



**UNIVERSIDAD DE CHILE
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICAS Y MATEMÁTICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA ELÉCTRICA**

**MODELO, CONTROL Y SIMULADOR DE
PLANTA DE MOLIENDA SEMIAUTÓGENA Y MOLIENDA SECUNDARIA**

**MEMORIA PARA OPTAR AL TÍTULO DE INGENIERO CIVIL
ELECTRICISTA**

ROBERTO PATRICIO ORELLANA ARAYA

**PROFESOR GUÍA:
GUILLERMO GONZÁLEZ REES**

**MIEMBROS DE LA COMISIÓN:
ALDO CASALI BACELLI
HÉCTOR AGUSTO ALEGRÍA**

**SANTIAGO – CHILE
JULIO 2010**

RESUMEN DE LA MEMORIA
PARA OBTAR AL TÍTULO DE
INGENIERO CIVIL ELECTRICISTA
POR: ROBERTO ORELLANA A.
FECHA: 08/07/2010
PROF. GUÍA: GUILLERMO D. GONZÁLEZ REES

MODELO, CONTROL Y SIMULADOR DE PLANTA DE MOLIENDA SEMIAUTÓGENA Y MOLIENDA SECUNDARIA

Esta memoria describe el desarrollo de un modelo y del correspondiente simulador de una planta de molienda, constituida por un circuito de molienda semiautógena (SAG) y un circuito inverso de molienda con bolas. El simulador incluye un sistema de control y una interfaz gráfica similar a la de las plantas reales.

En la memoria se explica primero los marcos teóricos de cada unidad de la planta de molienda y se desarrolla la integración de estos modelos individuales y su representación en tiempo discreto. En segundo lugar se describe el desarrollo e implementación del simulador en Matlab. Finalmente se describe cómo se ajustaron los parámetros de los modelos utilizados en el simulador.

El modelo con sus parámetros ajustados, y por lo tanto el simulador, representan una planta genérica cualitativamente similar al comportamiento de una planta real y no necesariamente al de una planta particular existente.

El simulador ha sido utilizado en un curso teórico para operadores de plantas reales y en cursos regulares dictados por el Departamento de Ingeniería de Minas de la Universidad de Chile. El modelo de la planta SAG ha sido también utilizado en varios cursos de postítulo que han usado el sistema Factory-Link de adquisición y manejo de datos en el que se ha incluido este modelo.

A mis padres Roberto e Isabel que durante toda mi vida me apoyado
permitiéndome ser un profesional,
y a Cristal quien me dio el último empujón e hizo posible esta Memoria

ÍNDICE

1 INTRODUCCIÓN	1
2 MODELOS DE LA PLANTA SAG-MOLIENDA SECUNDARIA	3
2.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA QUE SE QUIERE SIMULAR	3
2.2 MODELOS DE LAS OPERACIONES UNITARIAS	5
2.2.1 Modelo de molino SAG	6
i) Proceso de los sólidos	7
ii) Proceso del agua	18
iii) Ecuación de Estado y Entrada-Salida	19
2.2.2 Modelo de Harnero.....	25
i) Proceso de los sólidos	25
ii) Proceso del agua	27
2.2.3 Modelo de Chancador de pebbles	28
i) Proceso de los sólidos	29
ii) Proceso del agua	32
2.2.4 Modelo de Pozo	33
i) Proceso de la pulpa de mineral	33
2.2.5 Modelo de Bomba Centrífuga	36
2.2.6 Modelo de Hidrociclón.....	40
i) Descripción fenomenológica.....	40
ii) Modelo utilizado en el simulador.....	42
2.2.7 Modelo de Molino de Bolas	46
i) Proceso de los Sólidos	47
ii) Proceso del Agua.....	48
2.3 INTEGRACIÓN DE LOS MODELOS: MODELO GLOBAL	49
2.3.1 Ecuación de Estado y Entrada-Salida del circuito de Molienda SAG	49
2.3.2 Ecuación de Estado y Entrada-Salida del circuito de Molienda Secundaria.....	56
2.3.3 Modelo Global	69
2.4 MODELO DE TIEMPO DISCRETO DE LA PLANTA	71
2.4.1 Molino SAG	72
2.4.2 Harnero	74
2.4.3 Chancador de pebbles	75
2.4.4 Pozo	76
2.4.5 Bomba Centrífuga	78

2.4.6	Hidrociclón	78
2.4.7	Molino de Bolas.....	80
2.5	CONTROL DE LA PLANTA.....	82
2.5.1	Perturbaciones (medidas y no medidas).....	82
	i) Perturbaciones en la Molienda SAG.....	82
	ii) Perturbaciones en el molino de bolas.....	85
	iii) Perturbaciones en el resto de los modelos.....	86
2.5.2	Controles automáticos en la planta.....	88
	i) Lazos de Control.....	88
	ii) Control PI de hold-up del Molino SAG.....	89
	iii) Control PID del nivel del Pozo.....	89
	iv) Control PID del porcentaje de sólidos en la alimentación a hidrociclones.....	90
	v) Control PID del +65# en el Producto Final.....	90
3	DESARROLLO DEL SIMULADOR.....	91
3.1	ESPECIFICACIÓN DEL SIMULADOR.....	91
3.2	PROGRAMACIÓN DEL SIMULADOR.....	91
3.2.1	Lógica constructiva.....	91
3.2.2	Módulo DSAG.....	92
3.2.3	Módulo SAG_mod.....	95
3.2.4	Programación del Módulo PHc_mod.....	99
3.2.5	Programación del Módulo Mbol_mod.....	104
3.2.6	Interfaz Gráfica del Usuario e Interacción con los Modelos.....	105
	i) Pantalla de control y supervisión de la molienda SAG.....	105
	ii) Pantalla de control y supervisión de la molienda Secundaria.....	108
	iii) Pantalla con el Layout de la Planta.....	110
3.2.2	Exportación de Datos.....	112
3.3	AJUSTES DE PARÁMETROS.....	115
3.3.1	Antecedentes generales.....	115
3.3.2	Parámetros del Molino SAG.....	118
	i) Datos para la parametrización.....	118
	ii) Determinación de parámetros γ_{S1}, γ_{S2}	123
	iii) Determinación de las tasas específicas de molienda “k ^E ” y de rechazo “c”.....	124
	iv) Determinación parámetro de descarga total de sólidos δ_S	132
	v) Determinación de parámetros κ_{S1}, κ_{S2} para descarga de agua.....	132
3.3.3	Parámetros del Harnero.....	132
3.3.4	Parámetros del Chancador de Pebbles.....	133
3.3.5	Parámetros de las Bombas Centrífugas.....	134

3.3.6	Parámetros de las baterías de Hidrociclones.....	136
	i) Datos para la parametrización.....	136
	ii) Determinación del Rechazo de Agua R_{CH}	138
	iii) Determinación del parámetro κ_{H2} para determinar el flujo de agua en el rebose.....	139
	iv) Determinación del parámetro κ_{H1} para determinar presión de pulpa en la alimentación.....	139
	v) Determinación del parámetro κ_{H3} para determinar el d_{50}	140
	vi) Determinación del parámetro de Plitt α_H para determinar la matriz de selección Y_H	140
3.3.7	Parámetros de los Molinos de Bolas.....	143
	i) Datos para la parametrización.....	143
	ii) Determinación de la tasa de descarga α_M	145
	iii) Determinación de la matriz B de tasas de molienda.....	147
4	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	156
	REFERENCIAS.....	158

ANEXOS

ANEXO A	Simplificación del Modelo de chancado de Andersen / Whiten.....	160
ANEXO B	Simulador molienda SAG - Manual del Usuario.....	164

INDICE DE FIGURAS

Figura 2.1-1	Circuitos del Simulador	3
Figura 2.2-1	Molino SAG FLSmidth gearless, ring motor ABB	7
Figura 2.2-2	Diagrama de bloques del Molino SAG	8
Figura 2.2-3	Esquema representativo de flujos acumulados retenidos por malla	10
Figura 2.2-4	Ejemplo de harnero y diagrama de bloques.....	25
Figura 2.2-5	Corte de un Chancador de pebbles y esquema funcional	28
Figura 2.2-6	Diagrama de bloques del Chancador.....	29
Figura 2.2-7	Diagrama de bloques del Pozo	33
Figura 2.2-8	Circuito de la bomba centrífuga	36
Figura 2.2-9	Diagrama de bloques de la bomba	36
Figura 2.2-10	Batería de hidrociclones y esquema del hidrociclón	40
Figura 2.2-11	Funcionamiento del Hidrociclón	41
Figura 2.2-12	Circuito y diagrama de bloques del Hidrociclón	42
Figura 2.2-13	Diagrama funcional del Molino de Bolas	46
Figura 2.2-14	Diagrama de bloques del Molino de Bolas.....	47
Figura 2.3-1	Diagrama de Bloques del circuito de Molienda SAG	49
Figura 2.3-2	Diagrama de Bloques del circuito de Molienda Secundaria.....	56
Figura 2.3-3	Diagrama de la Planta como un Bloque.....	69
Figura 2.5-1	Diagrama de Bloques de perturbaciones en Molienda SAG.....	87
Figura 2.5-2	Diagrama de Bloques de perturbaciones en Molienda secundaria.....	87
Figura 2.5-3	Lazos de control.....	88
Figura 3.2-1	Diagrama de flujo general del Simulador	94
Figura 3.2-2	Pantalla de Control y Supervisión de la molienda SAG	105
Figura 3.2-3	Pantalla de Control y Supervisión de Molienda Secundaria	108
Figura 3.2-4	Pantalla del Layout de la Planta.....	110
Figura 3.3-1	Diagrama de flujo y balance Concentradora A2 Chuquicamata	120
Figura 3.3-2	Distribución granulométrica - Alimentación SAG 17, Concentradora A2 Chuquicamata	121
Figura 3.3-3	Distribución granulométrica - Descarga SAG 17, Concentradora A2 Chuquicamata.....	122
Figura 3.3-4	Ajuste de parámetros – Molino SAG: Porcentaje distribución granulométrica en alimentación y descarga para los tamaños representativos	128
Figura 3.3-5	Curvas de eficiencia de la bomba centrífuga	134
Figura 3.3-6	Ajuste de parámetros - Hidrociclones: Rebose acumulado: modelo v/s datos concentradora A2 Chuquicamata	142
Figura 3.3-7	Ajuste de parámetros - Hidrociclones: Rechazo acumulado: modelo v/s datos concentradora A2 Chuquicamata	142

Figura 3.3-8	Ajuste de parámetros – Molino de bolas: Datos de distribución granulométrica molino de bolas 17A concentradora A2	145
Figura 3.3-9	Ajuste de parámetros – Molino de bolas: Comparación entre holdup obtenido por matriz de molienda v/s el obtenido con tasa de descarga	154

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 3.2 - 1	Variables guardadas por el simulador	113
Tabla 3.3 - 1	Definición de intervalos de tamaños de partículas y el tamaño representativo	117
Tabla 3.3 - 2	Ajuste de parámetros – Molino SAG: puntos para linealización alimentación.....	125
Tabla 3.3 - 3	Ajuste de parámetros – Molino SAG: puntos para linealización descarga	126
Tabla 3.3 - 4	Ajuste de parámetros – molino SAG: Distribución granulométrica	127
Tabla 3.3 - 5	Ajuste de parámetros – molino SAG: Flujos máxicos.....	130
Tabla 3.3 - 6	Ajuste de parámetros – molino SAG: Determinación constantes de molienda	131
Tabla 3.3 - 7	Ajuste de parámetros – hidrociclones: Distribución granulométrica concentradora A2 de Chuquicamata	138
Tabla 3.3 - 8	Ajuste de parámetros – hidrociclones: Reboses y rechazos acumulados: Modelo v/s datos concentradora A2.....	141
Tabla 3.3 - 9	Ajuste de parámetros – hidrociclones: flujos máxicos determinados	143
Tabla 3.3 - 10	Ajuste de parámetros – Molino de bolas: Distribución granulométrica molino de bolas 17A concentradora A2 de Chuquicamata.....	144
Tabla 3.3 - 11	Ajuste de parámetros – Molino de bolas: Determinación de flujos de sólidos como porcentaje del flujo total.....	150
Tabla 3.3 - 12	Ajuste de parámetros – Molino de bolas: Determinación de flujos máxicos de sólidos	151
Tabla 3.3 - 13	Ajuste de parámetros – Molino de bolas: Determinación valores de la diagonal de la matriz de molienda	151

LISTA DE DEFINICIÓN DE SÍMBOLOS

A) VARIABLES Y CONSTANTES POR ORDEN ALFABÉTICO

- $A, a_{i,j}$ = Chancador de pebbles - Matriz de clasificación y sus elementos
- A_P = Pozo - Superficie del pozo
- B, b_i = Molino de Bolas - Matriz triangular inferior de molienda
- $B, b_{i,j}$ = Chancador de pebbles - Matriz de ruptura y sus elementos
- c, c_i = SAG - tasas de rechazo de mineral
- d_{CE} = Chancador de pebbles - Abertura de la descarga (closed setting) del chancador
- d_S = SAG – diámetro del molino
- d_{sp} = Hidrociclones - Diámetro del orificio en la descarga (*spigot*).
- d_{vf} = Hidrociclones Diámetro del buscador de vórtice (*vortex finder*).
- f_A, f_{A_i}, F_A = Harnero - flujos de sólidos en la alimentación
- f_B, f_{B_i}, F_B = Bomba centrífuga - Flujos de sólidos en la alimentación
- f_C, f_{C_i}, F_C = Chancador de Pebbles Flujos de sólidos en la alimentación
- F_{ua} = Harnero - Representa la fracción de mineral alimentado de tamaño menor que la apertura del harnero.
- $\tilde{f}_C, \tilde{f}_{C_i}, \tilde{F}_C$ = Chancador de Pebbles - Flujos de sólidos en la alimentación a clasificación
- f_F, f_{F_i}, F_P = Pozo - Flujos de sólidos en la alimentación
- f_H, f_{H_i}, F_H = Hidrociclones - Flujos de sólidos en la alimentación
- f_M, f_{M_i}, F_M = Molino de Bolas - Flujos de sólidos en la alimentación
- f_S, f_{S_i}, F_S = SAG - Flujos de sólidos de alimentación al Molino
- $\tilde{f}_H, \tilde{f}_{H_i}, \tilde{F}_H$ = Hidrociclones - Fracción del flujo de sólidos que va a clasificación
- $\tilde{f}_S, \tilde{f}_{S_i}, \tilde{F}_S$ = SAG - Flujos de sólidos de alimentación a la cámara de molienda

- $\tilde{f}_S^A, \tilde{f}_{S_i}^A, \tilde{F}_S^A$ = SAG - Flujos de sólidos acumulados de alimentación a la cámara de molienda
- $\bar{f}_H, \bar{f}_{H_i}, \bar{F}_H$ = Hidrociclones - Flujos volumétricos de la pulpa en la alimentación
- $\bar{f}_P, \bar{f}_{P_i}, \bar{F}_P$ = Pozo - Flujo volumétrico de pulpa a la alimentación del pozo
- G_P = Pozo - Agua extra que se agrega al pozo
- h_H = Hidrociclones - Altura de los hidrociclones
- h_P = Pozo - Altura de la pulpa en el pozo
- J, J_B = SAG - Porcentaje de llenado del mineral y de las bolas
- $k, k_{i,j}$ = SAG - Constantes de Molienda
- $k^A, k_{i,j}^A$ = SAG - Constantes de Molienda acumuladas
- $k^E, k_{i,j}^E$ = SAG - Constantes específicas de Molienda
- l_s = SAG - Largo del molino
- n_H = Hidrociclones - Número de hidrociclones
- p_A, p_{A_i}, P_A = Harnero - Flujos de sólidos en la descarga
- p_B, p_{B_i}, P_B = Bomba centrífuga - Flujos de sólidos en la descarga
- p_C, p_{C_i}, P_C = Chancador de Pebbles - Flujos de sólidos en la descarga
- p_H, p_{H_i}, P_H = Hidrociclones - Flujos de sólidos en el rebose
- p_M, p_{M_i}, P_M = Molino de Bolas - Flujos de sólidos en la descarga
- p_P, p_{P_i}, P_P = Pozo - Flujos de sólidos en la descarga
- p_S, p_{S_i}, P_S = SAG - Descargas de sólidos del Molino
- $\tilde{p}_S, \tilde{p}_{S_i}, \tilde{P}_S$ = SAG - Descargas de sólidos de la cámara de molienda
- $\tilde{p}_S^A, \tilde{p}_{S_i}^A, \tilde{P}_S^A$ = SAG - Flujos de sólidos acumulados en la descarga de la cámara de molienda
- $\bar{p}_P, \bar{p}_{P_i}, \bar{P}_P$ = Pozo - Flujo volumétrico de pulpa a la descarga del pozo
- \mathcal{P}_{1B} = Bomba centrífuga - Presión en la alimentación de la bomba

- P_{2B} = Bomba centrífuga - Presión en la descarga de la bomba
- P_H = Hidrociclones - Presión en la alimentación de los Hidrociclones
- q_{iA} = Harnero - Flujos de agua en la alimentación
- q_{iB} = Bomba centrífuga - Flujos de agua en la alimentación
- q_{iC} = Chancador de Pebbles - Flujo másico de agua que entra al chancador
- q_{iH} = Hidrociclones - Flujos de agua en la alimentación
- q_{iM} = Molino de Bolas - Flujos de agua en la alimentación
- q_{iS} = SAG - Flujo de agua en la alimentación
- q_{iP} = Pozo - Flujo de agua en la alimentación
- q_{oA} = Harnero - Flujo de agua en la descarga
- q_{oB} = Bomba centrífuga - Flujo de agua en la descarga
- q_{oC} = Chancador de Pebbles - Flujo de agua en la descarga
- q_{oH} = Hidrociclones - Flujos de agua en el rebose
- q_{oM} = Molino de Bolas - Flujo de agua en la descarga
- q_{oP} = Pozo - Flujo de agua en la descarga
- q_{oS} = SAG - Flujo de agua en la descarga
- q_{rA} = Harnero - Flujo de agua que recircula
- q_{rH} = Hidrociclones - Flujo de agua en el rechazo
- $R =$ SAG - Matriz de rotación para pasar de Intervalos de tamaños a acumulados por malla y viceversa.
- r_A, r_{A_i}, R_A = Harnero - Flujos de sólidos que recirculan
- r_C, r_{C_i}, R_C = Chancador de Pebbles - Flujos de sólidos a la descarga de la fase de ruptura (matriz B) que recircula hacia la fase de clasificación (matriz A)
- r_H, r_{H_i}, R_H = Hidrociclones - Flujos de sólidos en el rechazo
- r_S, r_{S_i}, R_S = SAG – Flujo de sólidos que recircula dentro del molino. Sale de la fase de clasificación para recircular a la cámara de molienda.

- $\tilde{r}_C, \tilde{r}_{C_i}, \tilde{R}_C$ = Chancador de Pebbles - Flujos de sólidos en el rechazo de la etapa de clasificación que entra a la etapa de ruptura
- $\tilde{r}_H, \tilde{r}_{H_i}, \tilde{R}_H$ = Hidrociclones - Fracción del flujo de sólidos que va al rechazo producto de la clasificación
- $\hat{r}_H, \hat{r}_{H_i}, \hat{R}_H$ = Hidrociclones - Fracción del flujo de sólidos que es arrastrado directamente al rechazo por el agua
- \mathcal{R}_{CH} = Hidrociclones - Rechazo de Agua
- S = SAG - Potencia eléctrica del molino
- v_B = Bomba centrífuga - Velocidad de la bomba
- V_S = SAG - volumen del molino
- w_M, w_{M_i}, W_M = Molino de Bolas - Hold-up de sólidos
- W_{MA} = Molino de Bolas - Hold-up de agua
- w_S, w_{S_i}, W_S = SAG - Hold-up de sólidos
- w_P, w_{P_i}, W_P = Pozo - Hold-up de sólidos
- $w_S^A, w_{S_i}^A, W_S^A$ = SAG - Hold-up de sólidos acumulados por malla
- w_{SA} = SAG - Hold-up de agua
- w_{SB} = SAG – Hold-up de bolas
- Y_H, y_{H_i} = Hidrociclones - Matriz diagonal de clasificación
- α_H = Hidrociclones - Parámetro de Plitt.
- α_M = Molino de Bolas - tasa descarga de mineral sólido
- α_{MA} = Molino de Bolas - tasa descarga de agua
- α_S = SAG - tasa descarga de agua
- δ_S = SAG - Constante de proporcionalidad en la descarga
- ε = SAG - Porosidad equivalente del mineral
- η_A = Harnero - Eficiencia del harnero
- $\kappa_{A1}, \kappa_{A2}, \kappa_{A3}$ = Harnero - Parámetros del intrínsecos del modelo
- $\kappa_{C1}, \kappa_{C2}, \kappa_{C3}$ = Chancador de Pebbles - Límites para el cálculo de las matrices A y

- $\kappa_{H1}, \kappa_{H2}, \kappa_{H3}$ = Hidrociclones - Parámetros de los hidrociclones
- κ_{S1}, κ_{S2} = SAG - Constantes fórmula descarga de agua
- $\tilde{\rho}_s$ = SAG - densidad del material equivalente
- γ_1, γ_2 = Bomba centrífuga - Parámetros de la bomba
- $\gamma_{C1} \rightarrow \gamma_{C12}$ = Chancador de Pebbles - Parámetros del modelo
- γ_{S1}, γ_{S2} = SAG - Constantes fórmula de potencia

B) VARIABLES Y CONSTANTES POR TIPO DE PROCESO

B.1) CONCEPTOS GENERALES SOBRE LA NOTACIÓN

- El primer subíndice en variables y constantes identifica al proceso:
 - S : Molienda SAG
 - A : Harnero
 - C : Chancador de Pebbles
 - P : Pozo
 - B : Bombas Centrífugas
 - H : Hidrociclones
 - M : Molienda de Bolas
- El segundo subíndice representa el intervalo de tamaño a que hace referencia la variable o constante
- f_Y = Vector de flujos máxicos de sólidos de entrada en el proceso Y
- f_{Y_i} = Flujo máxico de sólidos en la entrada de tamaño X_i en el proceso Y
- F_Y = Suma de los flujos máxicos de sólidos de entrada en el proceso Y
- p_Y = Vector de flujos máxicos de sólidos en la descarga en el proceso Y
- p_{Y_i} = Flujo máxico de sólidos en la descarga de tamaño X_i en el proceso Y
- P_Y = Suma de los flujos máxicos de sólidos en la descarga en el proceso Y
- r_Y = Vector de flujos máxicos de sólidos que recirculan en el proceso Y
- r_{Y_i} = Flujo máxico de sólidos de tamaño X_i que recircula en el proceso Y
- R_Y = Suma de los flujos máxicos de sólidos que recirculan en el proceso Y
- q_{iY} = Flujo máxico de agua de entrada en el proceso Y
- q_{oY} = Flujo máxico de agua en la descarga en el proceso Y
- q_{rY} = Flujo máxico de agua que recircula en el proceso Y

