo simple que hiciera uso intensivo de las consolas de supervisión del sistema de control y que estaría basada en las estrategias que se explicaron. Las presentamos reducidas en cuatro pasos generales:

- Activación del modo MANUAL de las estaciones de los variadores de velocidad de las bombas de alimentación a hidrociclones con velocidad constante;
- Activación del modo AUTO de las estaciones de los controladores de los *Splitters* norte y sur;
- Activación del modo CASCADA de las estaciones de alimentación al circuito de molienda primaria;
- Verificación periódica de los niveles de los cajones de alimentación a los hidrociclones

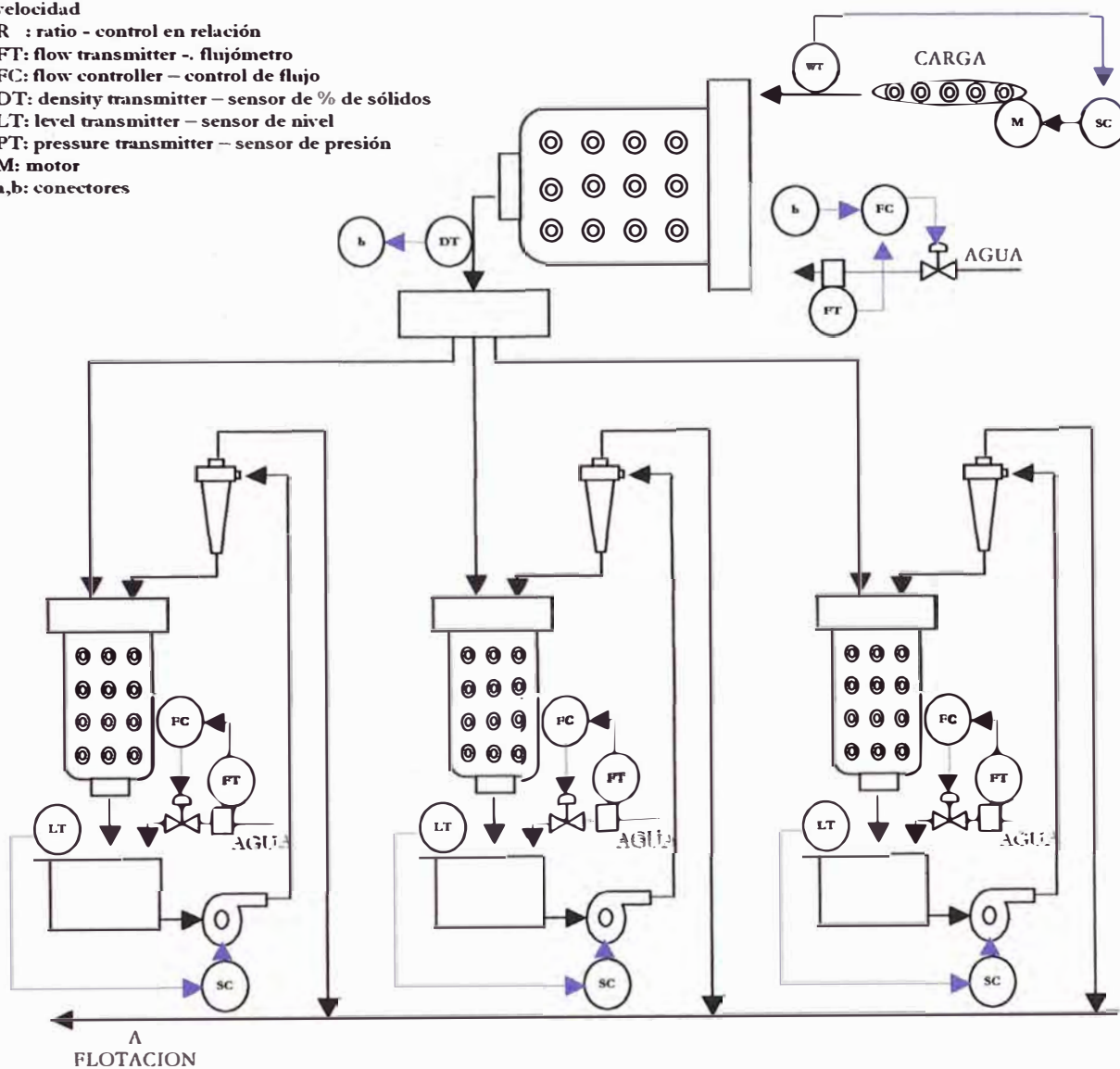
#### **9.7.3.2.- Esquemas gráficos de las estrategias**



## ESTRATEGIA DE CONTROL INICIAL

**Legenda:**

- WT: weigth transmitter - balanza
- SC: speed controller - controlador de variador de velocidad
- R : ratio - control en relación
- FT: flow transmitter -. flujómetro
- FC: flow controller – control de flujo
- DT: density transmitter – sensor de % de sólidos
- LT: level transmitter – sensor de nivel
- PT: pressure transmitter – sensor de presión
- M: motor
- a,b: conectores



**Figura 9.1** <sup>(3)</sup>

*La estrategia de control operaba de la siguiente forma:*

*El ingreso (incremento) de carga al molino de barras, lo escribe el operador.*

*La adición de agua al molino de barras es calculada una vez escrito el porcentaje de sólidos en la descarga del molino de barras.*

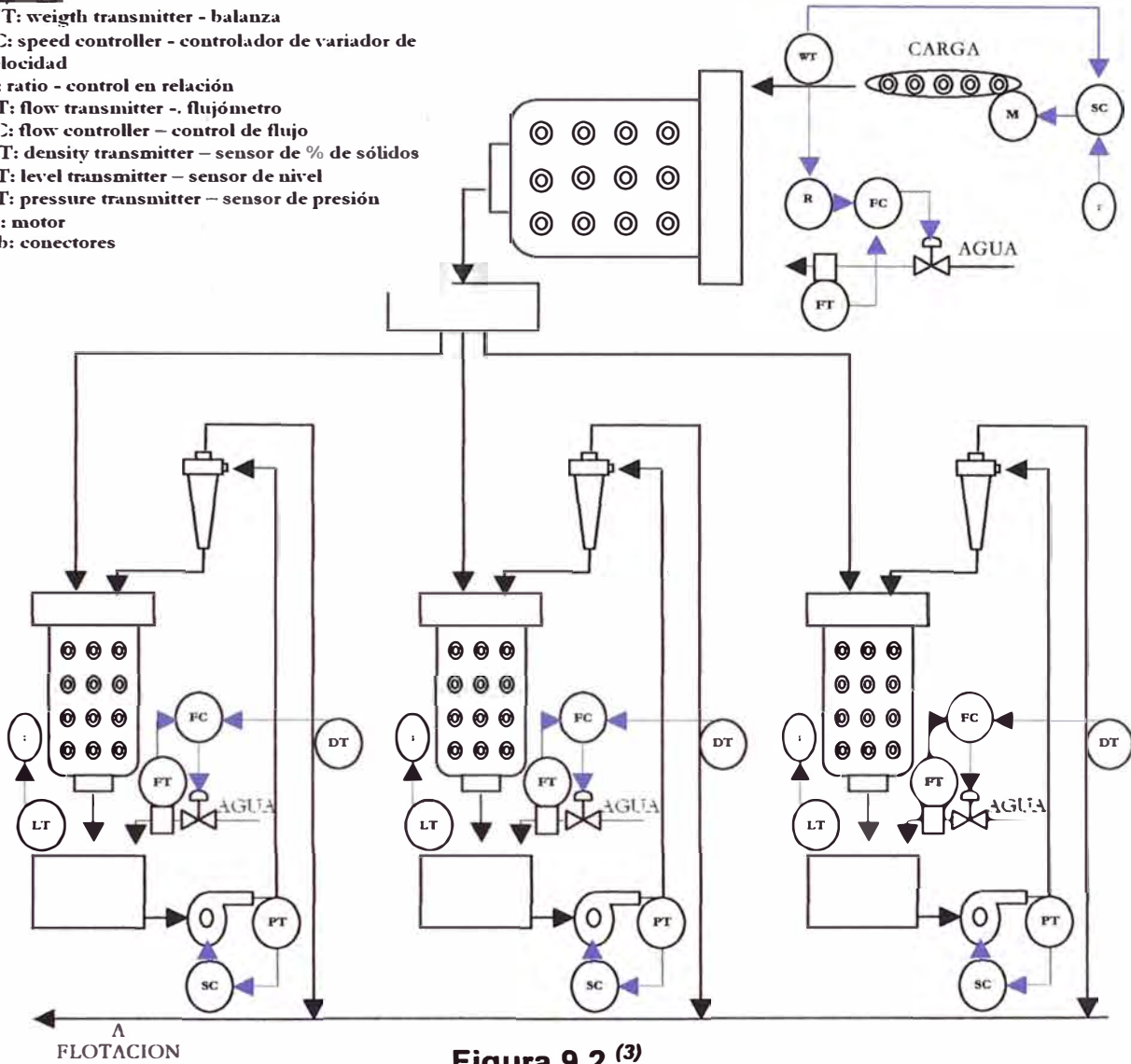
*La adición de agua al cajón de alimentación al hidrociclón, la controla mediante una válvula automática.*

*El nivel del cajón de descarga del molino de bolas (cajón de alimentación al hidrociclón), es controlado por el variador de velocidad del motor de la bomba de alimentación al hidrociclón.*

## ESTRATEGIA DE CONTROL PROPUESTA

### Leyenda:

WT: weigh transmitter - balanza  
 SC: speed controller - controlador de variador de velocidad  
 R: ratio - control en relación  
 FT: flow transmitter - flujómetro  
 FC: flow controller - control de flujo  
 DT: density transmitter - sensor de % de sólidos  
 LT: level transmitter - sensor de nivel  
 PT: pressure transmitter - sensor de presión  
 M: motor  
 a,b: conectores



**Figura 9.2** <sup>(3)</sup>

La estrategia de control opera de la siguiente forma:

*El incremento de carga está dado en función del nivel del cajón de alimentación a los hidrociclones, tratando siempre de obtener el máximo tonelaje.*

*La adición de agua al molino de barras está calculado en función de la carga que ingresa al molino para mantener el porcentaje de sólidos en un valor casi constante.*

*La adición de agua al cajón de alimentación al hidrociclón está en función del porcentaje de sólidos del rebose de cada hidrociclón. El variador de velocidad del motor de la bomba de ingreso al hidrociclón.*

## **REFERENCIAS:**

1. A.J. Lynch, '***Circuitos de Trituración y Molienda de Minerales: Su Simulación, Optimización y Control***'. Universidad de Queensland, Australia Editorial Rocas y Minerales. España, 1980. Pp. 224-230, 232, 233
2. Héctor Soto, Juan Yianatos, Priscilla Pinto, INFORME No 4, CAM 99830: '***Estudio de la recirculación de finos en molinos de barras***'.. División CODELCO-Chile. Junio 2000
3. Mario Paredes Malca, et al., '***Breve Manual de Operaciones Unitarias: concentradora Toquepala***', 1999-2000.