B.2) VARIABLES GENERALES A TODOS LOS PROCESOS

- X_i = Tamaño representativo del intervalo “i”
- ρ_t = Densidad de la pulpa de mineral
- ρ_m = Densidad del mineral (sólidos)
- ρ_B = Densidad de las bolas
- c_P = Porcentaje de sólidos en la pulpa de mineral
- d_{50} = Diámetro para el cual pasa el 50% de las partículas
- F_{80} = Tamaño bajo el cual está el 80% del mineral
- f^D = El supraíndice D representa la fracción del flujo de mineral duro.
- f^B = El supraíndice B representa la fracción del flujo de mineral blando.
- α = Tasas de descarga

- \mathcal{P} = Presiones
- v = Velocidades
- κ, γ = Constantes
- η = Eficiencias
- d = diámetros
- l = largos
- h = alturas
- A = Áreas, superficies
- V = volúmenes
- n = Cantidades, número de elementos
- n = Ruidos
- $f = \frac{1}{F} \cdot f$ = Granulometría o flujo unitario de mineral
- f, f_i, F = Flujos de sólidos de la alimentación externa (alimentación fresca) que ingresa a la Planta de Molienda
- q_i = Flujos de agua de la alimentación externa (alimentación fresca) que ingresa a la Planta de Molienda
- G = Agua extra que se agrega en la alimentación de la Planta de Molienda
- r, r_i, R = Flujos de sólidos en la alimentación de la planta de molienda que provienen de recirculaciones de mineral en la planta
- q_r = Flujo de agua a la alimentación de la Planta de Molienda que provienen de recirculaciones de mineral en la planta

B.3) MOLIENDA SEMI-AUTÓGENA (SAG)

- f_s, f_{s_i}, F_s = Flujos de sólidos de alimentación al Molino
- $\tilde{f}_s, \tilde{f}_{s_i}, \tilde{F}_s$ = Flujos de sólidos de alimentación a la cámara de molienda
- p_s, p_{s_i}, P_s = Descargas de sólidos del Molino
- $\tilde{p}_s, \tilde{p}_{s_i}, \tilde{P}_s$ = Descargas de sólidos de la cámara de molienda
- r_s, r_{s_i}, R_s = Rechazos de sólidos dentro del SAG
- $\tilde{f}_s^A, \tilde{f}_{s_i}^A, \tilde{F}_s^A$ = Flujos de sólidos acumulados de alimentación a la cámara de molienda
- $\tilde{p}_s^A, \tilde{p}_{s_i}^A, \tilde{P}_s^A$ = Flujos de sólidos acumulados en la descarga de la cámara de molienda
- w_s, w_{s_i}, W_s = Hold-up por intervalo de tamaño

- $w_S^A, w_{S_i}^A, W_S^A$ = Hold-up acumulado por malla
- w_{SA} = Hold-up de agua
- q_{iS} = Flujo de agua en la alimentación
- q_{oS} = Flujo de agua en la descarga
- k, k_{ij} = Constantes de Molienda
- k^A, k_{ij}^A = Constantes de Molienda acumuladas
- k^E, k_{ij}^E = Constantes específicas de Molienda
- R = Matriz de rotación para pasar de Intervalos de tamaños a acumulados por malla y viceversa.
- S = Potencia eléctrica del molino
- w_{SB} = Carga de bolas
- $\tilde{\rho}_s$ = Densidad del material equivalente
- d_S, l_S, V_S = Diámetro, largo y volumen del Molino
- γ_{S1}, γ_{S2} = Constantes fórmula de potencia
- J, J_B = Porcentaje de llenado del mineral y de las bolas
- ε = Porosidad equivalente del mineral
- c, c_i = Tasas de rechazo de mineral
- δ_S = Constante de proporcionalidad en la descarga
- α_S = Tasa descarga de agua
- κ_{S1}, κ_{S2} = Constantes formula descarga de agua

B.4) HARNERO

- f_A, f_{A_i}, F_A = Flujos de sólidos en la alimentación
- p_A, p_{A_i}, P_A = Flujos de sólidos en la descarga
- r_A, r_{A_i}, R_A = Flujos de sólidos que recircula
- q_{iA} = Flujos de agua en la alimentación
- q_{oA} = Flujos de agua en la descarga
- q_{rA} = Flujos de agua que recircula
- η_A = Eficiencia del harnero
- $\kappa_{A1}, \kappa_{A2}, \kappa_{A3}$ = Parámetros del sistema.
- F_{ua} = Representa la fracción de mineral alimentado de tamaño menor que la apertura del harnero.

B.5) CHANCADOR

- f_C, f_{C_i}, F_C = Flujos de sólidos en la alimentación
- $\tilde{f}_C, \tilde{f}_{C_i}, \tilde{F}_C$ = Flujos de sólidos en la alimentación a clasificación
- p_C, p_{C_i}, P_C = Flujos de sólidos en la descarga
- r_C, r_{C_i}, R_C = Flujos de sólidos de rechazo que sale de la fase ruptura y recircula hacia la fase de ruptura
- $\tilde{r}_C, \tilde{r}_{C_i}, \tilde{R}_C$ = Flujos de sólidos de rechazo que entra a ruptura
- q_{iC} = Flujo másico de agua que entra al chancador
- q_{oC} = Flujo másico de agua que sale del chancador
- $A, a_{i,j}$ = Matriz de clasificación y sus elementos
- $B, b_{i,j}$ = Matriz de ruptura y sus elementos
- $\kappa_{C1}, \kappa_{C2}, \kappa_{C3}$ = Límites para el cálculo de las matrices A y B
- $\gamma_{C1} \rightarrow \gamma_{C12}$ = Parámetros del modelo
- d_{CE} = Abertura de la descarga (closed setting) del chancador

B.6) POZO

- f_P, f_{P_i}, F_P = Flujos de sólidos en la alimentación
- p_P, p_{P_i}, P_P = Flujos de sólidos en la descarga
- q_{iP} = Flujos de agua en la alimentación
- q_{oP} = Flujos de agua en la descarga
- h_P = Altura de la pulpa en el pozo
- G_P = agua extra que se agrega al pozo
- A_P = Superficie del pozo
- $\bar{f}_P, \bar{f}_{P_i}, \bar{F}_P$ = Flujo volumétrico de pulpa a la alimentación del pozo
- $\bar{p}_P, \bar{p}_{P_i}, \bar{P}_P$ = Flujo volumétrico de pulpa a la descarga del pozo
- w_P, w_{P_i}, W_P = Hold-up por intervalo de tamaño, del tamaño i y total

B.7) BOMBA CENTRÍFUGA

- f_B, f_{B_i}, F_B = Flujos de sólidos en la alimentación
- p_B, p_{B_i}, P_B = Flujos de sólidos en la descarga
- q_{iB} = Flujos de agua en la alimentación
- q_{oB} = Flujos de agua en la descarga
- v_B = Velocidad de la bomba
- \mathcal{P}_{1B} = Presión en la alimentación de la bomba
- \mathcal{P}_{2B} = Presión en la descarga de la bomba
- γ_1, γ_2 = Parámetros de la bomba

B.8) HIDROCICLONES

- f_H, f_{H_i}, F_H = Flujos de sólidos en la alimentación
- p_H, p_{H_i}, P_H = Flujos de sólidos en el rebose
- r_H, r_{H_i}, R_H = Flujos de sólidos en el rechazo
- q_{iH} = Flujos de agua en la alimentación
- q_{oH} = Flujos de agua en el rebose
- q_{rH} = Flujos de agua en el rechazo
- $\tilde{f}_H, \tilde{f}_{H_i}, \tilde{F}_H$ = Fracción del flujo de sólidos que va a clasificación
- $\hat{r}_H, \hat{r}_{H_i}, \hat{R}_H$ = Fracción del flujo de sólidos que es arrastrado directamente por el agua al rechazo
- $\tilde{r}_H, \tilde{r}_{H_i}, \tilde{R}_H$ = Fracción del flujo de sólidos que va a rechazo producto de la clasificación
- $\bar{f}_H, \bar{f}_{H_i}, \bar{F}_H$ = Flujos volumétricos de la pulpa en la alimentación a los Hidrociclones
- \mathcal{P}_H = Presión en la alimentación del Hidrociclón
- \mathcal{R}_{CH} = Rechazo de Agua
- Y_H, y_{H_i} = Matriz diagonal de clasificación
- n_H = Número de hidrociclones
- h_H = Altura de los hidrociclones
- d_{vf} = Diámetro del buscador de vórtice (*vortex finder*).
- d_{sp} = Diámetro del orificio en la descarga (*spigot*).
- α_H = Parámetro de Plitt.
- $\kappa_{H1}, \kappa_{H2}, \kappa_{H3}$ = Parámetros de los hidrociclones

B.9) MOLIENDA DE BOLAS

- f_M, f_{M_i}, F_M = Flujos de sólidos en la alimentación
- p_M, p_{M_i}, P_M = Flujos de sólidos en la descarga
- q_{iM} = Flujos de agua en la alimentación
- q_{oM} = Flujos de agua en la descarga
- w_M, w_{M_i}, W_M = Hold-up por intervalo de tamaño, del tamaño i y total
- W_{MA} = Hold-up de agua
- B, b_i = Matriz triangular inferior de molienda
- α_M = Tasa descarga de Mineral Sólido
- α_{MA} = Tasa descarga de agua

1 INTRODUCCIÓN

La presente memoria tiene como objetivo final realizar un simulador de una planta de molienda constituida por un circuito de molienda semiautógena (SAG) y de molienda secundaria con bolas. Se incluye un sistema de control y una interfaz gráfica similar a la de las pantallas de operación de plantas reales. De esta forma el simulador podrá ser utilizado tanto para investigación como para capacitación y entrenamiento.

Los objetivos específicos de esta memoria son:

- Describir los distintos modelos matemáticos de los equipos involucrados en este tipo de planta de molienda.
- Generar un modelo general en variables en tiempo discreto para la creación de un simulador.
- Definir e implementar sistemas de control
- Programar un simulador que represente este tipo de planta de molienda

La planta de molienda está compuesta por un circuito de molienda SAG (molino semi-autógeno (SAG), harnero y chancador de pebbles) y un circuito inverso de molienda secundaria con bolas (pozo de bombeo, bombas centrífugas, hidrociclones y molinos de bolas). Cada equipo fue modelado y simulado en forma independiente.

El simulador no pretende representar una planta específica, sino que una planta genérica cualitativamente adecuada a la realidad. El simulador permitirá modificar los parámetros de los distintos equipos para analizar distintos casos. De esta forma se espera que los sistemas de control funcionarán adecuadamente en una planta real, cuando cualitativamente se comporten bien en una simulada según estos criterios.

Según lo anterior, los ajustes de parámetros fueron realizados con información de distintas fuentes. La principal fuente de información fueron mediciones realizadas en la concentradora A2 de Chuquicamata.

Los modelos utilizados representan el comportamiento de la planta durante una operación normal y no son válidos para estados transitorios como partidas de equipos o paradas de planta. Los ajustes fueron realizados para un punto de operación, y la validez de la simulación es en torno a este.

El simulador fue implementado en Matlab versión 4.1, dado la capacidad y versatilidad matemática así como sus posibilidades gráficas.

La memoria está estructurada de la siguiente manera:

- Capítulo 2: Se explica todo el marco teórico de los modelos de cada equipo, se determina el modelo integrado y se lleva a variables en tiempo discreto. Luego se describen los controles considerados para la planta.
- Capítulo 3: Se detalla cómo se realizó la programación del simulador
- Capítulo 4: Se describe y explica cómo fueron ajustados los parámetros de los modelos de los equipos involucrados en el proceso de molienda.

2 MODELOS DE LA PLANTA SAG-MOLIENDA SECUNDARIA

2.1 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA QUE SE QUIERE SIMULAR

La planta a simular consiste en dos circuitos de molienda húmeda: circuito de molienda semiautógena (circuito 1) o SAG (Semi-Autogenous Grinding) y un circuito de molienda secundaria con bolas (circuito 2). La Figura 2.1-1 representa la planta de molienda a simular.

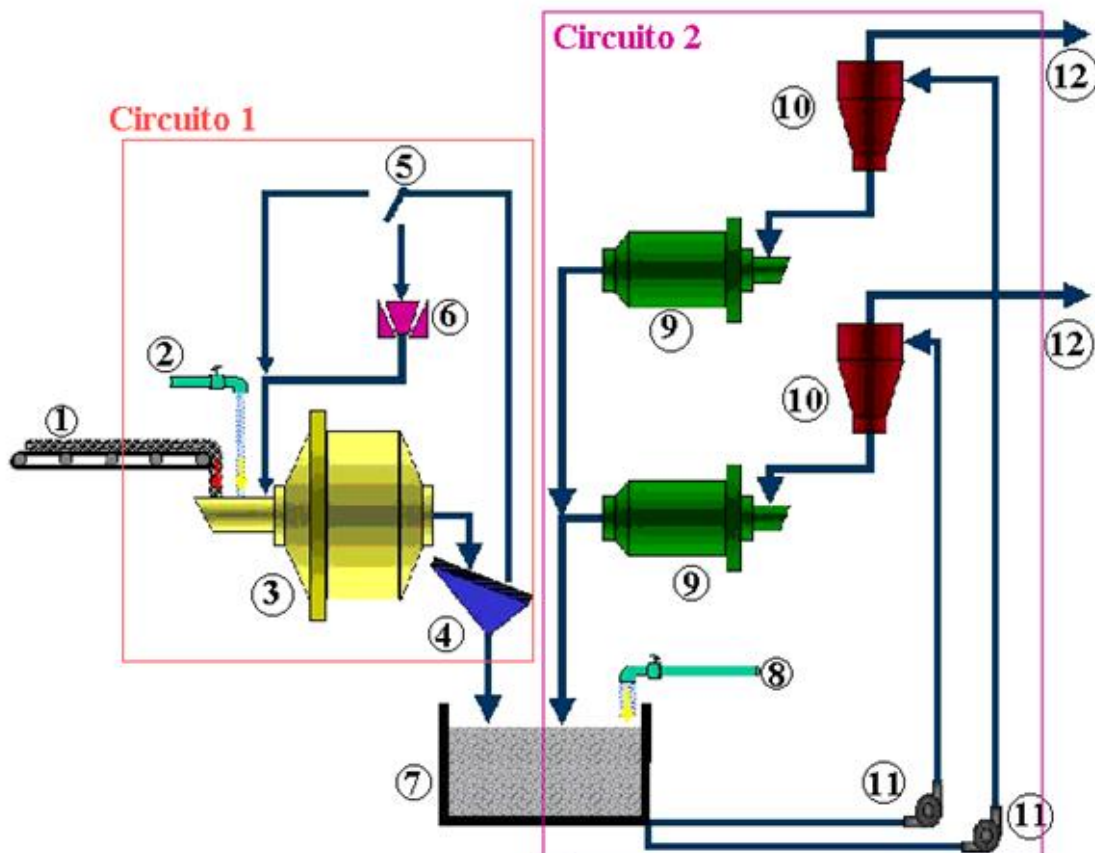


Figura 2.1-1 Circuitos del Simulador

El propósito del circuito de molienda SAG es el de moler el mineral hasta dejarlo de un tamaño máximo definido por el harnero vibratorio (4). El propósito del circuito de molienda

secundaria con bolas es el de entregar una pulpa de mineral de tamaño de partículas adecuado para su procesamiento en una planta de flotación. Estos dos circuitos están conectados en serie, a través de un pozo (7).

El circuito SAG está conformado por una correa transportadora de alimentación de mineral (1), una línea de agua (2), un molino SAG (3), un harnero vibratorio (4), un sistema de correas transportadoras de retorno de mineral grueso a molienda (5) y un chancador de pebbles (6).

El mineral que ingresa al circuito de molienda SAG proviene del proceso de chancado primario. Al mineral se le agrega agua al ingreso de la molienda SAG. El mineral de alimentación al circuito de molienda SAG se denominará “alimentación fresca”. Una vez procesada la alimentación fresca por el molino, entra en la etapa de clasificación por el harnero vibratorio, en donde aquellas partículas que no han alcanzado el tamaño especificado, vuelven al proceso de molienda. Este se puede hacer de dos maneras: pasando o no por el chancador de pebbles. El material que ha alcanzado el tamaño adecuado, sigue su camino hacia el pozo, en donde entra en el segundo circuito.

El circuito de molienda secundaria está conformado por un pozo (7), una línea de agua (8), dos bombas centrífugas (11), dos molinos de bolas (9) y dos baterías de seis hidrociclones cada una (10). La configuración mostrada corresponde a un circuito inverso de molienda secundaria dado que el mineral entra primero a una fase de clasificación en los hidrociclones y luego a molienda de bolas.

El pozo recibe el producto de la molienda SAG y las descargas de los molinos de bolas. En el pozo se agrega agua para formar una pulpa de mineral con una densidad adecuada para alimentar, mediante las bombas centrífugas (11), los hidrociclones (10). En los hidrociclones la pulpa de mineral que contiene las partículas de menor tamaño (12) es enviada a los procesos de flotación y la pulpa con partículas de tamaños mayores es enviada a molinos de bolas (9) para una mayor conminución. Finalmente, el producto de los molinos de bolas vuelve al pozo de bombeo de mineral (7).

2.2 MODELOS DE LAS OPERACIONES UNITARIAS

El modelo de la planta a simular está compuesto de modelos de operaciones unitarias interrelacionadas mediante sus flujos de entrada y salida. Las operaciones unitarias son: el molino SAG, el harnero, el chancador de pebbles, el pozo, las bombas centrífugas, los hidrociclones y los molinos de bolas. En este capítulo se analizará cada proceso en forma independiente y se formularán sus modelos matemáticos.

En general se llamará “flujos de alimentación” a las entradas de mineral y agua a los distintos procesos; “descargas”, a las salidas de mineral y agua de los procesos; y “rechazo”, a aquel material, que por alguna razón, recircula en el proceso.

Notaciones adicionales empleadas son las siguientes:

- El primer subíndice en variables y constantes identifica al proceso:
 - S : Molienda SAG
 - A : Harnero
 - C : Chancador de Pebbles
 - P : Pozo
 - B : Bombas Centrífugas
 - H : Hidrociclones
 - M : Molienda de Bolas
- Con la letra **f** se representan flujos máscicos de alimentación de mineral sólido
- Con la letra **q_i** se representan flujos máscicos de alimentación de agua
- Con la letra **p** se representan descargas de mineral sólido
- Con la letra **q_o** se representan descargas de agua
- Con las letras **r** se representan los rechazos
- Las sumas de las componentes de un vector se representan con letras mayúsculas

El listado de las variables y constantes utilizadas se encuentra en el “Glosario de Variables y Constantes” al final de esta memoria.

Los modelos matemáticos empleados son adaptaciones de modelos existentes. En ellos, tanto las entradas como las salidas corresponden a flujos máxicos [t/h] de mineral sólido y de agua. Los flujos máxicos de sólidos son modelados como vectores de flujos máxicos de partículas que están dentro de un intervalo de tamaños definido. Cada intervalo de tamaños está representado por un tamaño representativo que corresponde a la media geométrica del intervalo. Es decir:

Sea a un vector de flujo máxico: $a = [a_1 \ a_2 \ \dots \ a_n]$

en donde a_1 es el flujo para partículas de tamaño representativo X_1

en donde $X_1 = \sqrt{x_1 x_2}$ es el intervalo de las partículas χ tal que: $x_1 \leq \chi < x_2$

En los molinos (tanto el SAG como el de bolas) los flujos máxicos por intervalo de tamaño en la descarga, dependen tanto de los flujos de alimentación como de la variación del tamaño del mineral dentro del molino debido a la conminución. Los tiempos de residencia del mineral para cada intervalo de tamaño, así como las tasas de descarga para cada tamaño dependerán de las características propias del molino. Para representar matemáticamente estos procesos se utilizaron modelos dinámicos como se verá más adelante.

En el harnero, chancador de pebbles, bomba centrífuga e hidrociclones, se consideran despreciables los tiempos de residencia del mineral (para cada intervalo de tamaño) por lo que se utilizan modelos estáticos. El pozo es considerado un mezclador perfecto, de modo que la distribución granulométría en la alimentación (mezcla de las descargas del molino SAG y los molinos de bolas) es igual a la distribución granulométría en la descarga (alimentación de las bombas) y por lo tanto también se considera un modelo estático para los flujos máxicos.

2.2.1 Modelo de molino SAG

El Molino SAG está constituido por un cuerpo cilíndrico-cónico mayor diámetro que largo, puesto en forma horizontal y con un sistema de rotación en torno a su eje horizontal.



Figura 2.2-1 Molino SAG FLSmidth gearless, ring motor ABB

La Molienda Semiautógena se basa en el principio de que las colpas de mineral contenidas en la alimentación fresca producen su conminución así como la de partículas menores por el impacto entre ellas mismas. En los molinos SAG, a diferencia de los molinos AG (autógenos), se agregan algunas bolas de acero para ayudar la molienda. En los molinos de bolas o de barras son estos elementos los que producen la conminución.

A la alimentación fresca se le agrega agua. Como se verá más adelante la descarga de agua depende del contenido de sólidos dentro del molino. En este capítulo se analizará primero en comportamiento de los sólidos y luego el del agua dentro del molino.

i) Proceso de los sólidos

El proceso de los sólidos en el molino SAG se puede dividir en dos etapas:

- Molienda: Esta ocurre cuando dentro del molino, el choque de las colpas entre sí y con partículas menores, ayudadas por el impacto de bolas de acero, reducen tamaño del mineral contenido en el molino (colpas y partículas menores). Diremos que este proceso ocurre en la “cámara de molienda”

- Clasificación: El molino tiene en el extremo de descarga una parrilla interna y alzadores de pulpa. De esta manera el mineral que descarga el molino es una fracción del mineral contenido en el. El mineral que es rechazado por la parrilla permanece dentro del molino continuando su reducción de tamaño.

A continuación se desarrolla un modelo matemático que representa el proceso de molienda que experimentan los sólidos dentro del molino SAG. Se utiliza una forma simplificada de los modelos desarrollados por Weymont [1], Austin [2] y Barahona [3].

El simulador trabaja con vectores de flujos másicos de mineral por intervalos de tamaño. Se define X_i como el tamaño representativo de partículas que perteneces a un cierto intervalo de tamaños. Como convención X_1 es el tamaño mayor y X_n es el menor ($\forall i \in \mathbb{N} / 1 \leq i \leq n \Rightarrow X_1 \leq X_i \leq X_n$)

Se define a continuación los flujos másicos de sólidos considerados:

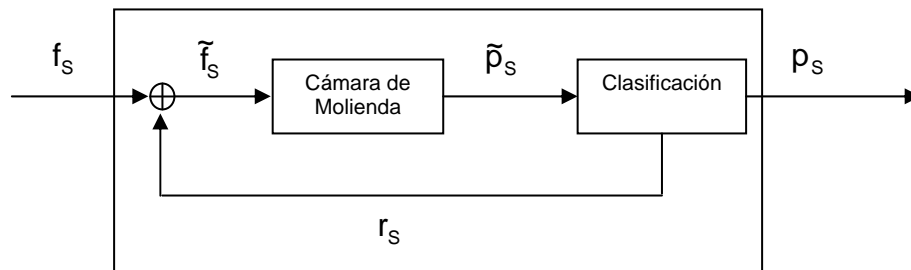


Figura 2.2-2 Diagrama de bloques del Molino SAG

- f_s : Vector de flujos de sólidos por intervalo de tamaños en la alimentación del Molino
- p_s : Vector de flujos de sólidos por intervalo de tamaños en la descarga del Molino

- \tilde{f}_s : Vector de flujos de sólidos por intervalo de tamaños en la alimentación a la cámara de molienda.
- \tilde{p}_s : Vector de flujos de sólidos por intervalo de tamaños en la salida de la cámara de molienda.
- r_s : Vector de flujos de sólidos por intervalo de tamaños que son rechazados por la parrilla dentro del Molino

Molienda

Se analiza el proceso de molienda del mineral dentro del molino. Con fines de modelamiento se dice que este proceso ocurre en la Cámara de Molienda.

Los modelos de Weymont [1], Austin [2] y Barahona [3] utilizan vectores de flujos de mineral “acumulados retenidos por malla”. Esto significa que, por ejemplo para la alimentación de sólidos a la cámara de molienda, el flujo $\tilde{f}_{s_1}^A$ representa la suma de los flujos de mineral de tamaños representativos mayores o iguales a X_1 . Como X_1 es el tamaño mayor, $\tilde{f}_{s_1}^A$ contiene sólo los flujos de tamaño X_1 , es decir $\tilde{f}_{s_1}^A = \tilde{f}_{s_1}$. De forma análoga, $\tilde{f}_{s_2}^A$ representa la suma de los flujos de mineral de tamaños representativos mayores o iguales a X_2 ($\tilde{f}_{s_2}^A = \tilde{f}_{s_1} + \tilde{f}_{s_2}$), $\tilde{f}_{s_3}^A$ representa la suma de los flujos de mineral de tamaños representativos mayores o iguales a X_3 , etc.

La Figura 2.2-3 muestra en forma esquemática los flujos retenidos por malla para la alimentación a la cámara de molienda.

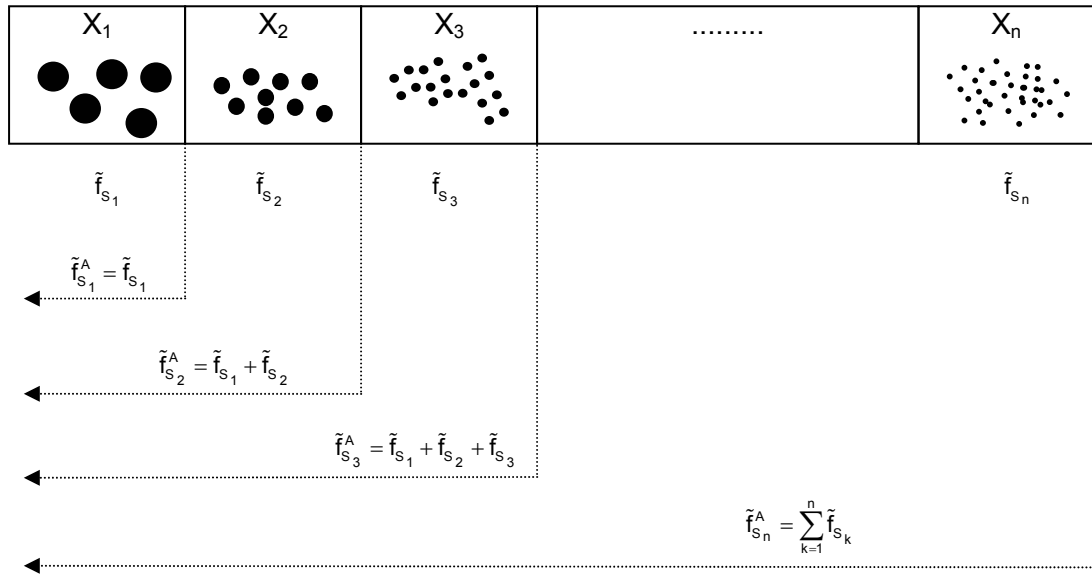


Figura 2.2-3 Esquema representativo de flujos acumulados retenidos por malla

Se define a continuación los flujos acumulados por malla en función de los flujos por intervalos de tamaño:

- Flujos en la entrada de la cámara de molienda:

$$\tilde{f}_{S_i}^A = \sum_{k=1}^i \tilde{f}_{S_k} \quad \tilde{f}_S^A = [\tilde{f}_{S_1}^A \quad \tilde{f}_{S_2}^A \quad \tilde{f}_{S_3}^A \quad \dots \quad \tilde{f}_{S_n}^A] \quad (2.2-1)$$

- Flujos de descarga de la cámara de molienda:

$$\tilde{p}_{S_i}^A = \sum_{k=1}^i \tilde{p}_{S_k} \quad \tilde{p}_S^A = [\tilde{p}_{S_1}^A \quad \tilde{p}_{S_2}^A \quad \tilde{p}_{S_3}^A \quad \dots \quad \tilde{p}_{S_n}^A] \quad (2.2-2)$$

El mineral acumulado dentro del molino se denomina hold-up y se representa por $w_S = [w_{S_1} \ w_{S_2} \ \dots \ w_{S_n}]$ en que w_{S_i} es la cantidad de mineral de tamaño representativo X_i que se encuentra dentro del molino.

Se define el hold-up de mineral “acumulado por malla” para el tamaño i como el hold-up de mineral con partículas de tamaño mayor o igual al tamaño i , es decir:

$$w_{S_i}^A = \sum_{k=1}^i w_{S_k} \quad w_S^A = [w_{S_1}^A \quad w_{S_2}^A \quad w_{S_3}^A \quad \dots \quad w_{S_n}^A] \quad (2.2-3)$$

En la cámara de molienda se tiene que la variación en el tiempo del mineral de tamaño superior o igual a X_i contenido dentro del molino, será igual al mineral de tamaño superior o igual a X_i que entre, menos el que salga y menos el mineral de tamaño superior o igual a X_i que producto de la molienda pase a tamaños inferiores a X_i . Si k_i^A es la tasa con que partículas de tamaño i o superior pasan a tamaños inferiores a i , podemos escribir:

$$\frac{d}{dt} w_{S_i}^A = \tilde{f}_{S_i}^A - \tilde{p}_{S_i}^A - k_i^A w_{S_i}^A \quad [2.2-4]$$

y en forma matricial se tiene:

$$\frac{d}{dt} w_S^A = \tilde{f}_S^A - \tilde{p}_S^A - k^A w_S^A \quad [2.2-5]$$

donde k^A es una matriz diagonal que contiene las tasas de molienda de mineral acumulado por malla.

Por conservación de masa se tiene que $k_n^A = 0$ ya que, considerando la totalidad del material, este no puede desaparecer y luego la variación del hold-up total será la diferencia entre los flujos de entrada y salida. Es decir:

$$\frac{d}{dt} w_n^A = \tilde{f}_{S_n}^A - \tilde{p}_{S_n}^A \quad (2.2-6)$$

Vale decir: “La variación en el tiempo de todo el mineral contenido en el molino es igual al mineral total que entra al molino menos el mineral total que sale”.

Dado que el simulador ocupa flujos de mineral por intervalo de tamaños, se transforma las ecuaciones obtenidas para flujos acumulados por malla en ecuaciones por intervalos de tamaño:

Para el tamaño X_1 :

$$\frac{d}{dt} w_{S_1}^A = \tilde{f}_{S_1}^A - \tilde{p}_{S_1}^A - k_1^A w_{S_1}^A$$

como:

$$w_{S_1}^A = w_{S_1} \quad \tilde{f}_{S_1}^A = \tilde{f}_{S_1} \quad \tilde{p}_{S_1}^A = \tilde{p}_{S_1}$$

se tiene:

$$\boxed{\frac{d}{dt} w_{S_1} = \tilde{f}_{S_1} - \tilde{p}_{S_1} - k_1^A w_{S_1}} \quad (2.2-7)$$

Para el tamaño X_2 :

$$\frac{d}{dt} w_{S_2}^A = \tilde{f}_{S_2}^A - \tilde{p}_{S_2}^A - k_2^A w_{S_2}^A$$

como:

$$w_{S_2}^A = w_{S_1} + w_{S_2} \quad \tilde{f}_{S_2}^A = \tilde{f}_{S_1} + \tilde{f}_{S_2} \quad \tilde{p}_{S_2}^A = \tilde{p}_{S_1} + \tilde{p}_{S_2}$$

se tiene:

$$\frac{d}{dt} w_{S_1} + \frac{d}{dt} w_{S_2} = \tilde{f}_{S_1} + \tilde{f}_{S_2} - (\tilde{p}_{S_1} + \tilde{p}_{S_2}) - k_2^A (w_{S_1} + w_{S_2})$$

utilizando [2.2-7] se obtiene:

$$\boxed{\frac{d}{dt} w_{S_2} = \tilde{f}_{S_2} - \tilde{p}_{S_2} - (k_2^A - k_1^A) \cdot w_{S_1} - k_2^A w_{S_2}} \quad (2.2-8)$$

Para el tamaño X_3 :

$$\frac{d}{dt} w_{S_3}^A = \tilde{f}_{S_3}^A - \tilde{p}_{S_3}^A - k_3^A w_{S_3}^A$$

como:

$$w_{S_3}^A = w_{S_1} + w_{S_2} + w_{S_3} \quad \tilde{f}_{S_3}^A = \tilde{f}_{S_1} + \tilde{f}_{S_2} + \tilde{f}_{S_3} \quad \tilde{p}_{S_3}^A = \tilde{p}_{S_1} + \tilde{p}_{S_2} + \tilde{p}_{S_3}$$

se tiene:

$$\frac{d}{dt} w_{S_1} + \frac{d}{dt} w_{S_2} + \frac{d}{dt} w_{S_3} = \tilde{f}_{S_1} + \tilde{f}_{S_2} + \tilde{f}_{S_3} - (\tilde{p}_{S_1} + \tilde{p}_{S_2} + \tilde{p}_{S_3}) - k_3^A (w_{S_1} + w_{S_2} + w_{S_3})$$

utilizando [2.2-7] y [2.2-8] se obtiene:

$$\boxed{\frac{d}{dt} w_{S_3} = \tilde{f}_{S_3} - \tilde{p}_{S_3} - (k_3^A - k_2^A) \cdot (w_{S_1} + w_{S_2}) - k_3^A w_{S_3}} \quad (2.2-9)$$

Para el tamaño X_i :

$$\frac{d}{dt} w_{S_i}^A = \tilde{f}_{S_i}^A - \tilde{p}_{S_i}^A - k_i^A w_{S_i}^A$$

como:

$$w_{S_i}^A = \sum_{k=1}^i w_{S_k} \quad \tilde{f}_{S_i}^A = \sum_{k=1}^i \tilde{f}_{S_k} \quad \tilde{p}_{S_i}^A = \sum_{k=1}^i \tilde{p}_{S_k}$$

procediendo de al misma forma que antes se obtiene:

$$\boxed{\frac{d}{dt} w_{S_i} = \tilde{f}_{S_i} - \tilde{p}_{S_i} - (k_i^A - k_{i-1}^A) \cdot \sum_{k=1}^{i-1} w_{S_k} - k_i^A \cdot w_{S_i}} \quad (2.2-10)$$

Para el tamaño X_n :

dado que $k_n^A = 0$ se tiene:

$$\boxed{\frac{d}{dt} w_{S_n} = \tilde{f}_{S_n} - \tilde{p}_{S_n} - (k_n^A - k_{n-1}^A) \cdot \sum_{k=1}^{n-1} w_{S_k}} \quad (2.2-11)$$

Escribiendo las ecuaciones en forma matricial se obtiene:

$$\boxed{\frac{d}{dt} w_S = \tilde{f}_S - \tilde{p}_S - k w_S} \quad (2.2-12)$$

en donde los elementos de la matriz k tienen los siguientes valores:

$$k_{i,j} = \begin{cases} 0 & i < j \\ k_i^A & i = j \\ k_i^A - k_{i-1}^A & i > j \end{cases} \quad (2.2-13)$$

Realizando un manejo algebraico se obtiene la siguiente relación:

$$k = R^{-1} k^A R \quad (2.2-14)$$

en donde R es una matriz cuyos elementos tienen los siguientes valores:

$$R_{i,j} = \begin{cases} 0 & i < j \\ 1 & i \geq j \end{cases} \quad (2.2-15)$$

Hasta el momento se ha desarrollado ecuaciones que representan la variación del hold-up de mineral por intervalo de tamaños en función de los flujos de alimentación y descarga, y tasas de molienda. Falta determinar los valores de las tasas de molienda acumuladas por malla k_i^A para poder determinar las tasas k_i .

Se ha observado experimentalmente que las tasas k_i^A dependen fuertemente de:

- El flujo de mineral
- El hold-up de mineral
- La potencia eléctrica consumida por el motor del Molino
- Características intrínsecas del mineral, como su dureza

El flujo de mineral y el hold-up de mineral están relacionados por las ecuaciones antes desarrolladas. En consecuencia se puede escribir:

$$\frac{d}{dt} W_s = \tilde{F}_s - \tilde{P}_s \quad (2.2-16)$$

con:

$$W_s = \sum w_s \quad \tilde{F}_s = \sum \tilde{f}_s \quad \tilde{P}_s = \sum \tilde{p}_s$$

L. G. Austin [4] determinó que el producto entre el material retenido dentro del molino y las tasas de molienda son directamente proporcionales a la potencia consumida por el molino.

Si se denomina k^E al vector con las constantes de proporcionalidad, entonces:

$$W_s k^A = S k^E \quad (2.2-17)$$

En que S es la potencia consumida por el motor del molino.

Luego:

$$k_i^A = \frac{S}{W_s} k_i^E \quad (2.2-18)$$

Las constantes k^E dependen sólo de características del mineral y serán identificadas para cada caso en forma experimental. Las constantes k^E se denominan: "tasas específicas de molienda".

Cuando el molino gira con velocidad constante, la potencia eléctrica que este consuma dependerá de la carga interna del molino. Austin [4] desarrolló una fórmula empírica para determinar la potencia consumida por el motor en función de la carga de mineral, agua y bolas; y de características intrínsecas del molino y del material que se está procesando.

Las ecuaciones se basan en balances de torque en torno al eje de rotación del molino. Se considera que el material dentro del molino es de un solo tipo. Este material equivalente se determina por el hold-up de mineral, de agua y de bolas. La densidad de este material equivalente será:

$$\tilde{\rho}_s = \frac{W_s + w_{SA} + w_{SB}}{V_{eq}} \quad (2.2-19)$$

En donde:

- w_{SA} : hold-up de agua
- w_{SB} : carga de bolas
- V_{eq} : Volumen que ocupa el material equivalente

Si V_S es el volumen interno del molino se puede escribir esta ecuación como sigue:

$$\tilde{\rho}_S = \frac{W_S + w_{SA} + w_{SB}}{J V_S} \quad (2.2-20)$$

En que J es la fracción del volumen del molino ocupado por el material equivalente.

Asumiendo que el molino es cilíndrico la ecuación empírica para el cálculo de la potencia consumida por el motor eléctrico del molino, desarrollada por Austin, es la siguiente:

$$S = \gamma_{S1} d_S^{2.5} l_S J (1 - \gamma_{S2} J) \tilde{\rho}_S \quad (2.2-21)$$

donde:

- d_S : diámetro del molino
- l_S : Largo del molino
- γ_{S1}, γ_{S2} : Parámetros identificables para cada molino

Para determinar J , Austin desarrolló una fórmula empírica en que relaciona W_S con el material equivalente y el espacio que ocupa este en el molino. La ecuación es la siguiente:

$$W_S = V_S [(1 - \varepsilon) J \rho_m - (1 - 0.4) J_B \rho_m] \quad (2.2-22)$$

En que:

- J_B : Porcentaje de carga de bolas, el que es conocido porque se sabe cuántas bolas fueron puestas en el molino. No se considera en este modelo el consumo de bolas.
- ε : Porosidad equivalente del mineral
- ρ_m : Densidad del mineral

Se considera una porosidad estándar de 0.4 para las bolas.

Luego se tiene:

$$J = \frac{1}{1 - \varepsilon} \left(\frac{W_s}{\rho_m V_s} + 0.6 J_B \right) \quad (2.2-23)$$

Clasificación - descarga de sólidos

Del mineral que se enfrenta a la parrilla interna del molino, una parte será descargada del molino y otra será rechazada y permanecerá en este.

Se define las tasas de rechazo por intervalo de tamaño c_i de manera que:

$$r_{S_i} = c_i \tilde{p}_{S_i} \quad (2.2-24)$$

$$p_{S_i} = (1 - c_i) \tilde{p}_{S_i} \quad (2.2-25)$$

En donde: r_{S_i}

- r_{S_i} : Flujo de rechazo de mineral para el tamaño representativo X_i
- p_{S_i} : Flujo de descarga del molino para el tamaño representativo X_i

Las ecuaciones matriciales son:

$$r_s = c \tilde{p}_s \quad (2.2-26)$$

$$p_s = (I - c) \tilde{p}_s \quad (2.2-27)$$

Para calcular las tasas de descarga se utiliza la siguiente relación: la descarga unitaria de la cámara de molienda es directamente proporcional al hold-up unitario del molino.

$$\frac{1}{\tilde{P}_s} \tilde{p}_s = \frac{1}{W_s} w_s \quad (2.2-28)$$

con:

$$\tilde{P}_s = \sum \tilde{p}_{s_i}$$

Empíricamente se determina la siguiente relación:

$$\tilde{P}_s = \delta_s \sqrt{W_s} \quad (2.2-29)$$

En que δ_s es una constante identificable para cada molino.

ii) Proceso del agua

De manera similar a como fueron establecidas las ecuaciones para los sólidos, se puede establecer la ecuación que rige al estado del hold-up de agua:

$$\frac{d}{dt} w_{SA} = q_{i_s} - q_{o_s} \quad (2.2-30)$$

donde q_{i_s} es el flujo de entrada de agua, y q_{o_s} el flujo en la descarga.

Como el agua no es fraccionable, en la forma aplicada a los sólidos, no se tiene una ecuación matricial. Por ello mismo también carece de sentido definir cambios, por lo que no aparece ninguna matriz k de transición de estados. En todo lo demás, se aprecia la

similitud de las formas de esta ecuación y la ecuación de estado para los sólidos. w_{SA} representa, entonces, el hold-up de agua en el molino.

La descarga de agua, q_{oS} , es proporcional al hold-up de agua en el molino w_{SA} . Sea α_S esta tasa de descarga de agua.

$$q_{oS} = \alpha_S w_{SA} \quad (2.2-31)$$

La tasa de descarga de agua, se obtiene empíricamente de la ecuación:

$$\alpha_S = \kappa_{S1} + \frac{\kappa_{S2}}{W_S^4} \quad (2.2-32)$$

en que κ_{S1} , κ_{S2} son constantes identificables para cada molino.

iii) Ecuación de Estado y Entrada-Salida

Un sistema dinámico descrito mediante ecuaciones de Estado y Entrada-Salida permite conocer inequívocamente la evolución en el tiempo de este, conociendo el estado inicial del sistema y las variables de entrada.

Sea:

X: Vector de variables de estado del sistema

U: Vector de variables de entrada del sistema

Y: Vector de variables de salida del sistema

θ : Vector de constantes del sistema

El sistema se dice que se puede representar mediante ecuaciones de estado y Entrada-Salida si este se puede escribir de la siguiente forma:

$$\frac{d\mathbf{X}}{dt} = \mathbf{F}(\mathbf{X}, \mathbf{U}, \boldsymbol{\theta})$$

$$\mathbf{Y} = \mathbf{H}(\mathbf{X}, \mathbf{U}, \boldsymbol{\theta})$$

El modelo del molino SAG es un sistema de ecuaciones de estado y Entrada-Salida, en este punto ordenaremos las ecuaciones vistas en los puntos anteriores para mostrar en forma explícita este hecho.