## **CAPÍTULO 10**

### **Modelos, indicadores, conclusiones y recomendaciones**

#### **10.1.- Modelos empíricos**

Con aproximación aceptable, un sistema real se puede representar como un sistema que responde a la *función de transferencia* que define a un *sistema de primer orden con retardo puro*

Usaremos la información que puede aportarnos un modelo de proceso para ajustar los parámetros de un PID estándar.

La sintonía de un algoritmo de control consiste en seleccionar valores adecuados para sus parámetros. Para el caso del controlador PID se trata de calcular los valores de sus parámetros ( $K_p$ ,  $T_i$  y  $T_d$ ) de forma que se asegure que el sistema completo se comporta siguiendo especificaciones definidas. Se presentan los métodos de sintonía más utilizados y se describen las acciones que se deben realizar, acciones que dependen del método que se utilice.

En las primeras aplicaciones de control PID el ajuste se basaba únicamente en la propia experiencia del operador o técnico instrumentista o simplemente se utilizaban los ajustes del fabricante. En 1942, Ziegler y Nichols propusieron técnicas empíricas de buena aceptación que han servido de base a métodos posteriores, incluso en tiempos actuales.

Los métodos empíricos o experimentales de ajuste de los parámetros están especialmente orientados a la industria, en donde existen grandes dificultades para obtener una descripción analítica de los procesos. Estos métodos se dividen en tres pasos principales:

- 1.- Estimación de ciertas características de la dinámica del proceso. La estimación se puede efectuar con el controlador en lazo abierto o cerrado;
- 2.- Cálculo de los parámetros del controlador aplicando las fórmulas de sintonía: relaciones empíricas entre los parámetros del controlador elegido, las características del proceso y la respuesta deseada del sistema;
- 3.- Dado que los métodos permiten estimar valores aproximados para los parámetros del controlador, normalmente será necesario un tercer paso (de ajuste fino de los parámetros), mediante observación de la respuesta del sistema a lazo cerrado.

Casi todos los lazos de control de procesos se pueden considerar para las siguientes variables o categorías:

**Caudal:** importante para el balance de materia. Pocas veces se mantiene constante; fluctúa y es una variable 'ruidosa' cuando se mide.

**Presión:** puede ser clasificada en tres categorías (líquido, gas y vapor), cada una con características bien diferenciadas.

**Nivel:** es la integral del caudal durante su tiempo de duración y ofrece una medida de la acumulación de materia en el sistema considerado.

**Temperatura:** es una propiedad intensiva asociada al balance de energía.

**Composición:** determina la proporción de cada componente en la mezcla; está asociada con el balance de materia.

### **10.1.1.- Control clásico**

El controlador PID continúa siendo el más ampliamente utilizado en la industria de procesos; no obstante, se sabe que un muy alto porcentaje de los llamados PID actualmente en funcionamiento están sintonizados de manera deficiente.

Debido a su difundido uso en la práctica, y a que los utilizamos en el presente trabajo, comentamos dos *métodos empíricos* de ajuste de controladores PID, basados en mediciones realizadas en la planta real. Estos métodos referidos como clásicos comenzaron a usarse alrededor de 1950. Los métodos a los que hacemos referencia son: el método de curva de reacción de Ziegler y Nichols, y el método de curva de reacción de Cohen y Coon.

Para la correcta sintonía del controlador se deben tener presentes, entre otras, las siguientes consideraciones: **a.-** la selección del tipo de controlador PID, **b.-** la selección de parámetros ( $K_c$ ,  $T_i$ ,  $T_d$ ), y **c.-** el tipo de actuación (*directa/inversa*) del controlador.

### **10.1.2.- Construcción de modelos**

*Experimental*, pensar al sistema como una *caja negra*. Se postula una determinada estructura de modelo, a la que se varían los parámetros, vía *prueba y error*, o vía algún *algoritmo*, hasta que el comportamiento dinámico del modelo se ajuste al observado en la planta mediante ensayos;

*Analítico*, con uso de leyes físicas (conservación de masa, energía y momento). El modelo se obtiene a partir de las leyes fenomenológicas básicas que determinan las relaciones entre todas



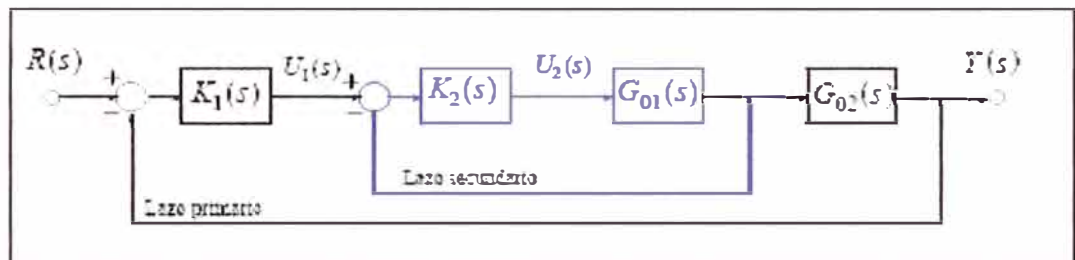
las señales del sistema. En la práctica es común combinar ambos enfoques.

Los modelos relevantes en control son simples en comparación al proceso verdadero, y usualmente combinan razonamiento físico con datos experimentales.

A continuación se presentan de forma resumida algunos conceptos del modo de control en cascada.

### 10.1.3.- Control en cascada

Es una estructura alternativa al *control en avance* que permite rechazar perturbaciones parcialmente medibles. La idea básica es realimentar variables intermedias entre el punto de la perturbación y la salida.



**Figura 10.1: Esquema de bloque de un lazo de control CASCADA**

(1)

La estructura de la figura se compone de dos lazos principales:

- 1.- Un lazo primario con un controlador primario  $K_1(s)$ ;
- 2.- Un lazo secundario con un controlador secundario  $K_2(s)$ ;

- 3.- Un valor de referencia del controlador primario  $R(s)$ ;
- 4.- Salidas de los controladores primario y secundario,  $U_1(s)$  y  $U_2(s)$ , respectivamente;
- 5.- Las respectivas funciones de transferencia de los procesos,  $G_{01}$  y  $G_{02}$

El control secundario se implementa para atenuar el efecto de la perturbación antes de que afecte significativamente la salida  $y(t)$  (el equivalente de  $Y(s)$  en dominio del tiempo,  $t$ ). Entre las ventajas descritas en los textos de control y automatización se destacan las siguientes:

- a).- Las perturbaciones en el lazo interno (secundario) son corregidas antes de que afecten a la variable primaria;
- b).- La variación en la ganancia estática de la parte secundaria del proceso es compensada por su propio lazo;
- c).- Las constantes de tiempo asociadas al proceso secundario son reducidas por el lazo secundario;
- d).- El controlador primario recibe ayuda del controlador secundario para obtener una reducción en la variación de la variable primaria.

En resumen, es una estrategia en realimentación que requiere una medición adicional de una variable de proceso. No es necesario medir directamente la perturbación. Aunque requiere de *inversión parcial* de la planta, el control en cascada es menos sensible a errores de modelado, porque la inversión se hace por realimentación.

## 10.2.- Esquema típico: funciones de primer orden con retardo

### 10.2.1.- Método de la curva de reacción de Ziegler-Nichols

Muchas plantas en la práctica pueden describirse satisfactoriamente con un *modelo de primer orden con retardo puro* (2)

$$G_0(s) = \frac{k_0 e^{-s\tau_0}}{\gamma_0 s + 1}; \quad \gamma_0 > 0.$$

Una versión linealizada cuantitativa de este modelo puede obtenerse mediante un experimento a lazo abierto con el siguiente procedimiento:

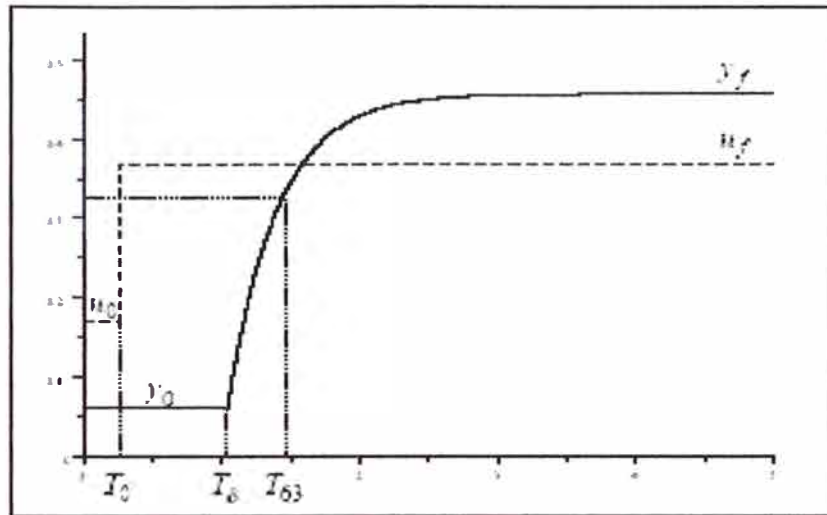
1. Llevar manualmente la planta a lazo abierto a un punto de operación normal manipulando  $u(t)$ . Supongamos que la planta se estabiliza en  $y(t) = y_0$  para  $u(t) = u_0$ .

2. En un instante inicial  $t_0$  aplicar un cambio escalón en la entrada, de  $u_0$  a  $u_\infty$  (el salto debe estar entre un 10 a 20% del valor nominal).

3. Registrar la respuesta de la salida hasta que se estabilice en el nuevo punto de operación.

Más adelante, tablas 10.1 y 10.2, los valores obtenidos desde los gráficos se usan para calcular los parámetros  $K_p$ ,  $T_r$  y  $T_d$  que luego se ingresan, en línea, a la estación de control respectiva en el sistema DCS. Si bien los valores de Cohen Y Coon ofrecen mayor estabilidad al lazo de control, no se descarta probar con los parámetros que se logran con la tabla de Ziegler y Nichols.

A continuación se muestran curvas típicas en las que se aprecian las variables comprometidas en las deducciones y fórmulas usadas para la obtención de los parámetros



**Figura 10.2: Parámetros- curva típica del método de curva de reacción <sup>(2)</sup>**

Aquí, las designaciones en el gráfico significan lo siguiente:

$u_0$ , nivel inicial de entrada;

$u_f$ , nivel final de entrada;

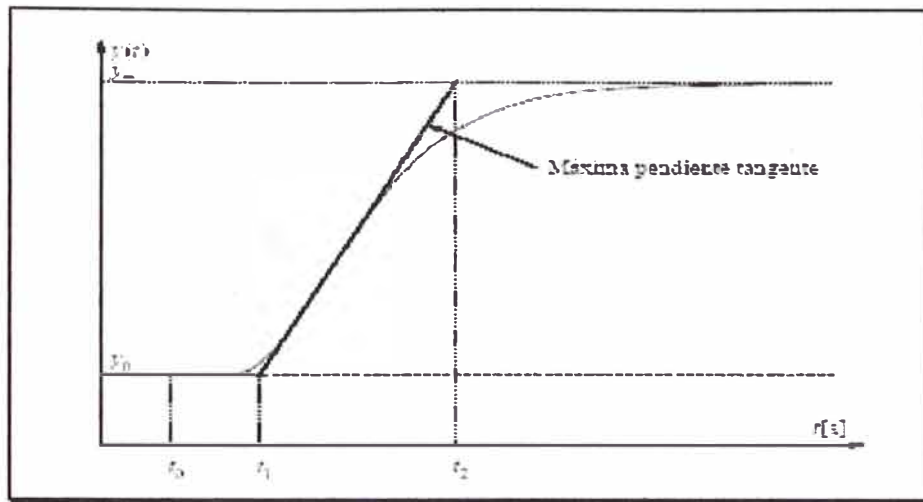
$y_0$ , nivel inicial de salida;

$y_f$ , nivel final de salida;

$T_0$ , tiempo de cambio de la entrada;

$T_\delta$ , tiempo en que la salida comienza a responder;

$T_{63}$ , tiempo en que la salida alcanza el 63,2% de  $(y_f - y_0)$



**Figura 10.3: Respuesta al 'SALTO-escalón' en lazo abierto**  
(2)

Los parámetros  $K_0$ , ganancia,  $\tau_0$ , retardo, y  $\gamma_0$ , constante de tiempo, se calculan según las siguientes fórmulas:

$$k_0 = K_0 = \frac{y_\infty - y_0}{u_\infty - u_0}; \quad \tau_0 = t_1 - t_0; \quad \gamma_0 = t_2 - t_1$$

Los parámetros del controlador PID propuestos por Ziegler y Nichols a partir de la curva de reacción se determinan del siguiente cuadro <sup>(2)</sup>:

	$K_p$	$T_i$	$T_d$
P	$\frac{\gamma_0}{K_0 \tau_0}$		
PI	$\frac{0.9\gamma_0}{K_0 \tau_0}$	$3\tau_0$	
PID	$\frac{1.2\gamma_0}{K_0 \tau_0}$	$2\tau_0$	$0.5\tau_0$

**Tabla 10.1: Parámetros según Ziegler & Nichols**

Para 1953, Cohen y Coon desarrollaron una tabla modificada usando los datos del mismo ensayo o técnica de Ziegler y Nichols que seguidamente mostramos <sup>(2)</sup>:

	$K_p$	$I_i$	$I_d$
P	$\frac{\gamma_0}{K_0 \tau_0} \left(1 + \frac{\tau_0}{3\gamma_0}\right)$		
PI	$\frac{\gamma_0}{K_0 \tau_0} \left(0.9 + \frac{\tau_0}{12\gamma_0}\right)$	$\frac{\tau_0(30\gamma_0 + 3\tau_0)}{9\gamma_0 + 20\tau_0}$	
PID	$\frac{\gamma_0}{K_0 \tau_0} \left(\frac{4}{3} + \frac{\tau_0}{4\gamma_0}\right)$	$\frac{\tau_0(32\gamma_0 + 6\tau_0)}{13\gamma_0 + 8\tau_0}$	$\frac{4\tau_0\gamma_0}{11\gamma_0 + 2\tau_0}$

**Tabla 10.2: Parámetros según Cohen & Coon**

### **10.2.2.- Sintonía LAZO CASCADA: Nivel promedio-ton/h**

Para efectos del procedimiento usaremos los tag-name que representan las señales propias del sistema de control-DCS.

#### **10.2.2.1.- Definición de controladores**

1. – Controlador ‘esclavo’: Lazo interno (Variable secundaria)

Tag-name en sistema DCS: WIC\_3410

2. – Controlador ‘maestro’: Lazo externo (Variable primaria)

Tag-name en sistema DCS: LIC\_3410\_01

#### **10.2.2.2.- Sintonía del LAZO CASCADA**

Cuando la variable secundaria responde a las perturbaciones más rápido que la variable primaria, se puede reducir el efecto de las

perturbaciones antes de que afecte la variable primaria. Tenemos que construir un lazo de control en el que sea más fácil mantener estable la variable secundaria que la variable primaria. A continuación el procedimiento de ajuste del lazo en CASCADA:

1.- Coloque ambos controladores del lazo cascada en modo MANUAL. Para nuestro ejemplo, se trata de los controladores WIC\_3410 y LIC\_3410\_01

2.- Sintonice en primer lugar el LAZO INTERNO. Como se trata de un control tipo PID podemos usar el software SimAxiom, aplicando el método de curva de reacción para obtener directamente los valores P, I y D.

También se puede construir la curva de respuesta usando @Glance o el software 'historiador': en este caso los datos se llevan a Microsoft Excel y se deducen la constante de tiempo, el retardo y la ganancia.

2.1.- Con los datos de MV y PV transferidos a la hoja EXCEL identifique la función de transferencia y obtenga el tipo de respuesta de la variable secundaria después de haber realizado cambios tipo *escalón* en la variable manipulada;

2.2.- Use alguno de las fórmulas conocidas (*Ziegler-Nichols* o *Cohen-Coon*) para la obtención de los parámetros proporcional (P) e integral (I) si es que tiene los datos en una hoja de cálculo;

2.3.- Pruebe el controlador en modo AUTO y observe su respuesta ante los cambios en el set-point (modificando la salida del controlador primario que se encuentra en modo MANUAL). La

variable secundaria debe responder rápida y suavemente ante los cambios de set-point.

### 3.- Sintonice el LAZO EXTERNO.-

Aquí es preciso tener en cuenta que nuestro lazo cascada usa el código de función *Smith Predictor* de Composer, y la obtención de los parámetros se basa en el procedimiento que se detalla en su hoja técnica.

3.1.- Con el LAZO INTERNO en modo AUTO realice un cambio tipo escalón en la SALIDA del controlador primario (LAZO EXTERNO).

Determine la función de transferencia entre la salida del controlador primario (que ahora es set-point del controlador secundario) y la variable primaria.

Verifique si la constante de tiempo ( $\tau$ ) y el *retardo* son mayores para la función de transferencia generada aquí que para la función de transferencia que se generó en el LAZO INTERNO: si no lo son, se descarta el lazo cascada (considere otra variable secundaria u opte por un control en avance)

3.2.- Use las reglas fórmulas de los métodos *Ziegler & Nichols* (o *Cohen & Coon*) y determine los parámetros P, I y D del LAZO EXTERNO. Aquí se recomienda usar, generalmente, el modo DERIVATIVO

4.- Coloque el LAZO EXTERNO en modo AUTO y evalúe se respuesta ante distintas perturbaciones.



### **10.2.2.3.- Procedimiento de activación**

1.- Con estación de control del Splitter en modo AUTO se nivelan los cajones de los molinos de bolas. El set-point de la estación del Splitter lo determina el nivel del cajón 2B3. Se usan los bloques de función Smith Predictor para compensar el retardo de la respuesta de los Splitters ante los cambios en los niveles;

2.- Mientras el Splitter trabaje en modo AUTO el set-point de nivel del cajón 2B3 será la referencia. En base a la comparación de los niveles 2B1-2B3 y 2B2-2B3 se moverán las paletas de los Splitters sur y norte, respectivamente. Hasta aquí se consigue que el circuito alcance cierta estabilidad. Se mantienen niveles parecidos, descarga de hidrociclones aceptables y porcentajes de sólidos requeridos;

3.- Cuando se aplicaba la estrategia de niveles de cajones constantes, usando el lazo en CASCADA Sensor de nivel VS. Variador de velocidad, se detectaban los incrementos de dureza al notar el efecto de acordonamiento en los hidrociclones. En ese momento se sabía que era necesario ajustar la cantidad de agua y/o el tonelaje alimentado al circuito. Si se llegaba a una situación de sobrecarga se procedía a reducir drásticamente el tonelaje hasta descargar el circuito, afectando la operación de molienda, la de flotación y, obviamente, perdiendo cantidad de mineral procesado;

4.- Notamos, además, que dicho lazo CASCADA, Sensor de nivel VS. Variador de velocidad, no protegía 'automáticamente' al circuito ante una sobrecarga cuando a éste llegaba material más duro o más grueso. Y detectamos que si no había cambios en las condiciones de agua al cajón ni en los valores de la velocidad de los

variadores, tenía que ser el incremento de la carga circulante lo que explicaría la sobrecarga del circuito;

5.- Por eso decidimos implementar el lazo AUTOMÁTICO Niveles VS. Posición Splitter y un lazo CASCADA Nivel-promedio cajones VS. Tonelaje, sustituyendo en ambos casos el típico bloque de función PID por el bloque Smith Predictor, recomendado para controles de nivel con retardo;

6.- El segundo control, el lazo CASCADA Nivel promedio VS. Tonelaje, usa el nivel-promedio como PV del lazo externo, el que a su vez entrega su salida (OUTPUT) como set-point al lazo interno. La salida de la estación interna se escribe en el módulo respectivo del variador de velocidad de la FAJA que alimenta al molino de barras. Así, con un nivel-promedio controlado, es posible aumentar o disminuir el tonelaje del circuito, suponiendo que los cambios de nivel tienen que ver con la mayor o menor dureza del mineral.

Lo que evitamos es que los cambios de la granulometría se manejen exclusivamente con cambios de caudal del agua que ingresa a los hidrociclones, lo cual resultaba en inestabilidad del circuito por modificación del porcentaje de sólidos y una reducción manual y forzada del tonelaje

La forma en que trabajan los variadores de velocidad, en modo MANUAL, permite que el operador regule las velocidades muy pocas veces. Aquí se ha optado por trabajar el lazo CASCADA Nivel VS. Variador sólo para estabilizar las alturas de los cajones;

7.- La forma indirecta en que el operador puede obtener mayor tonelaje en el circuito sería modificando el set-point de la estación externa del lazo CASCADA Nivel-promedio VS. Tonelaje.