La ecuación (2.2-12) representa el comportamiento del hold-up de mineral dentro de la cámara de molienda del molino SAG, esta ecuación es:

$$\frac{d}{dt} w_s = \tilde{f}_s - \tilde{p}_s - k w_s$$

Del diagrama de la figura 2.2-2 se deduce que el mineral que entra a la cámara de molienda es igual a la suma de la alimentación fresca al molino SAG más el rechazo mineral de la parrilla interna del molino:

$$\tilde{f}_s = f_s + r_s \quad (2.2-33)$$

La ecuación (2.2-26) relaciona el rechazo del harnero interno con el mineral en la descarga de la cámara de molienda del molino, mediante tasas de clasificación.

$$r_s = c \tilde{p}_s$$

La ecuación (2.2-28) muestra la relación directa entre la descarga de la cámara de molienda y el hold-up de mineral.

$$\frac{1}{\tilde{P}_s} \tilde{p}_s = \frac{1}{W_s} w_s$$

donde: $W_s = \sum w_s$

La relación empírica (2.2-29) entrega el valor de la descarga total de la cámara de molienda.

$$\tilde{P}_s = \delta_s \sqrt{W_s}$$

Reuniendo las ecuaciones anteriores tenemos:

$$\frac{dw_s}{dt} = f_s + c \frac{\delta_s}{\sqrt{\sum w_s}} w_s - \frac{\delta_s}{\sqrt{\sum w_s}} w_s - k w_s \quad (2.2-34)$$

Utilizando las ecuaciones 2.2-14 y 2.2-17 se obtiene:

$$\frac{dw_s}{dt} = f_s + c \frac{\delta_s}{\sqrt{\sum w_s}} w_s - \frac{\delta_s}{\sqrt{\sum w_s}} w_s - R^{-1} \frac{S}{\sum w_s} k^E R w_s$$

$$\frac{dw_s}{dt} = f_s + \left[\frac{\delta_s}{\sqrt{\sum w_s}} (c - I) - \frac{S}{\sum w_s} R^{-1} k^E R \right] w_s \quad (2.2-35)$$

La potencia S consumida por el motor del molino se puede determinar por la ecuación 2.2-21:

$$S = \gamma_{s1} d_s^{2.5} I_s J (1 - \gamma_{s2} J) \tilde{\rho}_s$$

La densidad del material equivalente del molino $\tilde{\rho}_s$ y la fracción volumétrica en el molino J, están dadas por (2.2-20) y (2.2-23).

$$\tilde{\rho}_s = \frac{W_s + w_{SA} + w_{SB}}{J V_s}$$

$$J = \frac{1}{1 - \varepsilon} \left(\frac{W_s}{\rho_m V_s} + 0.6 J_B \right)$$

Luego se ve que la potencia del molino es función del hold-up total de sólidos W_s , del hold-up de agua w_{SA} y de las constantes: γ_{s1} , γ_{s2} , d_s , I_s , V_s , w_{SB} , ε , ρ_m y J_B

Luego se tiene:

$$\frac{dw_s}{dt} = f_s + \left[\frac{\delta_s}{\sqrt{\sum w_s}} (c - I) - \frac{S(\sum w_s, w_{SA})}{\sum w_s} R^{-1} k^E R \right] w_s \quad (2.2-36)$$

Por otro lado se tiene que la variación del hold-up de agua en el molino es igual a la diferencia entre el flujo de agua que entra al molino y la que sale de este, este hecho está representado por la ecuación 2.2-30.

$$\frac{d}{dt} w_{SA} = q_{i_s} - q_{o_s}$$

Utilizando las ecuaciones 2.2-31 y 2.2-32 podemos escribir la ecuación de estado del hold-up de agua de la siguiente forma:

$$\frac{d}{dt} w_{SA} = q_{i_s} - \left(\kappa_{S1} + \frac{\kappa_{S2}}{(\sum w_s)^4} \right) w_{SA} \quad (2.2-37)$$

Sea:

\mathbf{X}_S : Vector de variables de estado del Molino SAG

\mathbf{U}_S : Vector de variables de entrada del Molino SAG

\mathbf{Y}_S : Vector de variables de salida del Molino SAG

θ_S : Vector de constantes del Molino SAG

$$\mathbf{X}_S = \begin{bmatrix} w_s \\ w_{SA} \end{bmatrix} \quad \mathbf{U}_S = \begin{bmatrix} f_s \\ q_{i_s} \end{bmatrix} \quad \mathbf{Y}_S = \begin{bmatrix} p_s \\ q_{o_s} \end{bmatrix}$$

$$\theta_S = [\delta_s \quad c \quad R \quad k^E \quad \kappa_{S1} \quad \kappa_{S2} \quad \gamma_{S1} \quad \gamma_{S2} \quad d_s \quad I_s \quad V_s \quad w_{SB} \quad \varepsilon \quad \rho_m \quad J_B]^T$$

Luego:

$$\frac{d\mathbf{X}_s}{dt} = \mathbf{F}_s(\mathbf{X}_s, \mathbf{U}_s, \boldsymbol{\theta}_s)$$

$$\frac{d\mathbf{X}_s}{dt} = \frac{d}{dt} \begin{bmatrix} w_s \\ w_{SA} \end{bmatrix} = \mathbf{F}_s(\mathbf{X}_s, \mathbf{U}_s, \boldsymbol{\theta}_s) = \begin{bmatrix} f_s + \left[\frac{\delta_s}{\sqrt{\sum w_s}} (c - I) - \frac{S(\sum w_s, w_{SA})}{\sum w_s} R^{-1} k^E R \right] w_s \\ q_{is} - \left(\kappa_{s1} + \frac{\kappa_{s2}}{(\sum w_s)^4} \right) w_{SA} \end{bmatrix} \quad (2.2-38)$$

La ecuación (2.2-27) representa la descarga de sólidos del molino:

$$p_s = (I - c) \tilde{p}_s$$

Y dado que según (2.2-28) y (2.2-29), se tiene:

$$\frac{1}{\tilde{p}_s} \tilde{p}_s = \frac{1}{W_s} w_s$$

$$\tilde{p}_s = \delta_s \sqrt{W_s}$$

Se concluye que:

$$p_s = (I - c) \frac{\delta_s}{\sqrt{\sum w_s}} w_s \quad (2.2-39)$$

La descarga de agua está dada por las ecuaciones (2.2-31) y (2.2-32).

$$q_{o_s} = \alpha_s w_{SA}$$

$$\alpha_s = \kappa_{s1} + \frac{\kappa_{s2}}{W_s^4}$$

Luego:

$$\mathbf{q}_{o_s} = \left(\kappa_{s1} + \frac{\kappa_{s2}}{(\sum w_s)^4} \right) \mathbf{w}_{SA} \quad (2.2-40)$$

Finalmente obtenemos:

$$\mathbf{Y}_s = \begin{bmatrix} p_s \\ \mathbf{q}_{o_s} \end{bmatrix} = \mathbf{H}_s(\mathbf{X}_s, \boldsymbol{\theta}_s) = \begin{bmatrix} (I - c) \frac{\delta_s}{\sqrt{\sum w_s}} w_s \\ \left(\kappa_{s1} + \frac{\kappa_{s2}}{(\sum w_s)^4} \right) \mathbf{w}_{SA} \end{bmatrix} \quad (2.2-41)$$

2.2.2 Modelo de Harnero

Para este modelo, se emplea la adaptación de A. Casali al modelo de Karra. Primero se utiliza en el ámbito del procesamiento de los sólidos que pasan por el harnero, y luego se extienden sus resultados al caso del agua.

En esencia el harnero es una malla con un reticulado tal que permite el paso de las partículas que tengan un tamaño menor o igual al de la ranura.

Los flujos másicos utilizados en la modelación son los siguientes:

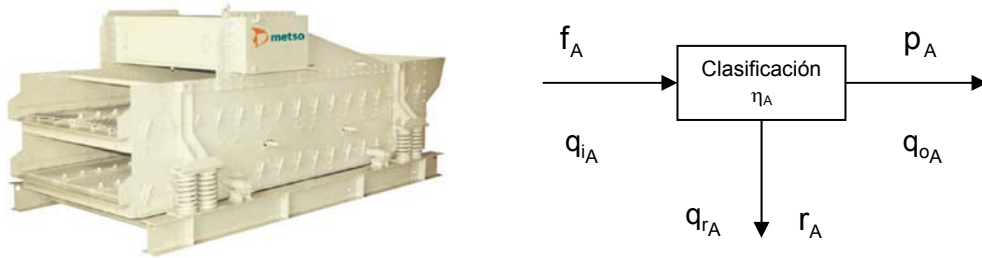


Figura 2.2-4 Ejemplo de harnero y diagrama de bloques

- f_A : Vector de flujos másicos por intervalo de tamaños en la alimentación al harnero
- p_A : Vector de flujos másicos por intervalo de tamaños en la descarga del harnero
- r_A : Vector de flujos másicos por intervalo de tamaños en el rechazo del harnero
- q_{iA} : Flujo másico de agua en la alimentación al harnero
- q_{oA} : Flujo másico de agua en la descarga del harnero
- q_{rA} : Flujo másico de agua en el rechazo del harnero

i) Proceso de los sólidos

Debido a la estructura plana de la malla del harnero, la selección del mineral que atravesará solo puede hacerse en dos dimensiones. Por esta razón pueden existir partículas en que dos de sus dimensiones sean menores que las ranuras del harnero y

aunque su tercera dimensión sea mayor, estas pasaran el harnero. Así también, puede ocurrir que partículas que tienen todas sus dimensiones menores que las dimensiones de las ranuras, no pasen el harnero por chocar con los bordes de la malla o con otras partículas. Luego el modelamiento deberá ser probabilístico.

Una manera de evitar tener que lidiar con los aspectos formales de la teoría de la probabilidad, es observar los resultados de experiencias realizadas en terreno. En este campo, entramos en los dominios de la estadística, en donde se pueden encontrar representaciones que simplifican la modelación.

Una de las simplificaciones que se usa tiene que ver con la eficiencia, definida como “la proporción de rocas que cumpliendo con un determinado tamaño no pasa por el harnero”. Esto puede deberse a que la roca no tiene el tamaño definido por el reticulado o está siendo obstaculizada en su intento de traspaso de la malla.

Karra propone la siguiente expresión para la ecuación de eficiencia para el tamaño i:

$$\eta_{A_i} = 1 - \exp \left[\kappa_{A1} \left(\frac{X_i}{d_{50}} \right)^{\kappa_{A2}} \right] \quad (2.2-42)$$

En que el d_{50} es diámetro para el cual pasa el 50% de las partículas. Para la determinación de esta variable se considera la simplificación de Casali:

$$d_{50} = \left(\frac{F_A F_{ua}}{1.6 \kappa_{A3}} \right)^{0.148} \quad (2.2-43)$$

donde:

- κ_{A1} , κ_{A2} , κ_{A3} son parámetros del sistema.
- F_{ua} representa la fracción de mineral alimentado de tamaño menor que la apertura del harnero.

De este modo, la cantidad de rocas que no pasa por el harnero, o rechazo es:

$$r_{A_i} = \eta_{A_i} f_{A_i} \quad (2.2-44)$$

Luego, la salida del harnero será:

$$p_A = f_A - r_A \quad (2.2-45)$$

o escrito para cada tamaño:

$$p_{A_i} = f_{A_i} - r_{A_i} \quad (2.2-46)$$

ii) Proceso del agua

Dado que los sólidos y líquidos entran y salen mezclados en el proceso, es que las cantidades de sólidos y agua deben ser proporcionales. Dado que la mayor parte del agua alimentada se va a la descarga, en el rechazo del harnero sólo queda el agua correspondiente a la humedad del mineral, que se estima en un 10% en promedio y por lo tanto:

$$q_{r_A} = 0.1 \sum_{k=1}^n r_{A_k} \quad (2.2-47)$$

y por lo tanto, la salida de agua es:

$$q_{o_A} = q_{i_A} - q_{r_A} \quad (2.2-48)$$

2.2.3 Modelo de Chancador de pebbles

Un chancador es un equipo que tiene una cavidad con un eje cónico excéntrico que tritura el mineral mediante el choque de este con las paredes de la cavidad. En la siguiente Figura 2.2-5 se esquematiza este proceso:

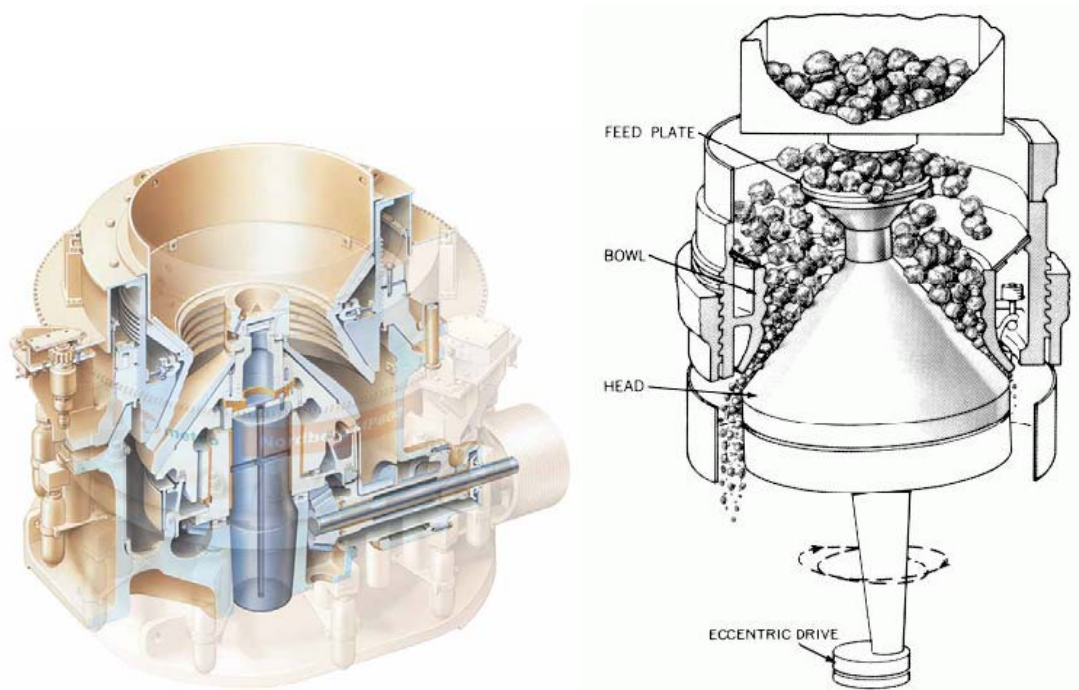


Figura 2.2-5 Corte de un Chancador de pebbles y esquema funcional

El modelo empleado para el Chancador es el de Andersen & Whiten que ha sido adaptado por Casali [5].

En el chancador se ha modelado considerando dos procesos independientes: clasificación de mineral, y ruptura (Figura 2.2-6).

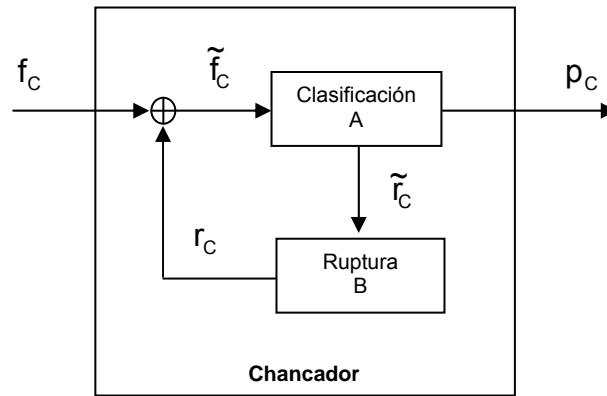


Figura 2.2-6 Diagrama de bloques del Chancador

Los flujos másicos utilizados en la modelación son los siguientes:

- f_C : Vector de flujos de sólidos en la entrada al chancador
- \tilde{f}_C : Vector de flujos de sólidos en la entrada a clasificación
- p_C : Vector de flujos de sólidos en la descarga del chancador
- r_C : Vector de flujos de sólidos de rechazo que sale de la fase ruptura y recircula hacia la fase de ruptura
- \tilde{r}_C : Vector de flujos de sólidos de rechazo que entra a ruptura
- q_{iC} : Flujo másico de agua que entra al chancador
- q_{oC} : Flujo másico de agua que sale del chancador

i) Proceso de los sólidos

Del mineral que entra al chancador una porción de este pasará directamente a la descarga y otro tanto será fraccionado. Como se ve, al contrario de lo que se tiene en el

molino SAG, en el chancador comprende primero por un proceso de clasificación y luego por uno de ruptura.

El material que entra a la fase de clasificación “ \tilde{f}_C ” es igual a la suma del flujo de mineral fresco que entra al chancador producto del rechazo del harnero “ f_C ” ($f_C = p_A$) más el flujo de mineral que no fue descargado por el chancador y que pasó por ruptura “ r_C ”.

$$\tilde{f}_C = f_C + r_C \quad (2.2-49)$$

El flujo másico de mineral que no pasa a la descarga se calcula en función de tasas de descarga. Sea “A” la matriz diagonal con las tasas de descarga por intervalo de tamaños. Luego el flujo másico de mineral que no pasó a descarga es:

$$\tilde{r}_C = A \tilde{f}_C \quad (2.2-50)$$

El mineral rechazado, pasará a una fase de ruptura. Si “B” es la matriz que contiene las eficiencias de ruptura, se tiene que el vector de rechazo de mineral “ r_C ” vale:

$$r_C = B \tilde{r}_C = B A \tilde{f}_C \quad (2.2-51)$$

reemplazando en (2.2-4)] se tiene:

$$\begin{aligned} \tilde{f}_C &= f_C + B A \tilde{f}_C \\ (I - B A) \tilde{f}_C &= f_C \end{aligned} \quad (2.2-52)$$

$$\tilde{f}_C = (I - B A)^{-1} f_C$$

luego la ecuación para el flujo másico de descarga del chancador es:

$$\begin{aligned} p_C &= \tilde{f}_C - A \tilde{f}_C \\ p_C &= (I - A)(I - B A)^{-1} f_C \end{aligned} \quad (2.2-53)$$

La clasificación del material depende del flujo de mineral de entrada y de características físicas del Chancador.

Para el cálculo de las tasas de clasificación para cada intervalo de tamaño (las que están contenidas en la matriz “A”) experimentalmente se ha determinado la siguiente ecuación:

$$a_i = \begin{cases} 1 & X_i > \kappa_{C2} \\ 1 - \frac{\kappa_{C2} - X_i}{\kappa_{C2} - \kappa_{C1}} & \kappa_{C1} < X_i < \kappa_{C2} \\ 0 & X_i < \kappa_{C1} \end{cases} \quad (2.2-54)$$

Las variables auxiliares κ_{C1} y κ_{C2} se calculan con las siguientes ecuaciones:

$$\kappa_{C1} = \gamma_{C0} + \gamma_{C1} d_{CE} + \gamma_{C2} F_C + \gamma_{C3} F_{80} \quad (2.2-55)$$

$$\kappa_{C2} = \gamma_{C4} + \gamma_{C5} d_{CE} + \gamma_{C6} F_C + \gamma_{C7} F_{80} \quad (2.2-56)$$

Donde:

- d_{CE} : abertura de descarga (closed setting) del Chancador en [mm]
- $F_C = \sum f_{C_i}$: flujo total de entrada al Chancador
- F_{80} : tamaño representativo X_i tal que la suma de los flujos de alimentación de tamaños inferiores o iguales a X_i constituyen el 80% de la alimentación total del Chancador
- $\gamma_{C0} \rightarrow \gamma_{C7}$: constantes características del Chancador

En la fase de ruptura se supone que en el flujo másico de partículas con tamaño representativo X_i en la salida de la fase de ruptura “ r_{C_i} ” está compuesta sólo por el aporte de partículas del flujo de entrada “ \tilde{r}_C ” de tamaños mayores a X_i . Luego se tiene que no hay partículas del tamaño mayor X_1 en el rechazo del chancador. Además, por ley de conservación de la materia, se tendrá que el flujo másico de las partículas de los últimos dos tamaños “ X_{n-1} ” y “ X_n ” en “ \tilde{r}_C ” pasarán íntegramente a “ r_C ”. Es decir, la matriz de ruptura está determinada por:

$$b_{i,j} = \begin{cases} 0 & i \leq j \\ \psi_i - \psi_{i-1} & 1 < i < n \quad j = 1 \\ b_{(i-1),(j-1)} & 2 < i < n \quad 1 < j < i \\ 1 - \sum_{k=1}^{n-1} b_{k,j} & i = n \quad 1 < j < n-1 \\ 1 & i = n \quad j \geq n-1 \end{cases} \quad (2.2-57)$$

$$B = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ \psi_1 - \psi_2 & 0 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ \psi_2 - \psi_3 & \psi_1 - \psi_2 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ \psi_3 - \psi_4 & \psi_2 - \psi_3 & \psi_1 - \psi_2 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ \psi_4 - \psi_5 & \psi_3 - \psi_4 & \psi_2 - \psi_3 & \psi_1 - \psi_2 & 0 & & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & & \vdots \\ \psi_{n-2} - \psi_{n-1} & \psi_{n-3} - \psi_{n-2} & \psi_{n-4} - \psi_{n-3} & \psi_{n-5} - \psi_{n-4} & \dots & \psi_2 - \psi_3 & \psi_1 - \psi_2 & 0 & 0 \\ 1 - (\psi_1 - \psi_{n-1}) & 1 - (\psi_1 - \psi_{n-2}) & 1 - (\psi_1 - \psi_{n-3}) & 1 - (\psi_1 - \psi_{n-4}) & \dots & 1 - (\psi_1 - \psi_3) & 1 - (\psi_1 - \psi_2) & 1 & 1 \end{bmatrix}$$

En que:

$$\psi_i = 1 - \left[1 - \left(\frac{X_i}{X_1} \right)^{\gamma_{C8}} \right]^{K_{C3}} \quad (2.2-58)$$

$$K_{C3} = \gamma_{C9} + \gamma_{C10} d_{CE} + \gamma_{C11} F_C + \gamma_{C12} F_{80} \quad (2.2-59)$$

ii) Proceso del agua

La mayor parte del agua contenida en la pulpa de mineral que sale del molino SAG pasa el harnero junto con los sólidos menores hacia el pozo, luego el agua que entra al chancador es mínima y está poco adherida a los pebbles y por lo tanto la mayor parte pasa directamente a la descarga.

Por lo anterior el modelo supone que el flujo de agua que entra al chancador es igual al flujo de agua que sale y que no existe ningún tipo de recirculación. Es decir:

$$q_{oC} = q_{iC} \quad (2.2-60)$$

2.2.4 Modelo de Pozo

El circuito de molienda que se está simulando contiene un pozo de acumulación de mineral (Figura 2.2-7), según se describió en 2.1. Los flujos másicos considerados en este modelo son los siguientes:

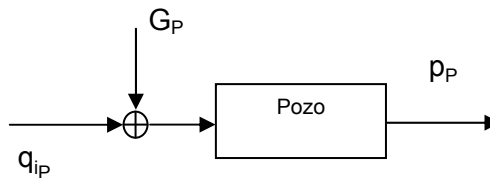


Figura 2.2-7 Diagrama de bloques del Pozo

- f_P : Vector de flujos de sólidos en la entrada al pozo
- p_P : Vector de flujos de sólidos en la salida del pozo
- q_{iP} : Flujo másico de agua que entra al pozo
- q_{oP} : Flujo másico de agua que sale del pozo
- G_P : Flujo másico de agua externo que se agrega al pozo

i) Proceso de la pulpa de mineral

A diferencia de los modelos vistos anteriormente, en el modelo del pozo no tiene sentido separar los procesos de sólidos y del agua. Todos los fenómenos que ocurren en el pozo consideran una pulpa de mineral uniforme.