Cuando el operador escriba un set-point que sea mayor al PV, el lazo actuará para que la diferencia de ambos sea mínima o nula. Esta es una forma no recomendable de obtener mayor tonelaje, ya que la estrategia debería estar en la capacidad de detectar las condiciones que le permitan al circuito aceptar mayor carga de mineral;

8.- La opción que permita que el lazo CASCADA continúe activado a pesar de que el molino central (2B3) esté fuera de servicio, supone una programación asociada que permita asumir un valor (que se escriba en la estación de control) para que no se afecte el nivel-promedio que necesita como variable de entrada el lazo CASCADA Nivel-promedio VS. Tonelaje.

### 10.3.- Gráficos de respuesta (obtención de parámetros)

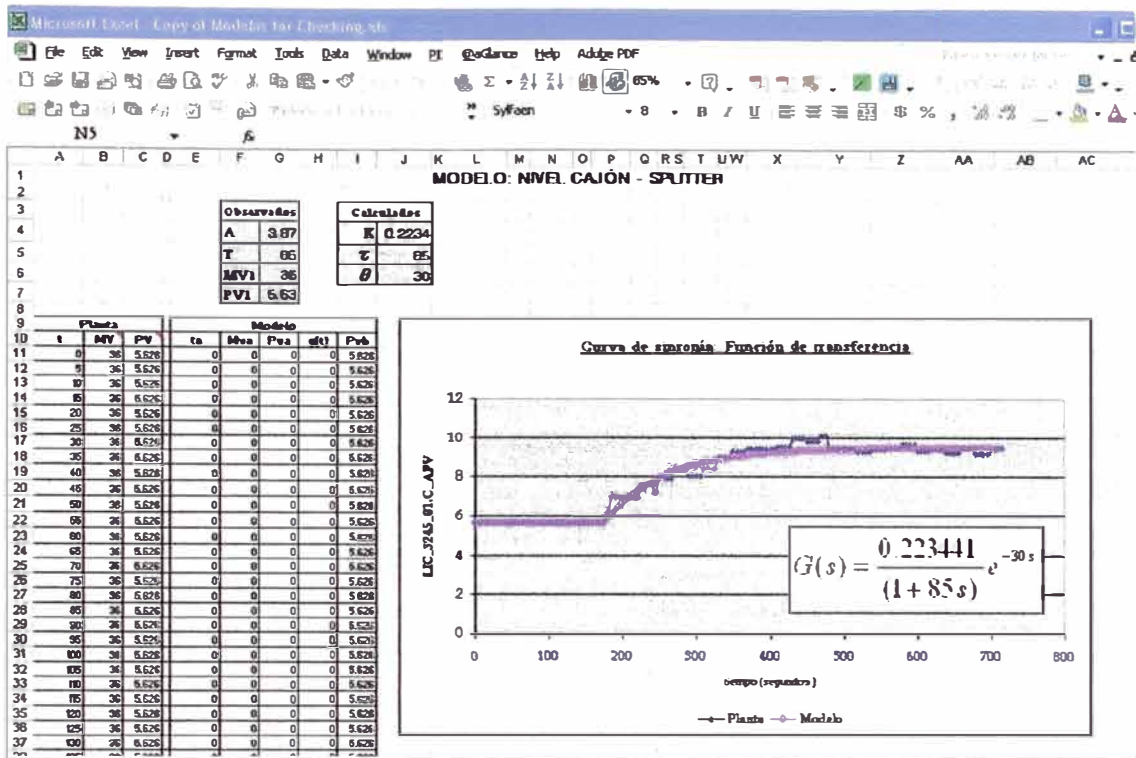


Figura 10.4: Curva de reacción- Lazo nivel & cajón-Splitter <sup>(3)</sup>

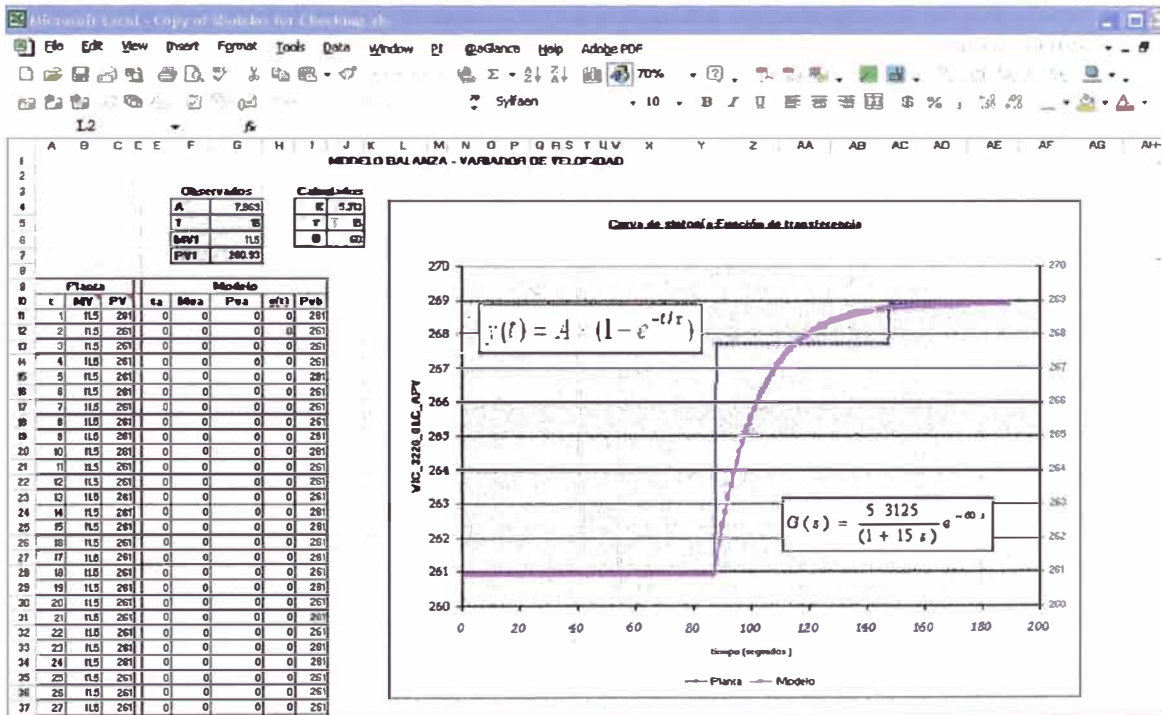


Figura 10.5: Curva de reacción: Peso & Variador de frecuencia <sup>(3)</sup>

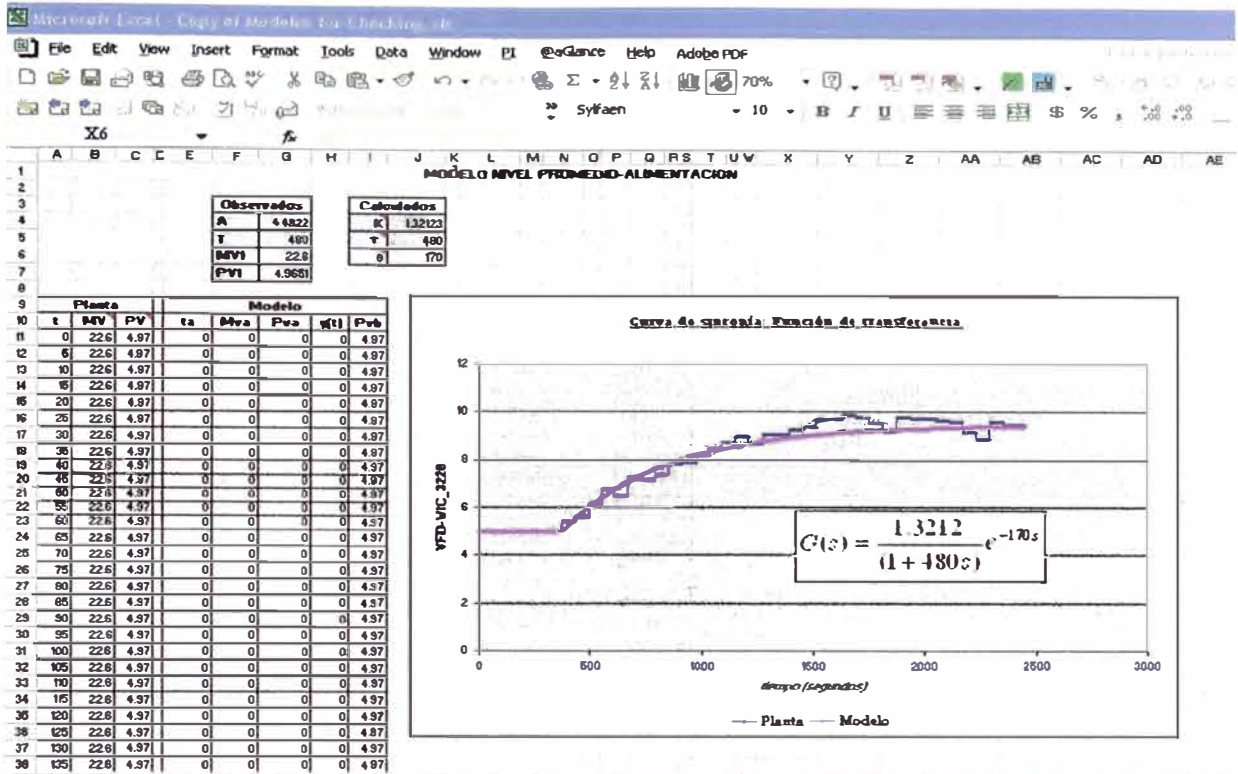


Figura 10.6: Curva de reacción: Nivel-promedio & t/h <sup>(3)</sup>

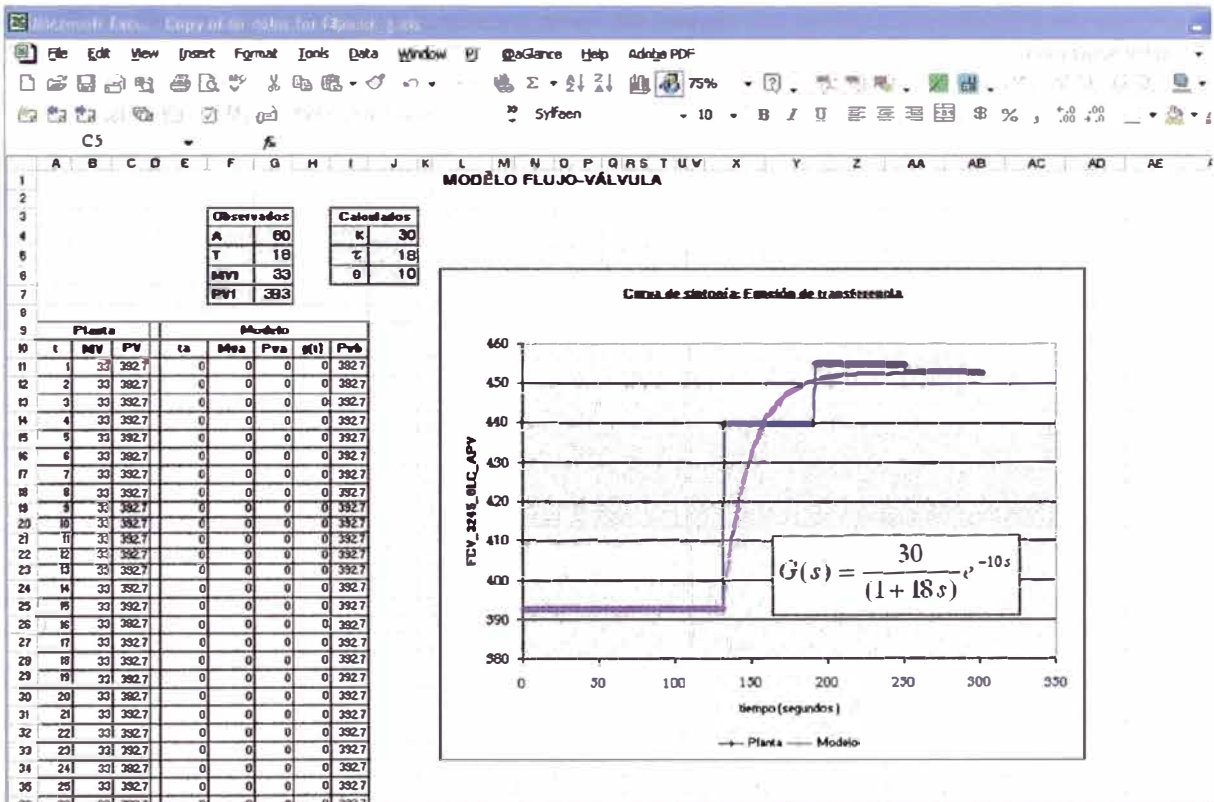


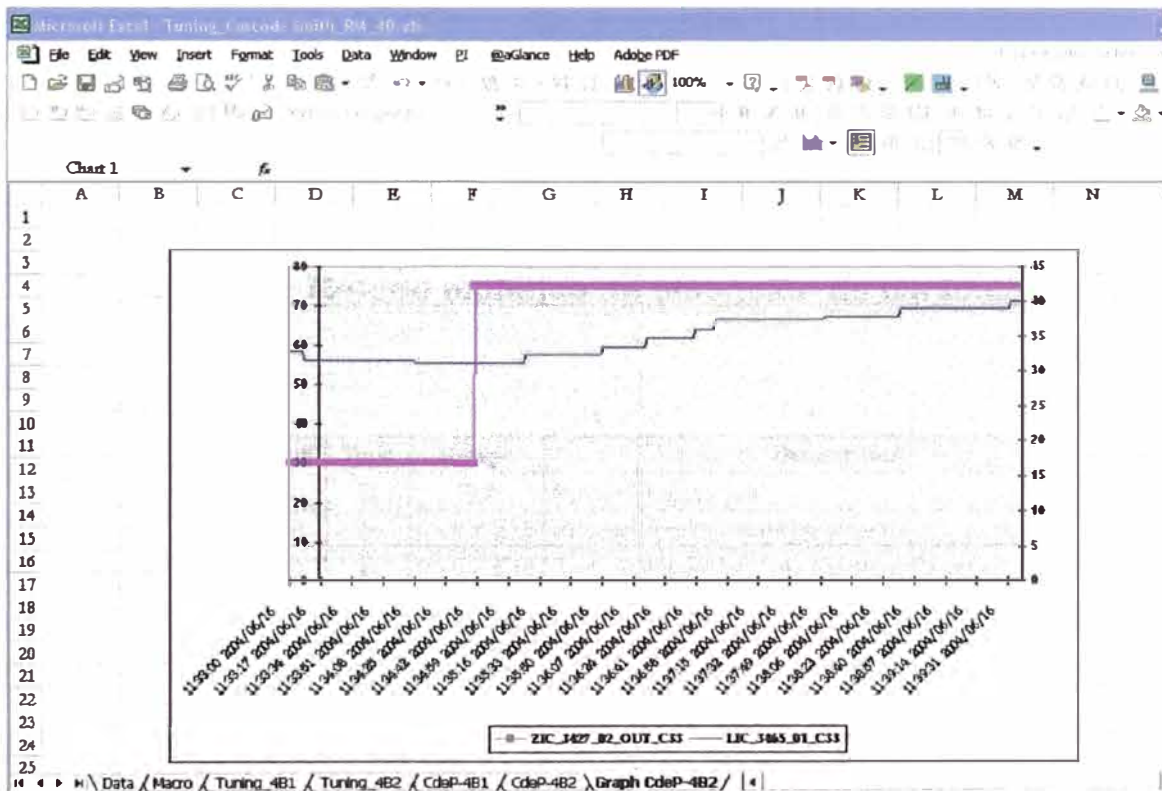
Figura 10.7: Curva de reacción: Flujo (caudal) & Válvula <sup>(3)</sup>

TIEMPO	ZIC_3427_02_OUT_CS3	LIC_3465_01_CS3	LIC_3495_01_03
11:53:00 2004/06/16	30	82.00175701	20.77507091
11:53:01 2004/06/16	30	82.00175701	20.77507091
11:53:02 2004/06/16	30	82.00175701	20.77507091
11:53:03 2004/06/16	30	82.00175701	20.77507091
11:53:04 2004/06/16	30	82.00175701	20.77507091
11:53:05 2004/06/16	30	82.00175701	20.77507091
11:53:06 2004/06/16	30	82.00175701	20.77507091
11:53:07 2004/06/16	30	82.00175701	20.77507091
11:53:08 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:09 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:10 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:11 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:12 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:13 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:14 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:15 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:16 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:17 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:18 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:19 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:20 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:21 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091
11:53:22 2004/06/16	30	81.54000469	20.77507091

S7	0.194889	Factor de modelo plus
S8	1.03	Factor de modelo del tiempo (N)
S9	0.27	Factor de modelo de ganancia constante
S10	150	Constante de tiempo para controlador PID

**Figura 10.8: Tabla parcial de datos: Sintonía Inferencial Smith Controller (Data-sheet) <sup>(3)</sup>**



**Figura 10.9: Curva del modelo Inferencial Smith Controller <sup>(3)</sup>**

Para la obtención de los parámetros usados en los dos últimos gráficos aplicamos el procedimiento que indica la hoja técnica del software de configuración (*Function Code 160: Inferential Smith Controller*), que mostramos a continuación



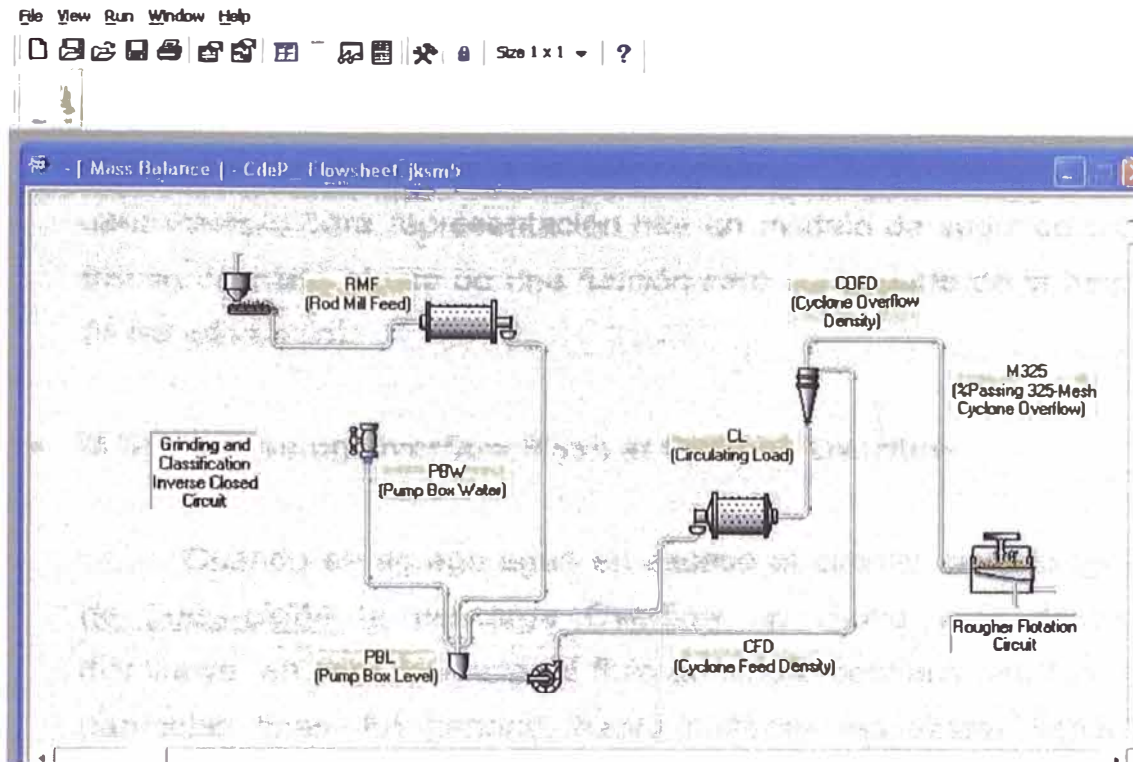
**Tabla 10.3: Método empírico de obtención de parámetros <sup>(4)</sup>**

**Specifications (continued)**

Spec	Tune	Default	Type	Range	Description
S7	Y	1.000	R	Full	Process model gain
S8	Y	0.000	R	0 - 9.2 E18	Process model deadtime (in secs)
S9	Y	0.000	R	0 - 9.2 E18	Process model lag time constant (in secs)
S10	Y	9.2 E18	R	0 - 9.2 E18	Controller tuning time constant (in secs)
S11	Y	105.000	R	Full	Control output high limit
S12	Y	-5.000	R	Full	Control output low limit

**Tabla 10.4: Significado de los parámetros-DCS <sup>(4)</sup>**

Las aplicaciones de software que incorporan simuladores de circuitos permiten establecer ciertas asociaciones entre las variables de entrada (perturbaciones del tipo *salto-escalón*) y respuestas gráficas sencillas



**Fig. 10.10: Circuito Cerrado Inverso (simulador)**

- **PBL, Pump Box Level**

Al incrementar la cantidad de agua hacia el cajón, se incrementan el nivel y la velocidad de la bomba de descarga en relación directa con el caudal de agua que viene ingresando. Este sistema se ajusta a una representación de primer orden. En otro caso-ejemplo, cierta cantidad de agua ingresando a un cajón para mezclarse con mineral (pulpa) -asumiendo mezcla perfecta y masa constante, conforma un sistema de primer orden para la concentración de material en el cajón.