Si ρ_m es la densidad del mineral de entrada al pozo, entonces el flujo volumétrico de entrada al pozo es el siguiente:

$$\bar{f}_p = \frac{F_p}{\rho_m} + q_{ip} + G_p \quad (2.2-61)$$

donde:

$$F_p = \sum f_p$$

Si A_p es el área transversal equivalente del pozo, en el punto de operación, y h_p es la altura o nivel de la pulpa en el pozo, la variación en el tiempo del volumen de pulpa en el pozo, será igual al flujo volumétrico de pulpa en la alimentación al pozo menos el flujo volumétrico de pulpa en su descarga.

Llamando \bar{p}_p al flujo volumétrico de salida del pozo, se tiene:

$$A_p \frac{dh_p}{dt} = \bar{f}_p - \bar{p}_p \quad (2.2-62)$$

Si ρ_{tp} es la densidad de la pulpa en el pozo, la ecuación con flujos másicos es la siguiente:

$$\frac{d}{dt} (A_p h_p \rho_{tp}) = F_p + q_{ip} + G_p - \bar{p}_p \rho_{tp} \quad (2.2-63)$$

Desarrollando:

$$A_p h_p \frac{d\rho_{tp}}{dt} + A_p \rho_{tp} \frac{dh_p}{dt} = F_p + q_{ip} + G_p - \bar{p}_p \rho_{tp}$$

Reemplazando el valor de $\frac{dh_p}{dt}$, en (2.2-62), se tiene:

$$A_p h_p \frac{d\rho_{tp}}{dt} + A_p \rho_{tp} \frac{1}{A_p} \left(\frac{F_p}{\rho_m} + q_{ip} + G_p - \bar{p}_p \right) = F_p + q_{ip} + G_p - \bar{p}_p \rho_{tp}$$

Simplificando y despejando $\frac{d\rho_{t_p}}{dt}$ se tiene:

$$\frac{d\rho_{t_p}}{dt} = \frac{1}{A_p h_p} \left[\left(1 - \frac{\rho_{t_p}}{\rho_m} \right) F_p + (1 - \rho_{t_p}) (q_{i_p} + G_p) \right] \quad (2.2-64)$$

El porcentaje de sólidos en la pulpa es:

$$c_p = \frac{\rho_m}{1 - \rho_m} \frac{1 - \rho_{t_p}}{\rho_{t_p}} \quad (2.2-65)$$

Luego los flujos máscicos de sólidos y agua en la descarga del pozo son:

$$P_p = \bar{p}_p \rho_{t_p} c_p \quad (2.2-66)$$

$$q_{o_p} = \bar{p}_p \rho_{t_p} (1 - c_p) \quad (2.2-67)$$

La distribución granulométrica del flujo máscico de sólidos en la descarga del pozo p_p es la misma distribución que tiene el material contenido en el pozo w_p y está dada por la siguiente función de estado:

$$\frac{d}{dt} w_p = f_p - p_p \quad (2.2-68)$$

2.2.5 Modelo de Bomba Centrífuga

En el simulador se considera una bomba centrífuga de velocidad variable que extrae la pulpa del pozo y la eleva hasta las baterías de hidrociclones, como se ilustra a continuación (Figura 2.2-8):

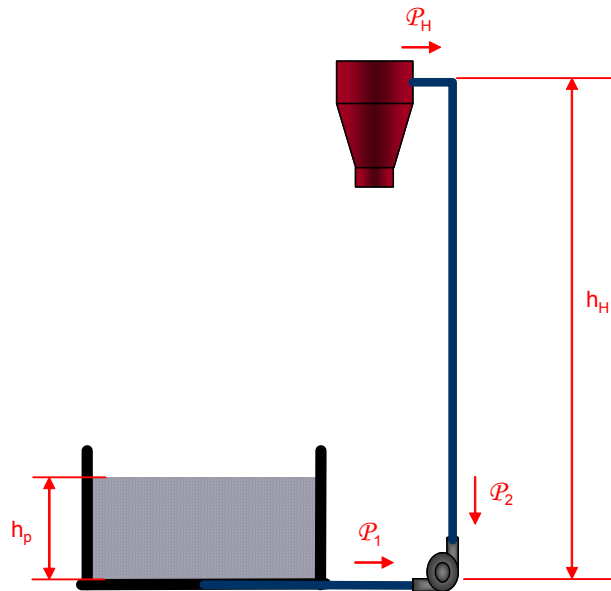


Figura 2.2-8 Circuito de la bomba centrífuga

El modelo de la bomba considera flujos volumétricos y presiones. En la bomba el flujo volumétrico de alimentación es igual al de descarga " \bar{f}_B " y es función de las presiones en la alimentación " P_{B1} " y en la descarga " P_{B2} " de la bomba, y de la velocidad " v_B " de la bomba.

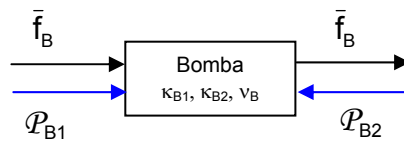


Figura 2.2-9 Diagrama de bloques de la bomba

El flujo volumétrico de pulpa \bar{f}_B que impulsa la bomba es proporcional a la velocidad de la bomba e inversamente proporcional a la diferencia entre las presiones de alimentación y de descarga:

$$\bar{f}_B = \kappa_{B1} v_B - \kappa_{B2} [\mathcal{P}_{B2} - \mathcal{P}_{B1}] \quad (2.2-69)$$

En donde κ_{B1} y κ_{B2} son constantes de proporcionalidad propias de cada bomba.

La presión en la alimentación " \mathcal{P}_{B1} " es causada por la columna de pulpa en el pozo. La densidad de la pulpa es la densidad de esta en el pozo de mineral ρ_{tp} , luego se tiene:

$$\mathcal{P}_{B1} = \rho_{tp} g h_p \quad (2.2-70)$$

donde g es la aceleración de gravedad.

La presión en la descarga de la bomba será igual a la suma de la presión ejercida en la alimentación a los hidrociclones, " \mathcal{P}_H ", más el peso de la columna de pulpa en las cañerías que alimentan a los hidrociclones, más las pérdidas por roce de la pulpa en las cañerías " \mathcal{P}_{B3} " y más las pérdidas singulares " \mathcal{P}_{B4} " causadas por el enfrentamiento del flujo de pulpa con quiebres (como codos) en las cañerías. Es decir:

$$\mathcal{P}_{B2} = \mathcal{P}_H + \rho_{tp} g h_H + \mathcal{P}_{B3} + \mathcal{P}_{B4} \quad (2.2-71)$$

Las pérdidas por fricción dependen de la velocidad de la pulpa " v_P ", del diámetro " d_T " y longitud " L_T " de la tubería, y de un factor de pérdidas de fricción " κ_{TF} " que es característico de la tubería. La ecuación que representa estas pérdidas es:

$$\mathcal{P}_{B3} = \kappa_{TF} \frac{L_T}{d_T} \frac{v_P^2}{2g} \quad (2.2-72)$$

Las pérdidas por singularidades dependen de la velocidad de la pulpa " v_P " y de las características topológicas del sistema de tuberías, las que se representan en un factor de pérdidas singulares κ_{TS} . La ecuación que representa estas pérdidas es:

$$\mathcal{P}_{B4} = \kappa_{TS} \frac{v_P^2}{2g} \quad (2.2-73)$$

Reemplazando se obtiene:

$$\mathcal{P}_{B2} = \mathcal{P}_H + \rho_{tp} g h_H + \kappa_{TF} \frac{L_T}{d_T} \frac{v_P^2}{2g} + \kappa_{TS} \frac{v_P^2}{2g} \quad (2.2-74)$$

Si A_T es el área transversal de la cañería, entonces la velocidad de la pulpa está dada por:

$$v_P = \frac{\bar{f}_B}{A_T} \quad (2.2-75)$$

Luego:

$$\begin{aligned} \mathcal{P}_{B2} &= \mathcal{P}_H + \rho_{tp} g h_H + \kappa_{TF} \frac{L_T}{d_T} \frac{1}{2g} \left(\frac{\bar{f}_B}{A_T} \right)^2 + \kappa_{TS} \frac{1}{2g} \left(\frac{\bar{f}_B}{A_T} \right)^2 \\ \mathcal{P}_{B2} &= \mathcal{P}_H + \rho_{tp} g h_H + \bar{f}_B^2 \left(\frac{L_T}{A_T^2 d_T} \frac{\kappa_{TF}}{2g} + \frac{1}{A_T^2} \frac{\kappa_{TS}}{2g} \right) \end{aligned} \quad (2.2-76)$$

Sea:

$$\kappa_{B3} = \frac{L_T}{A_T^2 d_T} \frac{\kappa_{TF}}{2g} + \frac{1}{A_T^2} \frac{\kappa_{TS}}{2g} \quad (2.2-77)$$

en que κ_{B3} sólo depende de parámetros geométricos y las constantes del sistema.

Obtenemos:

$$\mathcal{P}_{B2} = \mathcal{P}_H + \rho_{tp} g h_H + \kappa_{B3} \bar{f}_B^2 \quad (2.2-78)$$

Reemplazando en (2.2-60) el valor de las presiones se obtiene el valor de la presión en la entrada a los hidrociclones:

$$\bar{f}_B = \kappa_{B1} v_B - \kappa_{B2} \left[\left(\mathcal{P}_H + \rho_{tp} g h_H + \kappa_{B3} \bar{f}_B^2 \right) - \left(\rho_{tp} g h_P \right) \right]$$

$$\bar{f}_B = \kappa_{B1} v_B - \kappa_{B2} \mathcal{P}_H - \kappa_{B2} \left[\rho_{tp} g (h_H - h_P) + \kappa_{B3} \bar{f}_B^2 \right]$$

$$\mathcal{P}_H = \frac{\kappa_{B1}}{\kappa_{B2}} v_B - \frac{\bar{f}_B}{\kappa_{B2}} - \rho_{tp} g (h_H - h_P) + \kappa_{B3} \bar{f}_B^2 \quad (2.2-79)$$

2.2.6 Modelo de Hidrociclón

i) Descripción fenomenológica

El Hidrociclón es un clasificador de mineral muy eficiente en partículas pequeñas. Su principio de funcionamiento se basa en aplicar fuerza centrífuga a las partículas entrantes.

En la Figura 2.2-10 se muestra una batería de hidrociclones y un esquema, como se puede apreciar el hidrociclón está compuesto de un cuerpo cónico abierto unido en la parte superior con una sección cilíndrica que tiene una entrada en involuta de alimentación de mineral. En la parte inferior del cono está el orificio de salida del mineral grueso, el que se denomina "Spigot". La parte superior de la sección cilíndrica está cerrada excepto en el centro donde entra axialmente una cañería de descarga del mineral fino. La cañería se extiende hacia dentro del hidrociclón por medio de una sección corta y removible llamada "vortex finder", la que previene que el mineral de alimentación pase directamente a la descarga de finos.

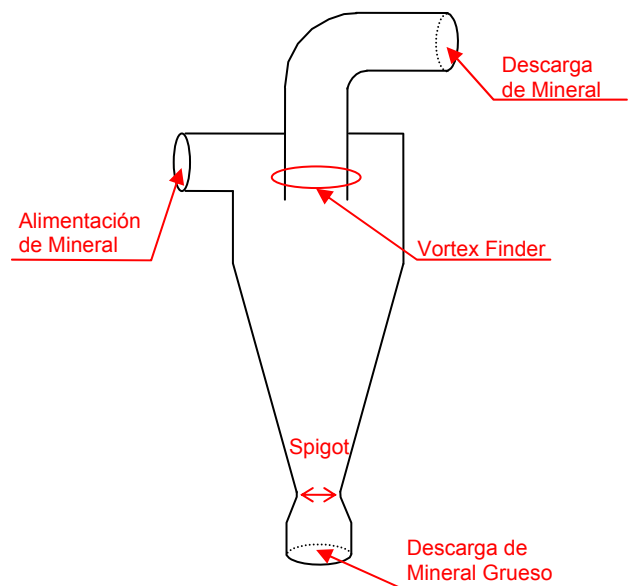


Figura 2.2-10 Batería de hidrociclones y esquema del hidrociclón

La pulpa de mineral ingresa tangencial a las paredes del Hidrociclón y con alta presión (sobre 7 psi) produciéndose un vórtice dentro de este. Las partículas de mineral se ven sometidas a fuerzas centrífugas creándose una zona de baja presión alrededor del eje vertical (ver Figura 2.2-11).

La fuerza centrífuga será mayor sobre las partículas de mayor tamaño, ya que aunque la densidad de todas las partículas no es la misma, como el tamaño incide mucho más que la densidad en la masa de las partículas (exponente 3 v/s exponente 1), luego las partículas mayores tendrán mayor masa. De esta forma, en la zona cercana a las paredes cónicas del Hidrociclón habrá preferentemente partículas de tamaños mayores ya que pesan más, además esta zona está bajo alta presión y la velocidad tangencial es menor, por lo cual estas partículas escurren hacia la parte inferior del Hidrociclón.

Alrededor del eje vertical del Hidrociclón se genera una zona de baja presión con partículas de menor tamaño, más livianas y con mayor velocidad. Cuando el Hidrociclón está funcionando en forma adecuada, la baja presión en la zona axial, induce que aire ingrese por el spigot para igualar presiones, generando un vórtice, el que arrastra las partículas menores hacia la salida superior. El mineral grueso saldrá por los bordes externos del spigot, quedando la columna de aire en el eje axial del Hidrociclón. La columna de aire está compuesta por aire que ingresa desde el exterior más el aire disuelto en la pulpa de mineral.

El flujo de mineral grueso que sale por la parte inferior del Hidrociclón se denomina “rechazo”. El mineral fino que sale por la parte superior del Hidrociclón se denomina “rebose”.

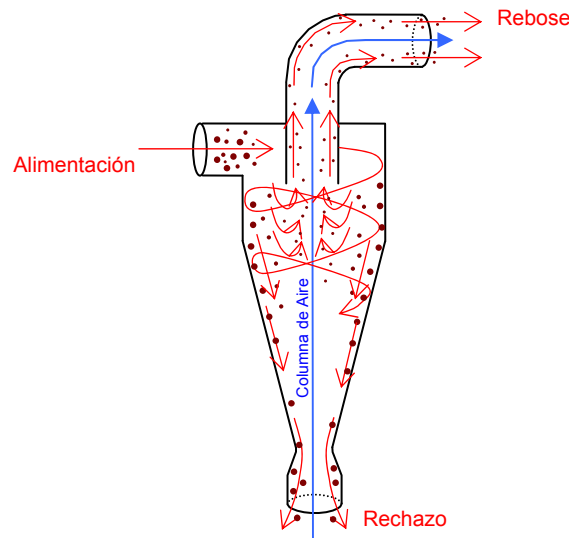


Figura 2.2-11 Funcionamiento del Hidrociclón

ii) Modelo utilizado en el simulador

En el simulador se utiliza el modelo de Hidrociclón desarrollado por Lynch y Rao [6] con la ecuación de eficiencia de Plitt [7]. En este se consideran por separado los flujos de sólidos y de agua. El diagrama en bloques del modelo de Hidrociclón es el siguiente:

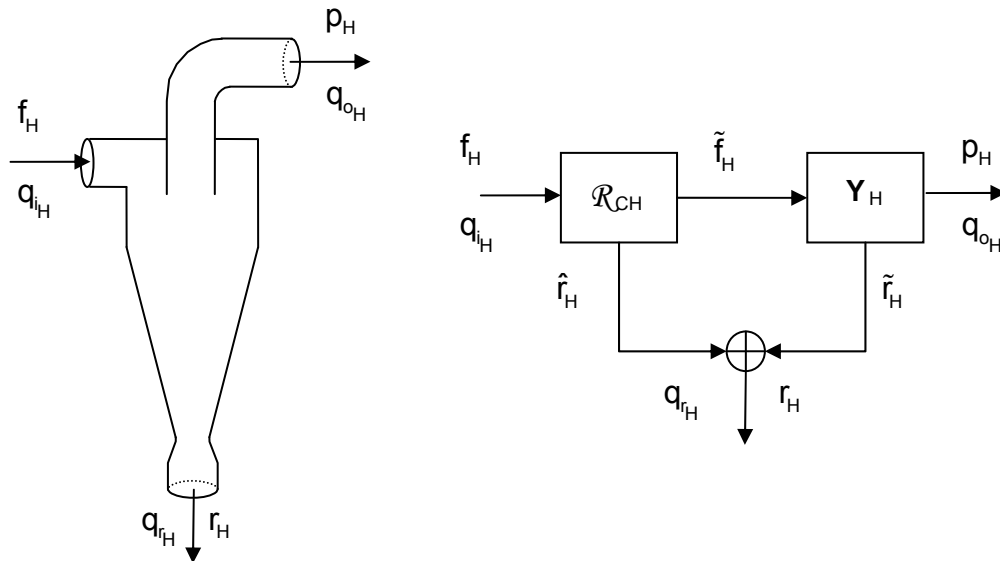


Figura 2.2-12 Circuito y diagrama de bloques del Hidrociclón

De acuerdo a los procesos cinéticos descritos en el capítulo anterior, la densidad de agua en la pulpa es distinta en las diferentes zonas interiores del hidrociclón. No todo el mineral fino es arrastrado hacia el rebose, mineral fino disuelto en una pulpa con un cierto contenido de agua mínimo es conducido al rechazo. El modelo representa este hecho separando el mineral en el rechazo en dos, uno que sólo es función de la densidad de agua en la pulpa (el que se dice que es “arrastrado por el agua”) y otro que es producto de clasificación.

De esta forma el mineral que es arrastrado por el agua al rechazo es:

$$\hat{r}_H = \mathcal{R}_{CH} f_H \quad (2.2-80)$$

En donde \mathcal{R}_{CH} es el “Rechazo de Agua” o “Cortocircuito de Agua” y está definido como el cociente entre el flujo de agua en la alimentación q_{iH} y en el rechazo q_{rH} .

$$\mathcal{R}_{CH} = \frac{q_{rH}}{q_{iH}} \quad (2.2-81)$$

Se tiene que:

$$q_{rH} = q_{iH} - q_{oH} \quad (2.2-82)$$

En forma empírica [6] se encontró una relación para el flujo de agua en el rebose, la cual depende del porcentaje de sólidos en la alimentación c_{pFH} y el número de Hidrociclones (n_H).

$$q_{oH} = 1.1q_{iH} - (3.96c_{pFH} + \kappa_{H2})n_H \quad (2.2-83)$$

Donde κ_{H2} es un parámetro identificable para cada Hidrociclón.

Luego el mineral que va a clasificación es:

$$\tilde{f}_H = f_H - \hat{r}_H = (1 - \mathcal{R}_{CH})f_H \quad (2.2-84)$$

El flujo másico de mineral que va al rechazo producto de clasificación es:

$$\tilde{r}_H = Y_H \tilde{f}_H \quad (2.2-85)$$

En donde Y es la matriz diagonal de clasificación, y está dada por:

$$Y_H = \begin{bmatrix} y_{H_1} & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & y_{H_2} & & \vdots \\ \vdots & & \ddots & 0 \\ 0 & \cdots & 0 & y_{H_n} \end{bmatrix} \quad (2.2-86)$$

con [7]:

$$y_{H_i} = 1 - e^{-0.693 \left(\frac{x_i}{d_{50}} \right)^{\alpha_H}} \quad (2.2-87)$$

Donde:

- x_i : Tamaño representativo del intervalo de tamaño i .
- α_H : Parámetro de Plitt.
- d_{50} : Diámetro para el cual el 50% de las partículas que son clasificadas pasan al rechazo.

Para determinar el d_{50} se desarrolló [6] la siguiente ecuación empírica, la que es función de características físicas, de la presión de alimentación al Hidrociclón y del agua en el rebose:

$$d_{50} = \exp \left(\frac{d_{vf}}{6.6} - \frac{d_{sp}}{8.9} + \frac{\mathcal{P}_H}{10.7} - \frac{q_{oH}}{47.2 n_H} + \kappa_{H3} \right) \quad (2.2-88)$$

Donde:

- d_{vf} : Diámetro del buscador de vórtice (*vortex finder*).
- d_{sp} : Diámetro del orificio de salida (*spigot*).
- \mathcal{P}_H : Presión de la pulpa de mineral en la alimentación de los hidrociclones.
- κ_{H3} : Parámetro del hidrociclón.

La presión de la pulpa de mineral en la alimentación de los hidrociclones, se determina por la siguiente ecuación empírica [6]:

$$\mathcal{P}_H = 13.725 \left(\frac{\bar{f}_H}{1.48 d_{vf} n_H (1 - c_p)^{0.125} \kappa_{H1}} \right)^2 \quad (2.2-89)$$

En donde κ_{H1} es un parámetro del sistema y \bar{f}_H el flujo volumétrico total de pulpa en la alimentación al Hidrociclón. Se puede observar que:

$$\bar{f}_H = \frac{F_H}{\rho_m} + q_{iH} = \frac{F_H}{\rho_t c_P} \quad (2.2-90)$$

El rechazo de mineral, el que será enviado a los molinos de bolas, es:

$$r_H = \hat{r}_H + \tilde{r}_H \quad (2.2-91)$$

En que ρ_m es la densidad del mineral, ρ_t es la densidad de la pulpa de mineral en la entrada a los Hidrociclones (la que es igual al de la salida del pozo) y F_H es el flujo másico total de mineral en la alimentación a los Hidrociclones.

Por último tenemos que el vector de flujo másico de mineral por intervalos de tamaños en el rebose es:

$$p_H = \tilde{f}_H - \tilde{r}_H \quad (2.2-92)$$

2.2.7 Modelo de Molino de Bolas

El Molino de Bolas está constituido por un cuerpo cilíndrico puesto en forma horizontal, con un sistema que le permite girar en torno a su eje horizontal, en cuyo interior ingresa el mineral a ser molido.

Dentro del Molino se colocan bolas de acero. Al girar, el molino levanta por sus paredes la pulpa de mineral y las bolas. Por gravedad estos caen y las bolas al golpear el mineral lo reduce de tamaño.