- **CFD, Cyclone Feed Density or COFD, Cyclone Overflow Density**

Cuando se agrega agua en exceso al cajón de la bomba, la densidad de alimentación al ciclón disminuye y alcanza el equilibrio cuando el underflow del ciclón aumentada su densidad. Hasta que la entrada y la salida alcancen un nuevo y mejor equilibrio, -con un circuito con agua en exceso-, la densidad de alimentación al ciclón no podrá retorna fácilmente a su valor original. Tendríamos un típico caso-ejemplo para representación con un modelo de segundo orden (no se descarta el uso de una *función-cero* como parte de la función de transferencia).

- **M325, %Passing Overflow Mesh at Cyclone Overflow**

Cuando se agrega agua en exceso al circuito cerrado *molino de bolas-ciclón* la descarga Overflow se diluye y la densidad disminuye; en consecuencia, el flujo generado contiene muchas más partículas finas. En general, habrá distintas respuestas según la variable de entrada que se modifique; por ejemplo, en este caso (M325):

1- Con salto-escalón en PBW (Pump Box Water), modelo de segundo orden con función-cero.

2- Con salto-escalón en RMF (Rod Mill Feed), modelo de segundo orden con función-cero y constante de tiempo negativa para la función-cero.

3- Si varía la dureza la respuesta es una representación típica de segundo orden.

- **CL, Circulating Load**

Al corregir la condición de agua en exceso que produce una carga circulante alta, la densidad de alimentación al ciclón aumenta mientras que la carga circulante disminuye. Aquí se configura un esquema de segundo orden.

Una resumida relación de variables (perturbaciones), procesos y sus representaciones indican que habrían modelos de primer orden en circuitos PBW/PBL y RMF/PBL; y modelos de segundo orden cuando la relación es del tipo Dureza/PBL y Dureza/CL.

Los modelos obtenidos empíricamente (primer/segundo orden, con o sin función-cero...), son modelos simples que pueden representar algunos procesos industriales. Lo cierto es que los modelos son más complejos que los de primer o segundo orden.

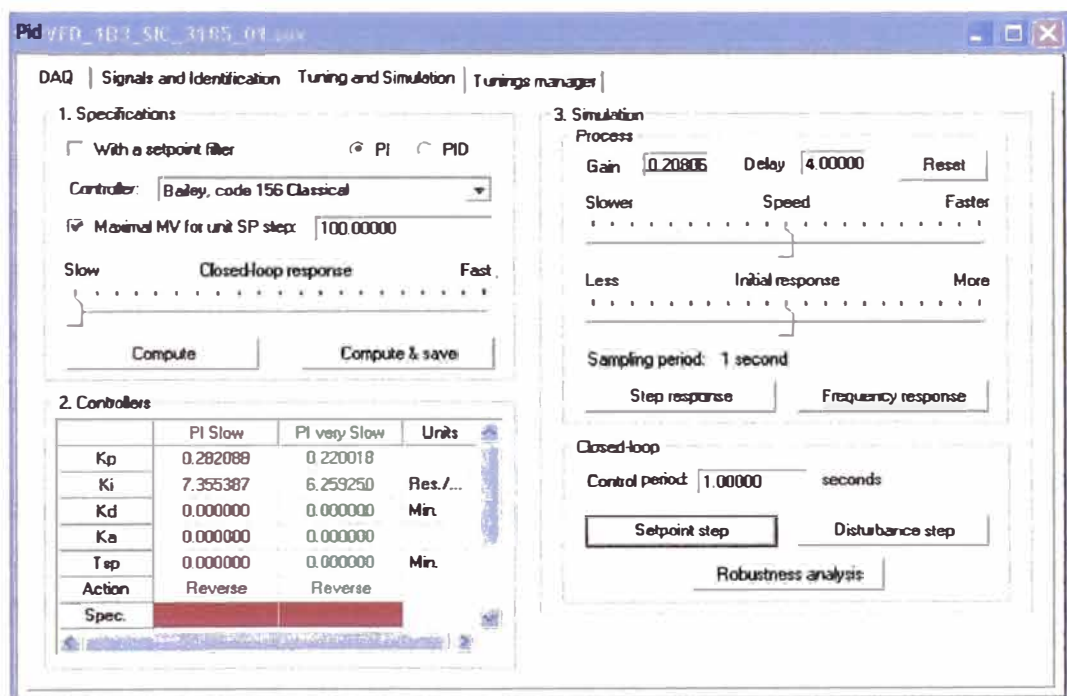
Se conocen definiciones tales como *Relative Response Time* para definir la velocidad de respuesta de un lazo de control: existirán lazos que respondan rápidamente ante una perturbación y otros que lo harán lentamente.

Como se comprueba, al generar un *salto-escalón* en el Set-point de un lazo cerrado, su respuesta podrá ser creciente y, tal vez, sin oscilaciones ni Overhoot. Así, el sistema se puede representar como uno de primer orden con retardo puro, y con el tiempo de retardo se puede determinar la constante de tiempo del sistema de primer orden equivalente, tal como se sugiere en nuestra propuesta del trabajo-tesis. Esa constante de tiempo equivalente del lazo cerrado algunos la llaman lambda ( $\lambda$ ): cuando  $\lambda$  es pequeño el lazo es rápido, y cuando  $\lambda$  es grande el lazo es lento. El valor de  $\lambda$  en un lazo

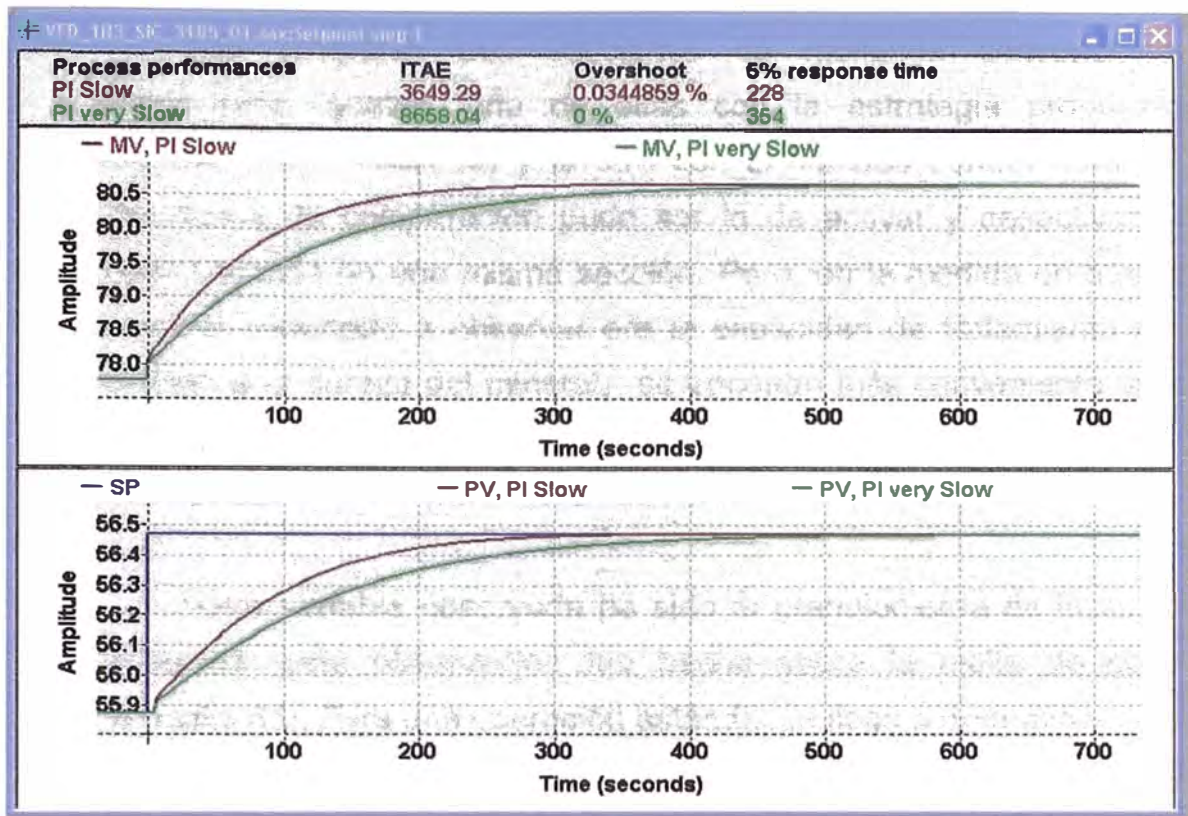
cerrado depende de la ganancia que se escriba al controlador: a menor ganancia mayor  $\lambda$  y, por tanto, mayor constante de tiempo.

Para que un lazo en cascada actúe adecuadamente, hará falta que el lazo interno sea mucho más rápido que el lazo externo. Los especialistas indican que al menos entre 3 y 5 veces más rápido: eso significa que el valor  $\lambda$  del lazo interno debe ser al menos 3 a 5 veces menor en valor que el valor  $\lambda$  del lazo externo. En resumen, el proceso del lazo interno tiene que ser varias veces más rápido para que pueda compensar las perturbaciones que afectan a la variable controlada del lazo externo.

Por otro lado, las aplicaciones de software que permiten acciones automáticas de ajuste de lazos entregan parámetros que ayudan en la interpretación de los modelos respectivos



**Fig. 10.11. Parámetros – Software de Ajuste Automático**



**Fig. 10.12. Curvas- Software de Ajuste Automático**

Lo que muestra las figuras son algunos de los criterios más conocidos para la evaluación del ajuste de un lazo de control: Integral de Tiempo-Error Absoluto (ITAE: Integrated Time Absolute Error); Overshoot o porcentaje por encima del Set-point; 5% response time, tiempo hasta alcanzar un 5% alrededor del Set-point.

#### **10.4. Resultados operacionales**

##### **10.4.1 Rendimiento metalúrgico**

Se realizan tomas de muestras para identificar y cuantificar los beneficios obtenidos. Una vez que la estrategia se implemente al total del circuito de la *molienda primaria* los beneficios se harán patentes al medir los parámetros de control de la operación.

Se comparan dos secciones de molienda convencional exactamente iguales, una de ellas con la estrategia propuesta activada (modo cascada) y la otra con el llamado control 'clásico'. Otra forma de comparación pudo ser la de activar y desactivar el modo cascada en una misma sección. Pero, en la medida en que el principal parámetro a observar era la capacidad de tratamiento (en relación a la dureza del mineral) se encontró más conveniente usar dos molinos de barras (2A y 2B) de una misma sección de molienda (*Sección No 2*) y compararlos *En-línea*.

Otra variable observada ha sido la granulometría de la pulpa producida, esta observación fue hecha sobre la malla de corte (%+malla 65). Para una operación estándar se llega a determinar que, metalúrgicamente, por cada 3,0% menos en porcentaje de *+malla 65* del Overflow de hidrociclones, la recuperación de cobre se incrementaría en 1,0%.

#### **10.4.2. Estabilidad de la operación**

Antes de la nueva estrategia de control, se disponían sólo de estaciones en el sistema de control- DCS para que se permitiera escribir un set-point de  $t/h$ , por cada molino de barras.

La estación de control del  $t/h$  trabajaba sólo asociada al variador de velocidad de la faja: un típico control de lazo cerrado en modo automático (AUTO); y se podría decir que con dicha estrategia no había cómo detectar los cambios de dureza en el mineral.

Se propuso desarrollar una estrategia de control que permitiera alimentar a los molinos de barras y a los molinos de bolas, tal que se registren las variaciones de dureza del mineral y se actúe en

consecuencia. La estrategia de control desarrollada comprende dos partes:

1.- Bombas de descarga de los molinos de bolas en modo MANUAL a una velocidad tal que los hidrociclones alcancen su mejor condición de operación (presión, descarga y porcentaje de sólidos).

Así, será posible activar el modo AUTO del lazo de control-Splitter para que los niveles sean casi los mismos. Con la lógica de control, cada cajón lateral (2B1 ó 2B2) se compara con el cajón central (2B3) y si se detecta diferencia una de las paletas repartidoras (ocasionalmente las dos) se moverá hasta alcanzar el mismo nivel de pulpa en cada cajón.

2.- Control de alimentación en modo CASCADA, en función del *nivel-promedio* de los cajones (con los repartidores de carga en modo AUTO). El valor promedio es comparado con un set-point ingresado por el operador (al iniciar el modo cascada, es el mismo promedio). Si el *nivel-promedio* es mayor que el set-point, el sistema asume que la carga circulante está subiendo (mayor dureza) y reduce el tonelaje; y si el *nivel-promedio* baja, el tonelaje subirá porque la carga circulante estaría bajando como consecuencia de una menor dureza.

#### **10.5.- Valor de la utilidad económica**

Mostramos indicadores económicos y proyectamos los resultados hacia otras secciones de la planta de procesamiento de minerales, realizando comparaciones.

Se presentan *resultados-promedio* para un conjunto de muestreos realizados en agosto de 2004; datos que se usaron para la comparación de parámetros entre el molino de barras 2A y el molino

de barras 2B (con lazo de control en modo cascada), con especial énfasis en el tonelaje procesado y en el porcentaje de +malla 65

Molienda	Tonelaje Procesado (TMPH)	% Sólido Rebose de Ciclones	% + malla 65
Sección 2A	267.25	34.95	19.425
Sección 2B	272.75	35.02	17.74
Diferencia	5.5	0.07	-1.685
Diferencia (expresada en %)	2.06	0.20	-8.67

**Cuadro 10.1: Comparaciones entre rendimientos en molienda de barras <sup>(3)</sup>**

**10.5.1.- Cálculo de utilidad (estimado)**

Teniendo en cuenta que, en promedio, una cantidad de 2,00 t/h (dos toneladas por hora) de mineral adicional se alcanzan a conseguir usando el modo CASCADA de la estrategia en el molino 2B, tendríamos que:

Capacidad de tratamiento	60.000	t/día
Ley Cu en mineral	0,75	%
Recuperación calculada	90	%
Utilidad-Cu fino producido	0,20	US\$/lb
Ganancia	1,00	%
Días-producción	362	día

**Cuadro 10.2 <sup>(3)</sup>**

$$(60.000) \frac{t}{\text{día}} * (362) \frac{\text{día}}{\text{año}} * \left( \frac{0,75}{100} \right) \frac{t(\text{Cu})}{t} * \left( \frac{90}{100} \right) * (2.204,64) \frac{\text{lb}(\text{Cu})}{t(\text{Cu})} * (0,2) \frac{\text{US\$}}{\text{lb}(\text{Cu})} = 64.644,08 \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

$$\text{Utilidad bruta} = (64.644,08) \frac{\text{US\$}}{\text{año}} * \left( \frac{1,00}{100} \right) = (646.444,54) \frac{\text{US\$}}{\text{año}}$$

### **10.5.2.- Inversión aproximada**

(Costos asumidos por equipos mecánicos, equipos de instrumentación, tarjetas de comunicación y obras civiles):

Equipo/Instrumentos	Costo aprox. US\$	Cantidad	Subtotal US\$
1.- Splitter	5.000	8	40.000,00
2.- Módulo COMM	2.000	8	16.000,00
3.- Medidor caudal	500	24	12.000,00
4.- Válvula automática	500	24	12.000,00
5.- Obra civil/material	25.000	1	25.000,00
Total US\$			105.000,00

**Cuadro 10.3** <sup>(3)</sup>

### **10.5.3.- Período de RETORNO**

$$\frac{\left( \frac{\text{Inversión US\$}}{\text{Utilidad US\$}} \right)}{\text{año}} = \frac{105.000}{646.444,54} = 0,16(\text{año}) * \left( \frac{12 \text{ meses}}{\text{año}} \right) = 1,95(\text{meses})$$



## **10.6.- Conclusiones y recomendaciones finales**

### Del circuito de molienda barras-bolas

1.- En condiciones ideales, la descarga del molino de barras debería distribuirse en forma equitativa entre los tres molinos de bolas. Si así fuera, y las cantidades de agua estuvieran bien reguladas, la eficiencia del circuito se favorecería con la obtención de una mejor distribución de %malla +65

2.- Con el lazo de control Variador velocidad VS. Nivel- cajón , en modo AUTO, al incrementarse la cantidad de agua la eficiencia se afecta por la mayor carga circulante que retorna al molino de bolas (junto con una mayor cantidad de material grueso)

3.- Para el muestreo del circuito cerrado molino de bolas con ciclón se necesita estabilizar las siguientes tres variables:

- 3.1.- Cantidad de agua;
- 3.2.- Velocidad del variador;
- 3.3.- Porcentaje-sólidos Overflow

4.- En la práctica sucede que la distribución de carga del molino de barras no es equitativa y, además, es difícil de predecir. Entre otros, se anotan los siguientes factores:

- 4.1.- Nivel de bolas;
- 4.2.- Vida útil de los forros;
- 4.3.- GPM-H<sub>2</sub>O en Underflow;
- 4.4.- Vida útil de forros en bomba-ciclones;
- 4.5.- Apex y vortex de ciclones.

Estos factores no serían iguales en cada molino de bolas, sus influencias se verían reflejadas en el %sólidos y el %malla +65.

6.- Otra forma de control sería la estrategia que relaciona el %sólidos con el desplazamiento del Splitter; vale decir, se pondrá menos carga al molino que tenga mayor %sólidos en el Overflow

7.- ¿Cómo sabe la estrategia que el circuito se sobrecargó? ¿O cuál de los molinos se sobrecargó? Una forma es midiendo el nivel de los cajones: conforme haya una diferencia de niveles, el Splitter se moverá para mantener cierto equilibrio entre las cargas recibidas por cada molino de bolas.

8.- Si la dureza del mineral sube, se observarán que otras tres variables también subirán:

8.1.- Los niveles en los cajones;

8.2.- El %sólidos en el Overflow;

8.3.- El %malla +65.

Y se necesitará bajar el tonelaje de la sección y disminuir el agua del circuito (para reducir la carga circulante)

9.- Ante un cambio del %sólidos en el Overflow, el operador modifica la cantidad del agua que ingresa al cajón. Esto provoca una dificultad porque si nuevamente se produce un cambio de mineral, se necesitará cambiar la cantidad de agua manualmente.

10.- ¿Qué condición de operación afecta los parámetros de salida del circuito molino de bolas con ciclón?: la descarga que llega (o que pasa) por el Splitter se tiene que distribuir equitativamente para asegurar un %sólidos estable y un %malla +65 adecuado. Ambos parámetros debidamente controlados ayudan a la eficiencia de la flotación.

11.- Con cantidades iguales de agua (GPM), una opción para controlar la descarga del ciclón sería el uso de los variadores de velocidad. Una vez que baje el nivel-cajón, el Splitter distribuye la carga. Esta es una forma de controlar la carga del circuito sin usar los datos del transmisor de presión.

### De la sintonía de controladores

1.- Para construir las fórmulas de obtención de los parámetros  $K_p$ ,  $T_r$  y  $T_d$  de un controlador PID se usan criterios simples: tasa de decaimiento- $\frac{1}{4}$ , mínimo tiempo de estabilización, minimización del error (integrales del error ISE, ITAE, IAE). Los parámetros resultan de observaciones y reglas semi-empíricas.

2.- El método semi-empírico más conocido y de mayor uso es el MÉTODO DE LA CURVA DE REACCIÓN.

3.- Para el lazo en CASCADA, la regla práctica indica que si el lazo interno es cuatro veces más rápido que el lazo externo, se debe sintonizar primero el lazo interno. Puede alcanzar con modo proporcional(P) y alta ganancia; el Offset se corrige con un modo P+I. Después del lazo interno se ajusta el lazo externo.

4.- La ganancia del proceso es distinta que la ganancia del controlador. La ganancia del proceso indica una relación entre OUT y PV. La ganancia del controlador, en cambio, relaciona los Span de OUTPUT y PV y se modifica cada vez que se calibra el controlador o se reemplaza el elemento final de control. Por ejemplo,  $(0\% - 100\%)/(0\text{GPM} - 1000\text{GPM}) = 0,10 \text{ \%}/\text{GPM}$ . La ganancia del controlador aproxima el  $K_p$  al valor 1,0

5.- Existen dos formas de obtener la función de transferencia de un proceso: a).- a través del modelado físico, y b).- usando una forma empírica.

Para los procesos simples se pueden obtener modelos usando ecuaciones diferenciales (el orden de las ecuaciones está determinado por el orden del proceso).

### **Comentarios finales**

Se debe coincidir en que los objetivos tienen que ser pasibles de medición; los nuestros, en muchos casos, trata sobre el impacto que la tecnología del control de procesos tiene dentro del procesamiento de minerales.