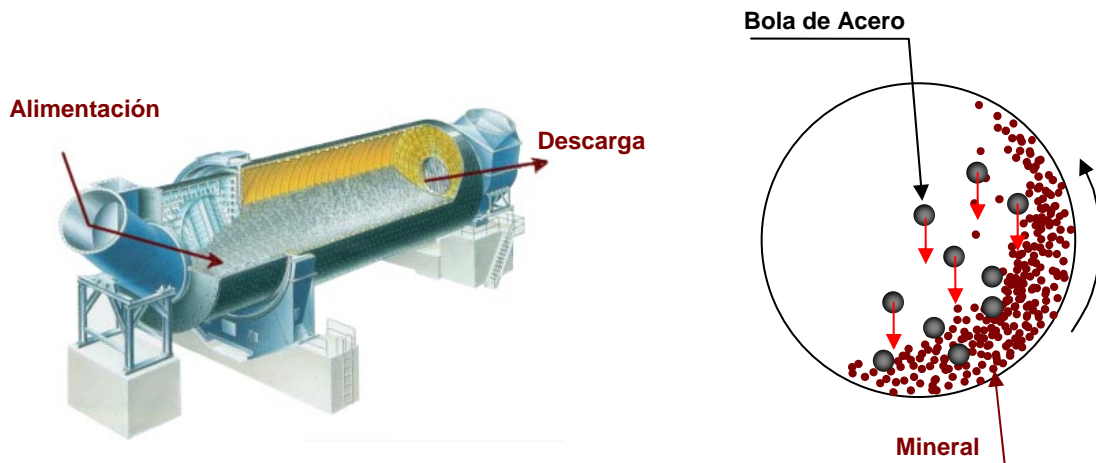


Figura 2.2-13 Diagrama funcional del Molino de Bolas

El modelo utilizado para el molino de bolas es una adaptación del modelo utilizado por González [8] [9].

El diagrama en bloques del molino es el siguiente:

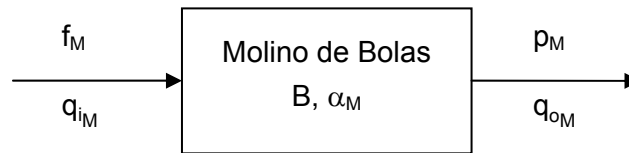


Figura 2.2-14 Diagrama de bloques del Molino de Bolas

i) Proceso de los Sólidos

La molienda se modela como un sistema de ecuaciones de estado para el contenido másico de mineral sólido dentro del Molino o hold-up “ w_M ” por intervalo de tamaños X_i .

La variación del hold-up para el tamaño X_i en el molino, w_{M_i} , será igual al mineral de tamaño X_i que ingresa al molino, f_{M_i} , menos el mineral de tamaño X_i que sale del Molino, p_{M_i} , menos el mineral de tamaño X_i , contenido dentro del Molino, que a causa de la molienda pasa a tamaños menores que X_i y más el mineral de tamaños mayores que X_i que a causa de la molienda pasaron al tamaño X_i . Es decir:

$$\frac{d}{dt} w_{M_i} = f_{M_i} - p_{M_i} - b_{i,i} w_{M_i} + \sum_{k=1}^{i-1} b_{i,k} w_{M_k} \quad (2.2-93)$$

En forma matricial se expresa como sigue:

$$\frac{d}{dt} w_M = f_M - p_M + B w_M \quad (2.2-94)$$

B es la matriz triangular inferior de molienda que contiene las tasas de molienda por intervalo de tamaños. En la diagonal se encuentran las tasas de desaparición del tamaño X_i , luego estos valores son negativos. Los valores bajo la diagonal representan los aportes al tamaño X_i de los tamaños superiores y luego estos valores son positivos. $b_{n,n}$ es igual a

cero (0) ya que el mineral del tamaño menor no puede molerse. La matriz B tiene la siguiente forma:

$$B = \begin{bmatrix} -b_{1,1} & 0 & 0 & \dots & 0 \\ b_{2,1} & -b_{2,2} & 0 & \dots & 0 \\ b_{3,1} & b_{3,2} & -b_{3,3} & & \vdots \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & 0 \\ b_{n,1} & b_{n,2} & b_{n,3} & \dots & 0 \end{bmatrix} \quad (2.2-95)$$

El Molino de Bolas no posee un harnero interno como en el caso del molino SAG, por lo que la tasa de descarga de mineral es independiente del tamaño del mineral. Se considera la misma tasa de descarga de sólidos α_M para todos los intervalos de tamaño, luego el vector de flujos máxicos de descarga del Molino de Bolas p_M es:

$$p_M = \alpha_M W_M \quad p_{M_i} = \alpha_M W_{M_i} \quad \forall i \quad (2.2-96)$$

ii) Proceso del Agua

El comportamiento del agua dentro del Molino se trata en forma independiente a los sólidos. Esta forma de modelar el Molino, cuando los parámetros están bien identificados, es una buena representación de la realidad en un amplio rango dentro del punto de operación.

La variación del agua dentro del molino w_{MA} será igual al flujo de agua entrante, q_{iM} , menos el flujo saliente, q_{oM} . Es decir:

$$\frac{d}{dt} w_{MA} = q_{iM} - q_{oM} \quad (2.2-97)$$

El flujo de agua saliente será proporcional al contenido de agua dentro del Molino. La tasa de descarga de agua la llamamos α_{MA} . La ecuación de descarga de agua es la siguiente:

$$q_{oM} = \alpha_{MA} W_{MA} \quad (2.2-98)$$

2.3 INTEGRACIÓN DE LOS MODELOS: MODELO GLOBAL

Se denomina Modelo Global al modelo que interconecta los modelos individuales, descritos en los capítulos anteriores, de modo que representan la planta de Molienda que se simulará.

Como se vio en 2.1 la planta se puede dividir en dos circuitos de molienda: Molienda Semiautógena y Molienda Secundaria. Se analizarán en primer lugar la interconexión de modelos que permite generar un modelo para cada circuito de molienda y luego la interconexión de estos dos circuitos.

Los modelos de Molienda Semiautógena, Molienda Secundaria y Modelo Global, se pueden expresar como ecuaciones de estado y ecuaciones de Entrada-Salida, y desde este punto de vista será desarrollada la interconexión de submodelos.

2.3.1 Ecuación de Estado y Entrada-Salida del circuito de Molienda SAG

El circuito de molienda SAG está constituido por un molino SAG que descarga en un harnero, este clasifica el mineral de forma que el mineral que sale del ciclo de molienda SAG tenga tamaños inferiores a la apertura del harnero. El mineral rechazado por el harnero retorna al molino SAG con la opción de pasar por un Chancador de pebbles. En la alimentación del molino SAG se agrega agua a la mezcla según necesidad. El diagrama en bloques del circuito de molienda SAG se presenta en la Figura 2.3-1

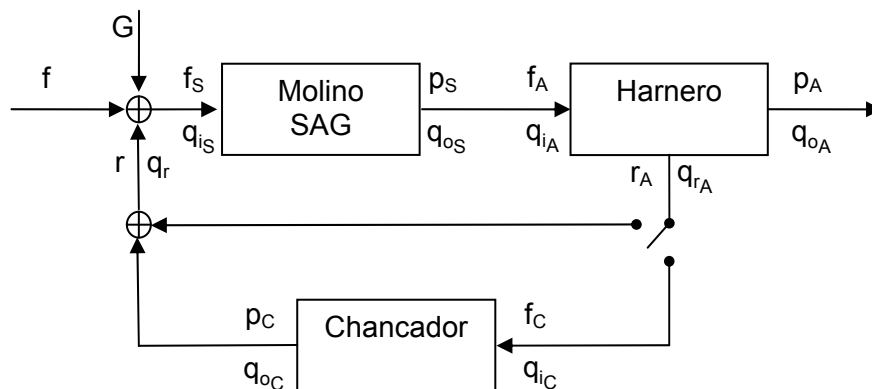


Figura 2.3-1 Diagrama de Bloques del circuito de Molienda SAG

Como se observa, los flujos de sólidos y agua en la entrada de cada modelo están vinculados de la siguiente forma:

Molino SAG

- $f_S = f + r$ (2.3-1)
- $q_{iS} = G + q_r$

Harnero

- $f_A = p_S$ (2.3-2)
- $q_{iA} = q_{oS}$

Chancador (si está conectado)

- $f_C = r_A$ (2.3-3)
- $q_{iC} = q_{rA}$

Flujos de realimentación

- $r = \begin{cases} p_C & \text{Si el Chancador está conectado} \\ r_A & \text{Si el Chancador no está conectado} \end{cases}$ (2.3-4)
- $q_r = \begin{cases} q_{oC} & \text{Si el Chancador está conectado} \\ q_{rA} & \text{Si el Chancador no está conectado} \end{cases}$

El flujo másico f y el flujo de agua G son variables de entrada que son manejadas por el operador de la planta.

Se observa de la Figura 2.3-1 que el vector de variables de entrada a la molienda Semiautógena es:

$$U_{SAG} = \begin{bmatrix} f \\ G \\ Ch \end{bmatrix}$$

en donde:

$$Ch = \begin{cases} 1 & \text{si Chancador conectado} \\ 0 & \text{si Chancador no conectado} \end{cases}$$

Todas las variables de salida de los submodelos del modelo de molienda Semiautógena son de interés, luego el vector de variables de salida queda definido por:

$$\mathbf{Y}_{SAG} = \begin{bmatrix} \mathbf{Y}_S \\ p_A \\ q_{oA} \\ r_A \\ q_{rA} \\ p_C \\ q_{oC} \\ r \\ q_r \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} p_S \\ q_{oS} \\ p_A \\ q_{oA} \\ r_A \\ q_{rA} \\ p_C \\ q_{oC} \\ r \\ q_r \end{bmatrix}$$

El vector de variables de estado es:

$$\mathbf{X}_{SAG} = \mathbf{X}_S = \begin{bmatrix} \mathbf{w}_S \\ \mathbf{w}_{SA} \end{bmatrix}$$

Determinaremos el valor de las variables de salida.

Harnero

Según la ecuación (2.2-44) el rechazo de mineral del harnero está dado por:

$$r_{A_i} = \eta_{A_i} \cdot f_{A_i}$$

$$r_A = \mathbf{I} \eta_A \mathbf{f}_A$$

Aquí η_A^T es el vector con las tasa de eficiencia del harnero para cada intervalo de tamaño. Como se vio en el capítulo 2.2.2, estas tasas dependen del d_{50} (diámetro para el cual pasa el harnero el 50% de las partículas) y de los parámetros κ_{A1} , κ_{A2} , κ_{A3} .

Definimos el vector de constantes del harnero como sigue:

$$\theta_A = \begin{bmatrix} \kappa_{A1} \\ \kappa_{A2} \\ \kappa_{A3} \end{bmatrix}$$

Según (2.3-2) se tiene que:

$$r_A = I \eta_A p_S \quad (2.3-5)$$

El rechazo de agua del harnero está dado por la ecuación (2.2-47)

$$q_{r_A} = 0.1 \sum_{k=1}^n r_{A_k}$$

Luego según (2.3-2) se tiene que:

$$q_{r_A} = 0.1 \sum (I \eta_A p_S) \quad (2.3-6)$$

Según [2.2-45] se tiene que:

$$p_A = f_A - r_A$$

luego:

$$p_A = p_S - I \eta_A p_S$$

$$p_A = (I - I \eta_A) p_S \quad (2.3-7)$$

Según [2.2-48] se tiene que:

$$q_{o_A} = q_{i_A} - q_{r_A}$$

luego:

$$q_{o_A} = q_{o_S} - 0.1 \sum (I \eta_A p_S) \quad (2.3-8)$$

Chancador de pebbles

El modelo del Chancador fue desarrollado en el punto 2.2.4.

Según la ecuación (2.2-53) la descarga del Chancador es:

$$p_C = (I - A)(I - B A)^{-1} f_C$$

Según se aprecia en el punto 2.2.4, las matrices de clasificación "A" y ruptura "B" dependen del flujo de alimentación al Chancador f_C , del F_{80} y de los parámetros del Chancador.

Definimos el vector de constantes del Chancador como sigue:

$$\theta_C = [d_{CE} \quad \kappa_{C1} \quad \kappa_{C2} \quad \kappa_{C3} \quad \gamma_{C0} \rightarrow \gamma_{C12}]^T$$

Según [2.3-3] obtenemos que:

$$p_C = (I - A)(I - B A)^{-1} Ch r_A$$

luego:

$$p_C = (I - A)(I - B A)^{-1} Ch I \eta_A p_S \quad (2.3-9)$$

Según [2.2-60] se tiene:

$$q_{oC} = q_{iC}$$

$$q_{oC} = Ch q_{rA} = Ch 0.1 \sum (I \eta_A p_S) \quad (2.3-10)$$

Realimentación del ciclo de molienda SAG

Según (2.3-4) se tiene que:

$$r = p_C + (1 - Ch)r_A$$

$$r = (I - A)(I - B A)^{-1} Ch I \eta_A p_S + (1 - Ch) I \eta_A p_S$$

$$r = \left[(I - A)(I - B A)^{-1} Ch I \eta_A + (1 - Ch) I \eta_A \right] p_S \quad (2.3-11)$$

Por otro lado se tiene que:

$$q_r = q_{oC} + (1 - Ch) q_{rA} = Ch q_{rA} + (1 - Ch) q_{rA} = q_{rA}$$

$$q_r = 0.1 \sum (I \eta_A p_S) \quad (2.3-12)$$

Ecuación de Estado

Según lo visto anteriormente tenemos que el vector de constantes es el vector de 35 constantes siguiente:

$$\theta_{SAG} = \begin{bmatrix} \theta_S \\ \theta_A \\ \theta_C \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} [\delta_S \quad c \quad R \quad k^E \quad \kappa_{S1} \quad \kappa_{S2} \quad \gamma_{S1} \quad \gamma_{S2} \quad d_S \quad I_S \quad V_S \quad w_{SB} \quad \varepsilon \quad \rho_m \quad J_B]^T \\ [\kappa_{A1} \quad \kappa_{A2} \quad \kappa_{A3}]^T \\ [d_{CE} \quad \kappa_{C1} \quad \kappa_{C2} \quad \kappa_{C3} \quad \gamma_{C0} \rightarrow \gamma_{C12}]^T \end{bmatrix} \quad (2.3-13)$$

Dado que:

$$\mathbf{X}_{SAG} = \mathbf{X}_S = \begin{bmatrix} w_S \\ w_{SA} \end{bmatrix}$$

se tiene que:

$$\frac{d\mathbf{X}_{SAG}}{dt} = \mathbf{F}_{SAG}(\mathbf{X}_{SAG}, \mathbf{U}_{SAG}, \theta_{SAG}) = \mathbf{F}_S\left(\mathbf{X}_{SAG}, \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \end{bmatrix} \mathbf{U}_{SAG}\right) + \begin{bmatrix} r \\ q_r \end{bmatrix}, \theta_S \quad (2.3-14)$$

Por último el vector de variables de salida queda resuelto mediante la siguiente ecuación:

$$\mathbf{Y}_{SAG} = \begin{bmatrix} p_S \\ q_{oS} \\ p_A \\ q_{oA} \\ r_A \\ q_{rA} \\ p_C \\ q_{oC} \\ r \\ q_r \end{bmatrix} = \mathbf{H}_{SAG}(\mathbf{X}_{SAG}, \mathbf{U}_{SAG}, \theta_{SAG}) = \begin{bmatrix} (I-c) \frac{\delta_S}{\sqrt{\sum w_S}} w_S \\ \left(\kappa_{S1} + \frac{\kappa_{S2}}{(\sum w_S)^4} \right) w_{SA} \\ (I-I\eta_A) p_S \\ q_{oS} - 0.1 \sum (I\eta_A p_S) \\ I\eta_A p_S \\ 0.1 \cdot \sum (I\eta_A p_S) \\ (I-A)(I-BA)^{-1} Ch I\eta_A p_S \\ Ch q_{rA} = Ch 0.1 \sum (I\eta_A p_S) \\ \left[(I-A)(I-BA)^{-1} Ch I\eta_A + (1-Ch) I\eta_A \right] p_S \\ 0.1 \sum (I\eta_A p_S) \end{bmatrix}$$

(2.3-15)

2.3.2 Ecuación de Estado y Entrada-Salida del circuito de Molienda Secundaria

En el circuito de molienda secundaria, la descarga de mineral del circuito de molienda SAG entra a un pozo de bombeo. La pulpa de mineral que está en el pozo es impulsada por medio de bombas centrífugas a hidrociclones, estos clasifican el mineral de forma que los de tamaño menor salen del proceso (bajos tamaño que van al proceso de flotación) y los mayores son enviados a molinos de bolas. El producto de los molinos de bolas ingresa al pozo de bombeo. Adicionalmente, a la pulpa de mineral contenida en el pozo de bombeo, se le puede agregar agua para manejar la densidad de la pulpa. El diagrama en bloques del circuito de molienda secundaria es mostrado en la Figura 2.3-2.

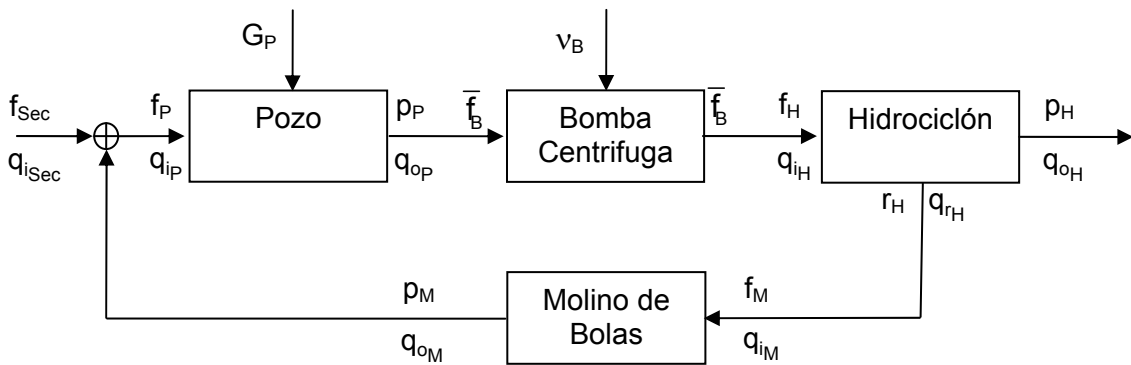


Figura 2.3-2 Diagrama de Bloques del circuito de Molienda Secundaria

Los vínculos entre los distintos flujos mostrados son los siguientes:

Pozo de Bombeo

- $f_P = f_{Sec} + p_M$ (2.3-16)
- $q_{iP} = q_{iSec} + q_{oM}$

Bomba Centrífuga

- $\bar{f}_B = \frac{p_P}{\rho_t} + q_{oP}$ (flujo volumétrico por la bomba) (2.3-17)

El flujo volumétrico por la bomba se regula mediante la velocidad de estas v_B . Además el flujo volumétrico resultante dependerá de las presiones en los dos extremos de la bomba y de las pérdidas de energía por roce en las cañerías y singularidades (codos, T, etc.). La ecuación [2.2-69] muestra la dependencia entre el flujo volumétrico de pulpa por la bomba y las presiones en la alimentación y descarga de la bomba, las que dependen de las condiciones del pozo y los hidrociclones, y de las pérdidas en cañerías.

Hidrociclón

- $f_H = p_P$ (2.3-18)
- $q_{iH} = q_{oP}$

Molino de Bolas

- $f_M = r_H$ (2.3-19)
- $q_{iM} = q_{rH}$

El flujo G_P es una variable fijada por el operador de la planta o mediante algún algoritmo de control automático para optimizar el proceso.

Luego se observa que el vector de variables de entrada de entrada al la molienda secundaria es:

$$\mathbf{U}_{\text{Sec}} = \begin{bmatrix} f_{\text{Sec}} \\ q_{i\text{Sec}} \\ G_P \\ v_B \end{bmatrix} \quad (2.3-20)$$

Todas las variables de salida de los submodelos del modelo de molienda secundaria que se ven en la Figura 2.3-2 son de interés. También serán de interés, como se verá más adelante, el porcentaje de sólidos en la pulpa de mineral c_p y las presiones en los extremos de la bomba centrífuga P_{B1} y P_{B2} , y en la entrada al Hidrociclón P_H . Luego el vector de variables de salida queda definido por:

$$\mathbf{Y}_{\text{Sec}} = \left[f_P \quad q_{iP} \quad p_P \quad q_{oP} \quad \bar{f}_B \quad p_H \quad q_{oH} \quad r_H \quad q_{rH} \quad p_M \quad q_{oM} \quad c_P \quad P_{B1} \quad P_{B2} \quad P_H \right]^T \quad (2.3-21)$$

Determinaremos el valor de las variables de salida.

Pozo

Según se vio en el capítulo 2.2.4 el sistema dinámico del pozo está dado por el estado de las variables nivel de la pulpa en el pozo h_p y densidad de la pulpa en el pozo ρ_{t_p} . Las ecuaciones (2.2-62) y (2.2-64).

$$A_p \frac{dh_p}{dt} = \bar{f}_p - \bar{\rho}_p$$

$$\frac{d\rho_{t_p}}{dt} = \frac{1}{A_p h_p} \left[\left(1 - \frac{\rho_{t_p}}{\rho_m} \right) F_p + (1 - \rho_{t_p})(q_{i_p} + G_p) \right]$$

en donde:

$$\bar{f}_p = \frac{\sum f_p}{\rho_m} + q_{i_p} + G_p$$

según (2.2-61)

$\bar{\rho}_p = \bar{f}_B$ está determinado por la bomba centrífuga. Este valor será determinado más adelante

A_p , ρ_m corresponden al área transversal equivalente del pozo y densidad del mineral. Estos valores son parámetros del modelo

Luego tenemos las siguientes ecuaciones de estado:

$$\frac{d}{dt} \begin{bmatrix} h_p \\ \rho_{t_p} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{1}{A_p} \left[\left(\frac{\sum f_p}{\rho_m} + q_{i_p} + G_p \right) - \bar{f}_B \right] \\ \frac{1}{A_p h_p} \left[\left(1 - \frac{\rho_{t_p}}{\rho_m} \right) \sum f_p + (1 - \rho_{t_p})(q_{i_p} + G_p) \right] \end{bmatrix} \quad (2.3-22)$$

La ecuación [2.2-65] entrega el valor del porcentaje de sólidos en la pulpa:

$$c_p = \frac{\rho_m}{1 - \rho_m} \frac{1 - \rho_{t_p}}{\rho_{t_p}}$$

Las ecuaciones (2.2-66) y (2.2-67) entregan los valores de los flujos másicos de sólidos y agua en la salida del pozo.

$$P_p = \bar{p}_p \rho_{t_p} c_p$$

$$q_{o_p} = \bar{f}_B \rho_{t_p} (1 - c_p)$$

Luego reemplazando c_p tenemos:

$$P_p = \bar{f}_B \frac{\rho_m}{1 - \rho_m} (1 - \rho_{t_p}) \quad (2.3-23)$$

$$q_{o_p} = \bar{f}_B \left[1 - \frac{\rho_m}{1 - \rho_m} (1 - \rho_{t_p}) \right] \quad (2.3-24)$$

Por último la ecuación (2.2-68) entrega la ecuación de estado para el mineral contenido en el pozo:

$$\frac{d}{dt} w_p = f_p - p_p$$

Tenemos que la ecuación de estado para el pozo es:

$$\frac{d}{dt} \mathbf{X}_p = \frac{d}{dt} \begin{bmatrix} w_p \\ h_p \\ \rho_{t_p} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} f_p - p_p \\ \frac{1}{A_p} \left[\left(\frac{\sum f_p}{\rho_m} + q_{i_p} + G_p \right) - \bar{f}_B \right] \\ \frac{1}{A_p h_p} \left[\left(1 - \frac{\rho_{t_p}}{\rho_m} \right) \sum f_p + (1 - \rho_{t_p}) (q_{i_p} + G_p) \right] \end{bmatrix} \quad (2.3-25)$$

Bomba

La ecuación (2.2-69) entrega el valor del flujo volumétrico de la pulpa a través de la bomba centrífuga \bar{f}_B , en función de la velocidad de giro de la bomba v_B , de las presiones en la entrada y salida \mathcal{P}_{B1} y \mathcal{P}_{B2} , y de constantes de la bomba κ_{B1} y κ_{B2} .

$$\bar{f}_B = \kappa_{B1} v_B - \kappa_{B2} [\mathcal{P}_{B2} - \mathcal{P}_{B1}]$$

La ecuación (2.2-70) entrega el valor de la presión en la entrada de la bomba.

$$\mathcal{P}_{B1} = \rho_{tp} g h_p$$

La ecuación (2.2-76) entrega el valor de la presión en la salida de la bomba.

$$\mathcal{P}_{B2} = \mathcal{P}_H + \rho_{tp} g h_H + \bar{f}_B^2 \left(\frac{L_T}{A_T^2 d_T} \frac{\kappa_{TF}}{2g} + \frac{1}{A_T^2} \frac{\kappa_{TS}}{2g} \right)$$

Donde \mathcal{P}_H es la presión en la entrada de los hidrociclones. Este valor será determinado más adelante.

Son parámetros identificables del modelo y constantes los siguientes términos:

- L_T : Largo de la tubería entre la bomba e Hidrociclones
- d_T : Diámetro de la tubería
- A_T : Área transversal de la tubería
- κ_{TF}, κ_{TS} : Factor de pérdidas por fricción y por singularidades
- κ_{B1}, κ_{B2} : Constantes características de la bomba

- g: Aceleración de gravedad

Definimos la siguiente constante:

$$\kappa_{B3} = \frac{L_T}{A_T^2} \frac{\kappa_{TF}}{d_T} + \frac{1}{A_T^2} \frac{\kappa_{TS}}{2g}$$

Luego (2.2-76) se puede escribir de la siguiente forma:

$$\mathcal{P}_{B2} = \mathcal{P}_H + \rho_{tp} \cdot g \cdot h_H + \kappa_{B3} \cdot \bar{f}_B^2 \quad (2.3-26)$$

Hidrociclones

La ecuación (2.2-83) entrega el valor del flujo agua en la salida del Hidrociclón:

$$q_{oH} = 1.1 q_{iH} - (3.96 c_P + \kappa_{H2}) n_H$$

La ecuación (2.2-82) entrega el valor del rechazo de agua:

$$q_{rH} = q_{iH} - q_{oH}$$

Luego se tiene:

$$q_{rH} = -0.1 \cdot q_{iH} - (3.96 \cdot c_P + \kappa_{H2}) \cdot n_H \quad (2.3-27)$$

La ecuación (2.2-91) entrega el valor del flujo de mineral por intervalo de tamaños del rechazo del Hidrociclón:

$$r_H = \hat{r}_H + \tilde{r}_H$$

Utilizando (2.2-80) y (2.2-84) se obtiene:

$$r_H = \mathcal{R}_{CH} f_H + Y_H \tilde{f}_H$$

Y_H es la matriz de clasificación, esta matriz se determinó en el capítulo 2.2.6.

Utilizando (2.2-81) y (2.2-85) se obtiene:

$$r_H = \frac{q_{iH}}{q_{rH}} f_H + Y_H \left(1 - \frac{q_{iH}}{q_{rH}} \right) f_H \quad (2.3-28)$$

La salida del hidrociclón está dada por la ecuación (2.2-91):

$$p_H = \tilde{f}_H - \tilde{r}_H$$

reemplazando se obtiene:

$$p_H = (1 - \mathcal{R}_{CH}) f_H - Y_H (1 - \mathcal{R}_{CH}) f_H$$

$$p_H = (I - Y_H) \left(1 - \frac{q_{iH}}{q_{rH}} \right) f_H \quad (2.3-29)$$

Por otro lado la presión en la entrada a los hidrociclones está dada por la ecuación (2.2-89)

$$\mathcal{P}_H = 13.725 \left(\frac{\bar{f}_H}{1.48 d_{vf} n_H (1 - c_p)^{0.125} \kappa_{H1}} \right)^2$$

Se define la siguiente constante

$$\kappa_{H4} = \frac{13.725}{(1.48 d_{vf} n_H \kappa_{H1})^2} \quad (2.3-30)$$

luego se tiene.

$$\mathcal{P}_H = \frac{\kappa_{H4} \bar{f}_H^2}{(1 - c_p)^{0.25}} \quad (2.3-31)$$

De la Figura 2.3-2 se observa que:

$$\bar{f}_H = \bar{f}_B$$

luego:

$$P_H = \frac{\kappa_{H4} \bar{f}_B^2}{(1-c_p)^{0.25}} \quad (2.3-32)$$

Reemplazando (2.3-32) en (2.3-26) se tiene:

$$P_{B2} = \frac{\kappa_{H4} \bar{f}_B^2}{(1-c_p)^{0.25}} + \rho_{tp} g h_H + \kappa_{B3} \bar{f}_B^2$$

$$P_{B2} = \left(\frac{\kappa_{H4}}{(1-c_p)^{0.25}} + \kappa_{B3} \right) \bar{f}_B^2 + \rho_{tp} g h_H$$

Reemplazando en (2.2-69) se tiene que:

$$\bar{f}_B = \kappa_{B1} v_B - \kappa_{B2} \left[\left(\frac{\kappa_{H4}}{(1-c_p)^{0.25}} + \kappa_{B3} \right) \bar{f}_B^2 + \rho_{tp} g h_H - \rho_{tp} g h_p \right]$$

Definimos la siguiente función g , la que es una función de c_p .

$$g(c_p) = \kappa_{B2} \left(\frac{\kappa_{H4}}{(1-c_p)^{0.25}} + \kappa_{B3} \right) \quad (2.3-33)$$

luego:

$$\bar{f}_B = -g(c_p) \bar{f}_B^2 + \kappa_{B1} v_B - \kappa_{B2} \rho_{tp} g(h_H - h_p)$$

resolviendo la ecuación de segundo grado se obtiene:

$$\bar{f}_B = \frac{-1 + \sqrt{1 + 4g(c_p) \left[\kappa_{B1} v_B - \kappa_{B2} \rho_{tp} g(h_H - h_P) \right]}}{2g(c_p)} \quad (2.3-34)$$

Molino de Bolas

En el capítulo 2.2.7 se desarrollo el modelo dinámico del molino de bolas. Según este modelo el hold-up de mineral está determinado por la ecuación (2.2-94):

$$\frac{d}{dt} w_M = f_M - p_M + Bw_M$$

La descarga de mineral está dada por la ecuación (2.2-96)

$$p_M = \alpha_M w_M$$

De la Figura 2.3-2 se deduce que:

$$f_M = r_H$$

Luego tenemos que la ecuación de estado del molino se puede escribir como sigue:

$$\frac{d}{dt} w_M = r_H - \alpha_M w_M + B \times w_M$$

$$\frac{d}{dt} w_M = r_H - (\alpha_M I - B) \times w_M \quad (2.3-35)$$

Por otro lado las ecuaciones (2.2-97) y (2.2-98) describen el proceso del agua en el molino. Estas ecuaciones son las siguientes:

$$\frac{d}{dt} w_{MA} = q_{iM} - q_{oM} \quad q_{oM} = \alpha_{MA} w_{MA}$$

Y dado que:

$$q_{i_M} = q_{r_H}$$

Se tiene que:

$$\frac{d}{dt} w_{MA} = q_{r_H} - \alpha_{MA} w_{MA} \quad (2.3-36)$$

Luego los vectores de variables de estado, variables de entrada, variables de salidas y constantes del Molino de Bolas son:

$$\mathbf{X}_M = \begin{bmatrix} w_M \\ w_{MA} \end{bmatrix} \quad (2.3-37)$$

$$\mathbf{U}_M = \begin{bmatrix} r_H \\ q_{r_H} \end{bmatrix} \quad (2.3-38)$$

$$\mathbf{Y}_M = \begin{bmatrix} p_M \\ q_{o_M} \end{bmatrix} \quad (2.3-39)$$

$$\boldsymbol{\theta}_M = \begin{bmatrix} B \\ \alpha_M \\ \alpha_{MA} \end{bmatrix} \quad (2.3-40)$$

Las ecuaciones de estado y entrada-salida son:

$$\frac{d\mathbf{X}_M}{dt} = \frac{d}{dt} \begin{bmatrix} w_M \\ w_{MA} \end{bmatrix} = \mathbf{F}_M(\mathbf{X}_M, \mathbf{U}_M, \boldsymbol{\theta}_M) = \begin{bmatrix} r_H - (\alpha_M I - B) w_M \\ q_{r_H} - \alpha_{MA} w_{MA} \end{bmatrix} \quad (2.3-41)$$

$$\mathbf{Y}_M = \begin{bmatrix} p_M \\ q_{o_M} \end{bmatrix} = \mathbf{H}_M(\mathbf{X}_M, \boldsymbol{\theta}_M) = \begin{bmatrix} \alpha_M w_M \\ \alpha_{MA} w_{MA} \end{bmatrix} \quad (2.3-42)$$

Molienda Secundaria

De lo visto anteriormente se obtiene el vector de variables de estado:

$$\mathbf{X}_{\text{Sec}} = \begin{bmatrix} \mathbf{X}_P \\ \mathbf{X}_M \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} w_P \\ h_P \\ \rho_{t_P} \\ w_M \\ w_{MA} \end{bmatrix} \quad (2.3-43)$$

El vector de variables de entrada es (2.3-20)

$$\mathbf{U}_{\text{Sec}} = \begin{bmatrix} f_{\text{Sec}} \\ q_{i_{\text{Sec}}} \\ G_P \\ v_B \end{bmatrix}$$

El vector de variables de salida es (2.3-21)

$$\mathbf{Y}_{\text{Sec}} = \left[f_P \quad q_{i_P} \quad p_P \quad q_{o_P} \quad \bar{f}_B \quad p_H \quad q_{o_H} \quad r_H \quad q_{r_H} \quad p_M \quad q_{o_M} \quad c_P \quad \mathcal{P}_{B1} \quad \mathcal{P}_{B2} \quad \mathcal{P}_H \right]^T$$

De lo visto anteriormente se deduce que el vector de constantes es:

$$\boldsymbol{\theta}_{\text{Sec}} = \left[\rho_M \quad A_P \quad g \quad L_T \quad d_T \quad A_T \quad \kappa_{TF} \quad \kappa_{TS} \quad \kappa_{B1} \quad \kappa_{B2} \quad \kappa_{B3} \quad \kappa_{H1} \quad \kappa_{H2} \quad \kappa_{H3} \quad \kappa_{H4} \quad n_H \quad Y_H \quad d_{vf} \quad B \quad \alpha_M \quad \alpha_{MA} \right]^T \quad (2.3-44)$$

De la Figura 2.3-2 se deduce que:

$$f_P = f_{\text{Sec}} + p_M$$

$$q_{i_P} = q_{i_{\text{Sec}}} + q_{o_M}$$

Luego las ecuaciones de estado y entrada-salida de la Molienda Secundaria son las siguientes:

$$\frac{d\mathbf{X}_{\text{Sec}}}{dt} = \frac{d}{dt} \begin{bmatrix} w_P \\ h_P \\ \rho_{tP} \\ w_M \\ w_{MA} \end{bmatrix} = \mathbf{F}_{\text{Sec}}(\mathbf{X}_{\text{Sec}}, \mathbf{U}_{\text{Sec}}, \boldsymbol{\theta}_{\text{Sec}}) = \begin{bmatrix} f_P - p_P \\ \frac{1}{A_P} \left[\left(\frac{\sum f_P}{\rho_m} + q_{iP} + G_P \right) - \bar{f}_B \right] \\ \frac{1}{A_p \cdot h_p} \left[\left(1 - \frac{\rho_{tP}}{\rho_m} \right) \sum f_P + (1 - \rho_{tP})(q_{iP} + G_P) \right] \\ r_H - (\alpha_M \mathbf{I} - \mathbf{B}) \times w_M \\ q_{rH} - \alpha_{MA} w_{MA} \end{bmatrix} \quad (2.3-45)$$

La ecuación matricial de entrada-salida de la Molienda Secundaria es:

$$\mathbf{Y}_{\text{Sec}} = \begin{bmatrix} f_p \\ q_{i_p} \\ p_p \\ q_{o_p} \\ \bar{f}_B \\ p_H \\ q_{o_H} \\ r_H \\ q_{r_H} \\ p_M \\ q_{o_M} \\ c_p \\ p_{B1} \\ p_{B2} \\ p_H \end{bmatrix} = \mathbf{H}_{\text{Sec}}(\mathbf{X}_{\text{Sec}}, \boldsymbol{\theta}_{\text{Sec}}) = \begin{bmatrix} f_{\text{Sec}} + \alpha_M W_M \\ q_{i_{\text{Sec}}} + \alpha_{MA} W_{MA} \\ \bar{f}_B \frac{\rho_m}{1-\rho_m} (1-\rho_{t_p}) \\ \bar{f}_B \left[1 - \frac{\rho_m}{1-\rho_m} (1-\rho_{t_p}) \right] \\ \frac{-1 + \sqrt{1 + 4g(c_p) [\kappa_{B1} v_B - \kappa_{B2} \rho_{t_p} g(h_H - h_p)]}}{2g(c_p)} \\ (I - Y_H) \left(1 - \frac{\bar{f}_B \left[1 - \frac{\rho_m}{1-\rho_m} (1-\rho_{t_p}) \right]}{q_{r_H}} \right) p_p \\ 1.1 \bar{f}_B \left[1 - \frac{\rho_m}{1-\rho_m} (1-\rho_{t_p}) \right] - (3.96 \cdot c_p + \kappa_{H2}) n_H \\ \frac{\bar{f}_B \left[1 - \frac{\rho_m}{1-\rho_m} (1-\rho_{t_p}) \right]}{q_{r_H}} p_p + Y_H \left(1 - \frac{\bar{f}_B \left[1 - \frac{\rho_m}{1-\rho_m} (1-\rho_{t_p}) \right]}{q_{r_H}} \right) p_p \\ -0.1 \bar{f}_B \left[1 - \frac{\rho_m}{1-\rho_m} (1-\rho_{t_p}) \right] - (3.96 \cdot c_p + \kappa_{H2}) n_H \\ \alpha_M W_M \\ \alpha_{MA} W_{MA} \\ \frac{\rho_m}{1-\rho_m} \frac{1-\rho_{t_p}}{\rho_{t_p}} \\ \rho_{t_p} g h_p \\ \frac{\kappa_{H4} \bar{f}_B^2}{(1-c_p)^{0.25}} + \rho_{t_p} g h_H + \kappa_{B3} \bar{f}_B^2 \\ \frac{\kappa_{H4} \bar{f}_B^2}{(1-c_p)^{0.25}} \end{bmatrix} \quad (2.3-46)$$

2.3.3 Modelo Global

El modelo global sale de interconectar los dos circuitos de molienda, la interconexión de flujos de sólidos y agua es:

- $f_{\text{Sec}} = p_A$ (2.3-47)
- $q_{i\text{Sec}} = q_{oA}$

La planta, vista como un sólo bloque, recibe mineral grueso del chancado primario y produce una pulpa de mineral que irá al proceso de flotación.

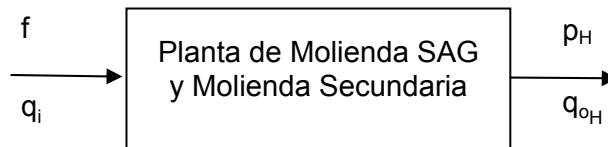


Figura 2.3-3 Diagrama de la Planta como un Bloque

Las ecuaciones de estado y entrada-salida, así como los vectores de estados, entrada, salida y constantes están dados por la suma de las ecuaciones y variables de la molienda SAG y la molienda Secundaria. Luego:

$$\mathbf{X}_{\text{Planta}} = \begin{bmatrix} \mathbf{X}_{\text{SAG}} \\ \mathbf{X}_{\text{Sec}} \end{bmatrix} \quad (2.3-48)$$

$$\mathbf{U}_{\text{Planta}} = \begin{bmatrix} \mathbf{U}_{\text{SAG}} \\ \mathbf{U}_{\text{Sec}} \end{bmatrix} \quad (2.3-49)$$

$$\mathbf{Y}_{\text{Planta}} = \begin{bmatrix} \mathbf{Y}_{\text{SAG}} \\ \mathbf{Y}_{\text{Sec}} \end{bmatrix} \quad (2.3-50)$$

$$\boldsymbol{\theta}_{\text{Planta}} = \begin{bmatrix} \boldsymbol{\theta}_{\text{SAG}} \\ \boldsymbol{\theta}_{\text{Sec}} \end{bmatrix} \quad (2.3-51)$$

$$\frac{d\mathbf{X}_{\text{Planta}}}{dt} = \frac{d}{dt} \begin{bmatrix} \mathbf{X}_{\text{SAG}} \\ \mathbf{X}_{\text{Sec}} \end{bmatrix} = \mathbf{F}_{\text{Planta}}(\mathbf{X}_{\text{Planta}}, \mathbf{U}_{\text{Planta}}, \boldsymbol{\theta}_{\text{Planta}}) = \begin{bmatrix} \mathbf{F}_{\text{SAG}}(\mathbf{X}_{\text{SAG}}, \mathbf{U}_{\text{SAG}}, \boldsymbol{\theta}_{\text{SAG}}) \\ \mathbf{F}_{\text{Sec}}(\mathbf{X}_{\text{Sec}}, \mathbf{U}_{\text{Sec}}, \boldsymbol{\theta}_{\text{Sec}}) \end{bmatrix} \quad (2.3-52)$$

$$\mathbf{Y}_{\text{Sec}} = \begin{bmatrix} \mathbf{Y}_{\text{SAG}} \\ \mathbf{Y}_{\text{Sec}} \end{bmatrix} = \mathbf{H}_{\text{Planta}}(\mathbf{X}_{\text{Planta}}, \boldsymbol{\theta}_{\text{Planta}}) = \begin{bmatrix} \mathbf{H}_{\text{SAG}}(\mathbf{X}_{\text{SAG}}, \boldsymbol{\theta}_{\text{SAG}}) \\ \mathbf{H}_{\text{Sec}}(\mathbf{X}_{\text{Sec}}, \boldsymbol{\theta}_{\text{Sec}}) \end{bmatrix} \quad (2.3-53)$$

Para implementar el modelo de la planta en el simulador se utilizó el modelo equivalente en tiempo discreto (ver 2.4). El detalle de la implementación se presenta en 3.2.

2.4 MODELO DE TIEMPO DISCRETO DE LA PLANTA

Todos los modelos descritos en los capítulos anteriores son modelos matemáticos generales y luego aplicables en tiempo continuo. Sin embargo para fines de programación del simulador de la Planta de Molienda, debemos utilizar modelos en tiempo discreto.

Para la determinación de las ecuaciones en tiempo discreto de los modelos se utilizó una discretización lineal tipo Euler, es decir si se tiene el sistema lineal siguiente:

$$\frac{d\mathbf{X}}{dt} = \mathbf{F}(\mathbf{X}, \mathbf{U}, \boldsymbol{\theta})$$

$$\mathbf{Y} = \mathbf{H}(\mathbf{X}, \mathbf{U}, \boldsymbol{\theta})$$

El sistema discretizado es:

$$\mathbf{X}_{n+1} = \mathbf{X}_n + \Delta t \cdot \mathbf{F}(\mathbf{X}_n, \mathbf{U}_n, \boldsymbol{\theta}_n)$$

$$\mathbf{Y}_n = \mathbf{H}(\mathbf{X}_n, \mathbf{U}_n, \boldsymbol{\theta}_n)$$

$$\mathbf{X}_0 = \mathbf{X}(t = 0)$$

Describiremos a continuación los modelos en tiempo discreto de cada uno de los submodelos. El modelo en tiempo discreto de la planta se obtiene interconectando los modelos de los procesos individuales de la misma forma que se interconectan los modelos en tiempo continuo (ver 2.3)

2.4.1 Molino SAG

En 2.2.1 se describió el modelo de un molino SAG, según este el proceso se puede dividir en dos: Molienda y Clasificación (ver Figura 2.2-2).