Los metalurgistas deben incorporar con mayor amplitud los conceptos básicos sobre teoría de control y sistemas automatizados, teniendo en cuenta los conocimientos afines y complementarios. Respecto a la aplicación que presentamos, diríamos sucintamente que:

- La implementación de estrategias de control que se logren sintonizar (ajustar) con métodos simples, pueden ser aplicadas por ingenieros o técnicos del procesamiento de minerales que aprendan conceptos básicos de teoría del control;
- Algunas veces es necesario combinar acciones de control: un controlador proporcional es incapaz de neutralizar una carga en el sistema sin ningún error. Un controlador integral puede proporcionar un error cero, pero suele suministrar una respuesta lenta. Para resolver este problema se utiliza el controlador P+I
- Es posible que estas aplicaciones nos permitan obtener tasas de incremento de la capacidad de procesamiento de entre 1,00% y 2,00%;

- La aplicación de control para un circuito de este tipo (convencional de molienda) estaría usando de forma indirecta el dato de la dureza del mineral. Y así, los equipos de medición y regulación (instrumentos) regularían la cantidad de mineral;
- La mejor distribución de pulpa desde la molienda con barras permite obtener una pulpa más fina, lo que, a su vez, favorece a una mejor recuperación metalúrgica;

Finalmente, recomendamos a quienes estén en la posibilidad y cuenten con los recursos, que potencien las siguientes acciones:

- Un estudio de la situación pasada, actual y futura de la ingeniería de procesos en las empresas del sector minero;
- Una discusión amplia respecto de la enseñanza del control de procesos y sus aplicaciones en las escuelas de ingeniería metalúrgica;
- Un revisión amplia de los llamados sistemas de control (sus diferentes componentes, niveles y aplicaciones) en la minería peruana;
- La promoción de equipos de ingenieros para el desarrollo de aplicaciones de control de procesos en plantas de procesamiento de minerales;
- Y una mirada científica y tecnológica a lo que las corporaciones multinacionales de automatización y sistemas de control con subsidiarias en el Perú vienen desarrollando e implementando.

## **REFERENCIAS**

1. Virginia Mazzone, '**Estructuras prácticas de control SISO**'. Control Automático-1. Automatización y Control Industrial. Universidad de Quilmes, Argentina. Marzo 2002. <http://iaci.unq.edu.ar/caut1>
2. Alfredo Spina, Virginia Mazzone: '**Curso CONTROL AUTOMÁTICO-I**' <http://iaci.unq.edu.ar/materias/control1/web/Programa.html>
3. Eduardo A. Núñez L. et al., Monografía-informe (propuesta-tesis): '**Control automático para molienda- clasificación**'. Universidad Católica Santa María de Arequipa, 2003.
4. ABB Automation Inc., SYMPHONY Instruction Composer TM Series, '**Function Code Application Manual**'. Wickliffe, OHIO- USA, June 2000, [www.abb.com](http://www.abb.com)

## BIBLIOGRAFÍA

1. A.J. Lynch, Universidad de Queensland, Australia. **“Circuitos de Trituración y Molienda de Minerales: Su Simulación, Optimización y Control”**. Editorial Rocas y Minerales. Madrid, España, 1980.
2. A.K. Biswas (University of Queensland, Australia), W.G. Davenport (McGill University, Canada). **"EL COBRE: Metalurgia Extractiva"**. EDITORIAL LIMUSA. México, D.F., 1993
3. ABB Automation Inc., SYMPHONY Instruction Composer TM Series, **"Function Code Application Manual"**. Wickliffe, OHIO- USA, June 2000, [www.abb.com](http://www.abb.com)
4. ABB Automation Inc., SYMPHONY Instruction Composer TM Series, Conductor NT Human System Interfaces, **"Grafx Display Editor"**. Wickliffe, OHIO- USA, June 2000
5. Alberto García Mendoza, Instituto Tecnológico y de Estudios Superiores de Monterrey. **"Evaluación de Proyectos de Inversión"**. McGraw Hill Interamericana Editores. México, D.F. 1<sup>ra</sup> edición, 1998
6. American National Standard Instrumentation (ANSI), **"Instrumentation, Symbols and Identification"**, Instrument Society of America (ISA). November 5th, 1986
7. Antonio Creus Solé, **"Control de procesos industriales, Criterios de implantación"**, Colección 'Productiva', ALFAOMEGA GRUPO-EDITOR, México-D.F., 1999. [Alfaomega@andinet.lat.net](mailto:Alfaomega@andinet.lat.net)
8. Armando Corripio, **"TUNING OF INDUSTRIAL CONTROL SYSTEMS"**, 2<sup>nd</sup> Edition. Louisiana State University. Copyright 2001, ISA-The Instrumentation, Systems and Automation Society
9. Carlos Smith (University of South Florida), Armando B. Corripio (Louisiana State University). **"CONTROL AUTOMÁTICO DE PROCESOS, Teoría y Práctica"**. EDITORIAL LIMUSA, México, D.F., 1996
10. Craig M. Sams, Fuller Traylor Inc. PA. USA. **"Plantas de Molienda: El tamaño del equipo"**. Revista MINERÍA CHILENA, N° 168, Junio 2000
11. David Spitzer and Walt Boyes. **"WHO WILL DO THE WORK? Is there a Future for Control Engineers, or Will Technicians Take Over at Least the In-Plant Functions?"** . Magazine CONTROL FOR

THE PROCESS INDUSTRIES Vol. XV, N° 10, October 2002.  
[www.controlmag.com](http://www.controlmag.com)

12. Edward V. Krick, College Lafayette Easton, Pennsylvania. **"Fundamentos de Ingeniería: Métodos, conceptos y resultados"**. EDITORIAL LIMUSA, 1ra Edición, México, D.F., 1999 ([www.noriega.com.mx](http://www.noriega.com.mx))
13. Elmer Ramírez Quiroz, Instituto Tecnológico Superior TECSUP. **"Controladores Lógicos Programables"**. CONCYTEC, 1ra Edición, Lima 1997
14. Errol G. Kelly (Universidad de Auckland), David J. Spottwood (Colorado School of Mines), **"Introducción al PROCESAMIENTO DE MINERALES"**. Editorial LIMUSA, México, D.F., 1990
15. Frédéric Flament, Algosys Inc. **"The Off-Line Tuning of Industrial PID Controllers"**. SimAxiom Version 1.7, Technical Guide. Québec, Canadá, 2001
16. Gerard Fourez, Universidad de Namur, Bélgica. **"Conocimientos básicos en ciencia y tecnología como práctica social"**. Revista Debates de Ciencia, Tecnología y Sociedad, Universidad Ricardo Palma, N°3, febrero 2001
17. Guillermo González, Ricardo Barrera, Universidad de Chile, Departamento de Ingeniería de Minas. **"Seminario: Control de Plantas de Procesamiento de Minerales"**, 23-27 noviembre, 1998
18. Héctor H. Toro, MOLY-COP CHILE, **"Quebrando paradigmas en la molienda/clasificación"**. Revista MINERÍA N° 301, Instituto de Ingenieros de Minas del Perú. Lima, octubre 2002
19. Jaime Sepúlveda & Leonel Gutiérrez, Jefes de Proyectos Mineralurgia, CIMM. **"Dimensionamiento y Optimización de Plantas Concentradoras mediante técnicas de modelación matemática"**. CIMM, Santiago de Chile, 1986.
20. Jaime Sepúlveda, MOLY-COP. **"Circuito Inverso VS. Directo"**. Publicación *'MOLY-COP Junto a Usted'*. Año-1, N°3, abril 2002
21. Jaime Sepúlveda, MOLY-COP. **"Potencia sin eficiencia no muele"**. Publicación *'MOLY-COP Junto a Usted'*. Año-1, N°4, octubre 2002
22. Jaime Sepúlveda, MOLY-COP, **"Simulación de circuitos complejos en ambiente Moly-Cop Tools"**. Publicación *'MOLY-COP Junto a Usted'*. Año-1, No4, octubre 2002



23. John M. Bacon and Edward J. Dunne, **"Instrumentation Installation Project Management System"**. Instrument Society of America, 1989
24. John A. Shaw, Process Control Solutions, **"The PID Control Algorithm, How it works, how to tune it, and how to use it"**, 2<sup>nd</sup> Edition, December 1, 2003
25. Luís Felipe Miranda, Esperanza Medina, Universidad Nacional de San Agustín (UNSA). **"Investigando en Ingeniería"**. EDITORIAL UNSA. Arequipa, 1998
26. Mario Samamé Boggio, **"DESARROLLO Y MINERÍA"**. Fondo Editorial Banco Central de Reserva del Perú. Lima, 1994
27. Mario Samamé Boggio, **"EL PERÚ MINERO, TOMO VII: ECONOMÍA, Capítulo II, COBRE"**, 1ra Edición, Lima-- Perú, 1997
28. Mario Samamé Boggio, INCITEMI, **"EL PERÚ MINERO, TOMO I: HISTORIA"**, 1ra Edición, Lima- Perú, 1979
29. Nelson Manrique, Pontificia Universidad Católica del Perú. **"Apuntes sobre la realidad virtual"**. PUCP, Lima 2000
30. Osvaldo Pavez, Decano Facultad de Minas, Universidad de Atacama. **"Mineralurgia"**. FUNDAC-UDA, Área de capacitación, Fundación de Extensión-Universidad de Atacama, Copiapó, 1999
31. Programa de Capacitación Continua-TECSUP. **"Fundamentos de Control Automático"**. Lima, 1998
32. T.J Napier-Munn, S. Morrel. R.D. Morrison, T. Kojovic. Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre, the University of Queensland. **"Mineral Comminution Circuit: Their Operation and Optimization"**. First Edition, Australia, 1996. [Jkmrc@mailbox.uq.edu.au](mailto:Jkmrc@mailbox.uq.edu.au)
33. Universidad Nacional de Ingeniería. **"Revista de la Prensa. El debate público sobre Ciencia y Tecnología"**, Revista *Paq'arina C&T*, N°1. Perú, 1996-1 [/www.uin.edu.pe](http://www.uin.edu.pe)
34. William Bolton, **"Ingeniería de Control"**, 2da Edición. Alfaomega Grupo Editor, México, 2001. <http://www.alfaomega.com.mx>

## SITIOS DE INTERÉS-INTERNET

- 1.- [www.abb.com](http://www.abb.com)
- 2.- [www.ab.com](http://www.ab.com)
- 3.- [www.controlmag.com](http://www.controlmag.com)
- 4.- <http://iaci.unq.edu.ar/materias/control1/web/Programa.html>
- 5.- <http://iaci.unq.edu.ar/materias/control1/web/Clases.html>
- 6.- <http://www.isa-spain.org/>
- 7.- <http://automata.cps.unizar.es/Historia/Webs/IntroduccionI.htm>
- 8.- <http://www.angelfire.com/la/hmolina/matlab1.html>
- 9.- [www.expertune.com](http://www.expertune.com)
- 10.- <http://www.aadeca.org/institucional/index.php>