La etapa de molienda se describe mediante la ecuación de estado del hold-up de mineral dentro del molino. La ecuación (2.2-12) es:

$$\frac{d}{dt} w_s(t) = \tilde{f}_s(t) - \tilde{p}_s(t) - k(t)w_s(t)$$

En la representación en tiempo discreto se tiene que la variación del hold-up, para cualquier tamaño de mineral, en el instante de tiempo n, es igual al mineral que ingresa a la cámara de molienda menos el mineral que salió de la cámara de molienda y menos el mineral que cambió de tamaño, es decir:

$$\frac{\Delta w_s}{\Delta t} = \frac{w_{sn} - w_{s_{n-1}}}{\Delta t} = \tilde{f}_{sn} - \tilde{p}_{s_{n-1}} - k_{n-1} w_{s_{n-1}} \quad (2.4-1)$$

en que:

$$w_{sn} = w_s(t = t_n)$$

$$k_{n-1} = k(t = t_{n-1})$$

$$\tilde{f}_{sn} = \tilde{f}_s(t = t_n)$$

$$\tilde{p}_{s_{n-1}} = \tilde{p}_s(t = t_{n-1})$$

El mineral que ingresa a la cámara de molienda es la suma del mineral fresco que ingresa al molino en el instante n más el mineral que no se descargó en el instante n-1, es decir:

$$\tilde{f}_{sn} = f_{sn} + r_{s_{n-1}} \quad (2.4-2)$$

Despejando w_{Sn} en [2.4-1] obtenemos el hold-up en n:

$$w_{Sn} = w_{Sn-1} + \left(\tilde{f}_{Sn} - \tilde{p}_{Sn-1} - k_{n-1} \times w_{Sn-1} \right) \Delta t \quad (2.4-3)$$

En el instante n, el mineral que ingresa a la fase de clasificación, según (2.2-28) y (2.2-29), está dado por:

$$\tilde{p}_{Sn} = \delta_s \frac{w_{Sn}}{W_{Sn}} \quad (2.4-4)$$

en que:

$$W_{Sn} = \sum_i w_{Sin}$$

Luego la descarga del molino SAG y el mineral rechazado por la parrilla interna del molino son:

$$p_{Sn} = (I - c_n) \tilde{p}_{Sn} \quad (2.4-5)$$

$$r_{Sn} = c_n \tilde{p}_{Sn} \quad (2.4-6)$$

De forma análoga tenemos que las ecuaciones para el agua (2.2-30) y (2.2-31) son:

$$\frac{d}{dt} w_{SA} = q_{iS} - q_{oS}$$

$$q_{oS} = \alpha_s w_{SA}$$

En tiempo discreto se expresan como:

$$\frac{\Delta w_{SA}}{\Delta t} = \frac{w_{SA n} - w_{SA n-1}}{\Delta t} = q_{iSn} - q_{oS n-1} \quad (2.4-7)$$

$$w_{SA n} = w_{SA n-1} + \left(q_{iSn} - q_{oS n-1} \right) \Delta t \quad (2.4-8)$$

$$q_{oS n} = \alpha_s w_{SA n} \quad (2.4-9)$$

2.4.2 Harnero

En el capítulo 2.2.2 se describió el modelo del Harnero. Este modelo considera una ecuación de eficiencia para la determinación de los flujos de mineral que se descargan y los que son rechazados, la ecuación de eficiencia para el mineral de tamaño X_i está dada por la ecuación (2.2-33):

$$\eta_{A_i}(t) = 1 - \exp \left[\kappa_{A1} \left(\frac{X_i}{d_{50}(t)} \right)^{\kappa_{A2}} \right]$$

En tiempo discreto esta ecuación se expresa como:

$$\eta_{A_i n} = 1 - \exp \left[\kappa_{A1} \left(\frac{X_i}{d_{50n}} \right)^{\kappa_{A2}} \right] \quad (2.4-10)$$

El diámetro para el cual pasa el 50% de las partículas se calcula con la siguiente ecuación:

$$d_{50n} = \left(\frac{F_{An} F_{ua}}{1.6 \kappa_{A3}} \right)^{0.148} \quad (2.4-11)$$

En que:

$$F_{An} = \sum_i f_{A_i n}$$

Luego la ecuación de rechazo de mineral es:

$$r_{A_i n} = \eta_{A_i n} f_{A_i n} \quad \forall i \quad (2.4-12)$$

Luego, la descarga del harnero será:

$$p_{An} = f_{An} - r_{An} \quad (2.4-13)$$

Según se vio en 2.2.2 el rechazo de agua en el harnero corresponde a la humedad del mineral, la que se estima en un 10%. La ecuación en tiempo discreto para el rechazo de agua es:

$$q_{r_{A_n}} = 0.1 \sum_i r_{A_i n} \quad (2.4-14)$$

y por lo tanto, la salida de agua es:

$$q_{o_{A_n}} = q_{i_{A_n}} - q_{r_{A_n}} \quad (2.4-15)$$

2.4.3 Chancador de pebbles

En el capítulo 2.2.3 se desarrolló el modelo del Chancador de pebbles utilizado en el simulador.

El modelo considera que el mineral que ingresa al Chancador primero pasa por una fase de clasificación representada por la matriz A, en que las partículas de menor tamaño pasan directamente a la descarga, y luego el flujo de partículas rechazadas pasa a una fase de molienda representada por la matriz B.

La descarga del chancador está dada por la ecuación (2.2-44)

$$p_C(t) = (I - A(t))(I - B(t)A(t))^{-1} f_C(t)$$

Escribiendo esta ecuación en tiempo discreto tenemos:

$$p_{C_n} = (I - A_n)(I - B_n A_n)^{-1} f_{C_n} \quad (2.4-16)$$

Las matrices A y B dependen de parámetros característicos del Chancador a identificar, y del flujo total de entrada al Chancador F_C (sumatoria de los flujos de entrada al Chancador por intervalo de tamaños).

El flujo de agua en la alimentación al Chancador es igual a la descarga en todo momento, luego:

$$q_{o_{C_n}} = q_{i_{C_n}} \quad (2.4-17)$$

2.4.4 Pozo

En el capítulo 2.2.4 se desarrollo el modelo matemático del pozo utilizado en el simulador, según este el flujo de salida de este proceso, tanto de sólidos como de agua, dependen de la ecuación de estado para la densidad de mineral en el pozo. Esta ecuación es (2.2-55):

$$\frac{d\rho_{t_p}(t)}{dt} = \frac{1}{A_p h_p(t)} \left[\left(1 - \frac{\rho_{t_p}(t)}{\rho_m} \right) F_P(t) + (1 - \rho_{t_p}(t)) (q_{i_p}(t) + G_P(t)) \right]$$

En tiempo discreto diremos que la densidad de mineral en el intervalo n dependerá del nivel del pozo en el intervalo n, los flujos de sólidos y agua que ingresen al pozo en n y la densidad de mineral en el pozo que se tenía en n-1, es decir:

$$\frac{\rho_{t_{P_n}} - \rho_{t_{P_{n-1}}}}{\Delta t} = \frac{1}{A_p h_{p_n}} \left[\left(1 - \frac{\rho_{t_{P_{n-1}}}}{\rho_m} \right) F_{P_n} + (1 - \rho_{t_{P_{n-1}}}) (q_{i_{P_n}} + G_{P_n}) \right] \quad (2.4-18)$$

Luego la densidad del mineral en el pozo en el intervalo n es:

$$\rho_{t_{P_n}} = \rho_{t_{P_{n-1}}} + \left\{ \frac{1}{A_p h_{p_n}} \left[\left(1 - \frac{\rho_{t_{P_{n-1}}}}{\rho_m} \right) F_{P_n} + (1 - \rho_{t_{P_{n-1}}}) (q_{i_{P_n}} + G_{P_n}) \right] \right\} \Delta t \quad (2.4-19)$$

El nivel del pozo en t está dado por la fórmula [2.2-53], vista en 2.2.4, esta es:

$$A_p \frac{dh_p(t)}{dt} = \bar{f}_p(t) - \bar{p}_p(t)$$

Como se ve el nivel del pozo depende de los flujos volumétricos de entrada y salida del pozo. En tiempo discreto decimos que la diferencia del nivel del pozo entre el intervalo n y n-1 depende del flujo volumétrico que entra en n y el flujo volumétrico que salió en n-1, es decir:

$$\frac{h_{p_n} - h_{p_{n-1}}}{\Delta t} = \frac{1}{A_p} (\bar{f}_{p_n} - \bar{p}_{p_{n-1}})$$

$$h_{p_n} = h_{p_{n-1}} + \left[\frac{1}{A_p} (\bar{f}_{p_n} - \bar{p}_{p_{n-1}}) \right] \Delta t \quad (2.4-20)$$

El flujo volumétrico de salida lo determina el estado de operación de la bomba.

Luego los flujos de sólidos y agua en la salida del pozo, en el intervalo n, son:

$$p_{p_n} = \bar{p}_{p_n} \rho_{t_{p_n}} c_{p_n} \quad (2.4-21)$$

$$q_{o_{p_n}} = \bar{p}_{p_n} \rho_{t_{p_n}} (1 - c_{p_n}) \quad (2.4-22)$$

En donde el porcentaje de sólidos en la pulpa en todo instante esta dado por la ecuación [2.2-56], es decir:

$$c_p = \frac{\rho_m}{1 - \rho_m} \frac{1 - \rho_{t_p}}{\rho_{t_p}}$$

El hold-up de mineral dentro del pozo está dado por la discretización de la ecuación (2.2-59), esto es:

$$w_{b_n} = w_{b_{n-1}} + (f_{b_n} - p_{b_{n-1}}) \Delta t$$

2.4.5 Bomba Centrífuga

En el capítulo 2.2.5 se describió el modelo de bomba centrífuga utilizada en el simulador. La ecuación que rige el comportamiento es (2.2-59), aquí se determina el flujo volumétrico de pulpa que mueve la bomba en función de su velocidad y de las presiones en los dos extremos de la bomba.

$$\bar{f}_B(t) = \kappa_{B1} v_B(t) - \kappa_{B2} [\mathcal{P}_{B2}(t) - \mathcal{P}_{B1}(t)]$$

Esta ecuación escrita en tiempo discreto queda como sigue:

$$\bar{f}_{B_n} = \kappa_{B1} v_{B_n} - \kappa_{B2} [\mathcal{P}_{B2_n} - \mathcal{P}_{B1_n}] \quad (2.4-23)$$

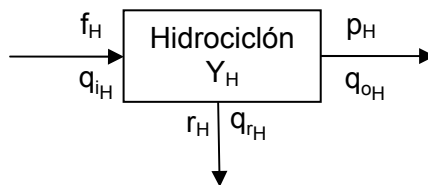
Las presiones en los extremos de la bomba quedan determinadas por (2.2-60) y (2.2-68). Las ecuaciones equivalentes en tiempo discreto son las siguientes:

$$\mathcal{P}_{B1_n} = \rho_{t_{pn}} g h_{P_n} \quad (2.4-24)$$

$$\mathcal{P}_{B2_n} = \mathcal{P}_{H_{n-1}} + \rho_{t_{pn}} \cdot g \cdot h_H + \kappa_{B3} \cdot \bar{f}_{B_{n-1}}^2 \quad (2.4-25)$$

2.4.6 Hidrociclón

En el Capítulo 2.2.6 se desarrolló el modelo de Hidrociclón utilizado en el simulador, resumiendo las ecuaciones se obtiene que:



$$p_H(t) = [I - Y_H(t)] \left[1 - \frac{q_{i_H}(t)}{q_{o_H}(t)} \right] f_H(t)$$

$$r_H(t) = \frac{q_{i_H}(t)}{q_{o_H}(t)} f_H(t) + Y_H(t) f_H(t)$$

$$q_{r_H}(t) = q_{i_H}(t) - q_{o_H}(t)$$

$$q_{o_H}(t) = 1.1q_{i_H}(t) - (3.96c_P(t) + k_{H2})n_H$$

En donde:

- $Y_H(t)$ es la matriz de clasificación la que sólo depende $q_{i_H}(t)$ y de $F_H(t) = \sum f_H(t)$ según se vio en 2.2.6.
- k_H es una constante identificable para cada hidrociclón y n_H es el número de hidrociclones cuando se tiene una batería de hidrociclones.
- $c_P(t)$ es la densidad de los sólidos en la alimentación.

Como se aprecia todas ecuaciones mencionadas sólo dependen de las variables de entrada. Las ecuaciones equivalentes en tiempo discretos son:

$$p_{H_n} = [I - Y_{H_n}] \left[1 - \frac{q_{i_{H_n}}}{q_{o_{H_n}}} \right] f_{H_n} \quad (2.4-26)$$

$$r_{H_n} = \frac{q_{i_{H_n}}}{q_{o_{H_n}}} f_{H_n} + Y_{H_n} f_{H_n} \quad (2.4-27)$$

$$q_{r_{H_n}} = q_{i_{H_n}} - q_{o_{H_n}} \quad (2.4-28)$$

$$q_{o_{H_n}} = 1.1q_{i_{H_n}} - (3.96c_{P_n} + k_{H2})n_H \quad (2.4-29)$$

2.4.7 Molino de Bolas

En el Capítulo 2.2.7 se desarrolló el modelo del Molino de Bolas que se utiliza en el simulador. El modelo considera, tanto para los sólidos como para el agua, una ecuación de estado para el hold-up y una descarga proporcional al hold-up. Las ecuaciones desarrolladas en 2.2.7 se resumen a continuación:

$$\frac{d}{dt} w_M(t) = f_M(t) - p_M(t) + B w_M(t)$$

$$p_M(t) = \alpha_M w_M(t)$$

$$\frac{d}{dt} w_{MA}(t) = q_{iM}(t) - q_{oM}(t)$$

$$q_{oM}(t) = \alpha_{MA} w_{MA}(t)$$

B es una matriz triangular inferior con las tasas de molienda para cada intervalo de tamaño de los sólidos. α_M es la tasa de descarga de sólidos y es la misma para todos los intervalos de tamaño. α_{MA} es la tasa de descarga de agua.

Las ecuaciones equivalentes en tiempo discreto para los sólidos son las siguientes:

$$\frac{\Delta w_M}{\Delta t} = \frac{w_{M_n} - w_{M_{n-1}}}{\Delta t} = f_{M_n} - p_{M_{n-1}} + B w_{M_{n-1}} \quad (2.4-30)$$

$$w_{M_n} = w_{M_{n-1}} + \left(f_{M_n} - p_{M_{n-1}} + B w_{M_{n-1}} \right) \Delta t \quad (2.4-31)$$

$$p_{M_n} = \alpha_M w_{M_n} \quad (2.4-32)$$

Las ecuaciones equivalentes en tiempo discreto para el agua se indican a continuación:

$$\frac{\Delta w_{MA}}{\Delta t} = \frac{w_{MA_n} - w_{MA_{n-1}}}{\Delta t} = q_{iM_n} - q_{oM_{n-1}} \quad (2.4-33)$$

$$w_{MA_n} = w_{MA_{n-1}} + \left(q_{iM_n} - q_{oM_{n-1}} \right) \Delta t \quad (2.4-34)$$

$$q_{oM_n} = \alpha_{MA} w_{MA_n} \quad (2.4-35)$$

2.5 CONTROL DE LA PLANTA

2.5.1 Perturbaciones (medidas y no medidas)

El mineral que llega a la planta de molienda no es siempre el mismo, varía por diversas razones tanto en dureza (perturbación no medida) como en la granulometría que tiene (perturbación medida). Si se asume que el proceso minero es el mismo, es decir las tronaduras se realizarán de la misma forma (por ejemplo misma cantidad de explosivo), el cómo carga la pala los camiones, cómo estos transportan y descargan el mineral en el/los chancador(es) primario(s), y el cómo el mineral chancado cae a las correas transportadoras que llegan al molino SAG es realizado siempre de la misma forma, dureza y granulometría son variables no independientes. Mineral más duro implicará una granulometría con más gruesos.

Mayor dureza afecta fuertemente al molino SAG ya que la eficiencia de las rocas para molerse en los choques entre ellas disminuye y más pebbles son generados aumentando la recirculación por el chancador de pebbles.

En los molinos de bolas la dureza también influye, pero debido a que la molienda es vía choque contra bolas de acero el efecto es menor.

i) Perturbaciones en la Molienda SAG

Tanto que el mineral sea más duro como que su granulometría sea mayor se puede interpretar, desde el punto de vista de la modelación, como una pérdida en la eficiencia para moler del Molino SAG. De acuerdo a (2.2-11) tenemos que:

$$\frac{d}{dt} w_s = \tilde{f}_s - \tilde{p}_s - k w_s$$

Con:

$$\tilde{f}_s = f_s + r_s \quad r_s = c \tilde{p}_s \quad p_s = (I - c) \tilde{p}_s$$

La eficiencia del Molino se observa (se puede medir) en la descarga p_s , esta depende de cuánto mineral r_s recircule dentro del molino a causa de la parrilla interna (modelada mediante la constante de descarga c) y de la eficiencia de la molienda dada por la matriz k . La matriz k , como se vio en 2.2.1, se determinó de la siguiente manera:

$$k = R k^A R^{-1}$$

$$k_i^A = \frac{S}{W_s} k_i^E$$

Así tenemos que la eficiencia de la molienda depende de las constantes específicas de molienda k^E .

Se determinan tasas específicas de molienda para un mineral de dureza media \bar{k}^E (ver capítulo 3.3.3). Cuando el mineral sea el más duro posible, se asumirá que las tasas específicas de molienda son un 30% menos eficientes que las tasas para mineral de dureza media y que cuando el mineral es lo más blando posible, las tasas específicas de molienda serán un 30% más efectivas.

Sea μ la proporción de la dureza del mineral, con $\mu \in [0,1]$. $\mu = 0$ es el mineral más blando posible, $\mu = 1$ es el mineral lo más duro posible y $\mu = 0.5$ representa al mineral de dureza media, luego k^E es en cada iteración:

$$k^E = \mu(0.7\bar{k}^E) + (1-\mu)(1.3\bar{k}^E) \quad (2.5-1)$$

Para simular los cambios en la granulometría, se definen tres granulometrías posibles para la alimentación fresca de mineral al Molino SAG, una granulometría para mineral duro f^D , uno para el mineral de dureza media f^N y uno para el mineral blando f^B . De esta forma la granulometría de alimentación fresca f será:

$$f = \begin{cases} f^D & \text{si } 0.8 < \mu \leq 1 \\ f^N & \text{si } 0.3 < \mu \leq 0.8 \\ f^B & \text{si } 0 < \mu \leq 0.3 \end{cases} \quad (2.5-2)$$

Y el flujo de alimentación:

$$f_s = F_s f \quad (2.5-3)$$

La proporción de dureza μ se define de la siguiente forma:

$$\mu = \frac{1}{2}(1 + \gamma_{n1}n) \quad (2.5-4)$$

En que n es un valor aleatorio y γ_{n1} es una constante que determina cuanto afecta n a la dureza del mineral fresco.

La variable n da una variación aleatoria (ruido). Sin embargo n no se puede definir como ruido blanco ya que la variación en el tiempo de la dureza no es tan rápida como la que obtendríamos al ocupar directamente este tipo de ruido. Para crear un ruido de menor frecuencia definimos al ruido n como la suma de un ruido blanco n_B más una fracción de la variación en el tiempo que tiene el ruido n . Con esta definición obtenemos una “inercia” del ruido con sus valores pasados. Se define n como sigue:

$$n = n_B + \gamma_{n2} \frac{d}{dt} n \quad (2.5-5)$$

La constante γ_{n2} permite regular la dependencia que tiene n con sus valores pasados.

n_B se define entre $[-1, 1]$, y γ_{n2} entre $[0, 1)$, luego n estará también en el rango $[-1, 1]$.

En la molienda secundaria (como se verá más adelante) se utilizan dos flujos de sólidos, uno de mineral duro y otro de mineral blando. La relación entre la dureza del mineral en el

SAG dada por μ y los dos flujos en la molienda secundaria es realizada en la descarga del harnero (ver 2.5.2 iii). Si bien el rechazo del harnero, ya sea en forma directa o vía el chancador de pebbles, se suma a la alimentación fresca en la entrada al SAG, se considera que no afecta a μ . Esto es válido ya que el rechazo del harnero es mucho menor que la alimentación fresca (aproximadamente un 10%), de no serlo se estaría muy alejado del punto de operación en equilibrio.

ii) Perturbaciones en el molino de bolas

Para representar la dureza del mineral en los molinos de bolas, se definió dos matrices de molienda. Una de estas matrices contiene tasas de molienda que representan la eficiencia del molino para moler mineral duro (B^D) y la otra matriz está conformada por tasas de molienda para la conminución de mineral blando (B^B).

Como se mencionó anteriormente, en la molienda secundaria se considera dos flujos de mineral, uno de mineral duro y otro de mineral blando en cada modelo. En el molino de bolas el flujo de mineral duro se representa por f_M^D y el de mineral blando por f_M^B .

La porción del flujo de alimentación conformada por mineral duro es tratada por la matriz de molienda para mineral duro y la conformada por mineral blando por la matriz para mineral blando. Si w_M^D es el hold-up de mineral duro y w_M^B el hold-up de mineral blando, entonces:

$$\frac{d}{dt} w_M^D = f_M^D - p_M^D + B^D w_M^D \quad (2.5-6)$$

$$\frac{d}{dt} w_M^B = f_M^B - p_M^B + B^B w_M^B \quad (2.5-7)$$

Como la granulometría de mineral duro y blando está representada en los flujos de entrada y hold-up's, así como la conminución es diferenciada con diferentes matrices de molienda; se consideró una sola tasa de descarga (α_M) para ambos flujos.

$$p_M^D = \alpha_M w_M^D \quad (2.5-8)$$

$$p_M^B = \alpha_M w_M^B \quad (2.5-9)$$

iii) Perturbaciones en el resto de los modelos

Los modelos del harnero y del hidrociclón son basados en clasificación y no consideran ninguna conminución, por lo tanto lo que importa es la distribución granulométrica y no la dureza.

Sin embargo, como la descarga del harnero es la alimentación fresca del circuito de molienda secundaria, es necesario definir los flujos de sólidos duros y blandos en función del parámetro μ de dureza. Estos flujos se definen como sigue:

$$p_A^D = \mu p_A \quad (2.5-10)$$

$$p_A^B = (1 - \mu) p_A \quad (2.5-11)$$

Para el chancador de pebbles se asume que la eficiencia de conminución no varía con los cambios en la dureza del mineral.

En el pozo se mantiene en forma independiente el hold-up de duros y de blandos en función de los flujos de duros y blandos que recibe. El control de nivel del pozo se hace con la suma de los hold-up's.

El modelo de la bomba centrífuga se basa en flujos volumétricos y presiones. Los flujos volumétricos y presiones son determinados por la suma de los flujos volumétricos de mineral duro y blando. La distribución granulométrica se considera que no varía entre la entrada y la salida.

En las Figura 2.5-1 y Figura 2.5-2, se presentan los diagramas de bloques que indican todos los flujos considerando la dureza del mineral cuando corresponde

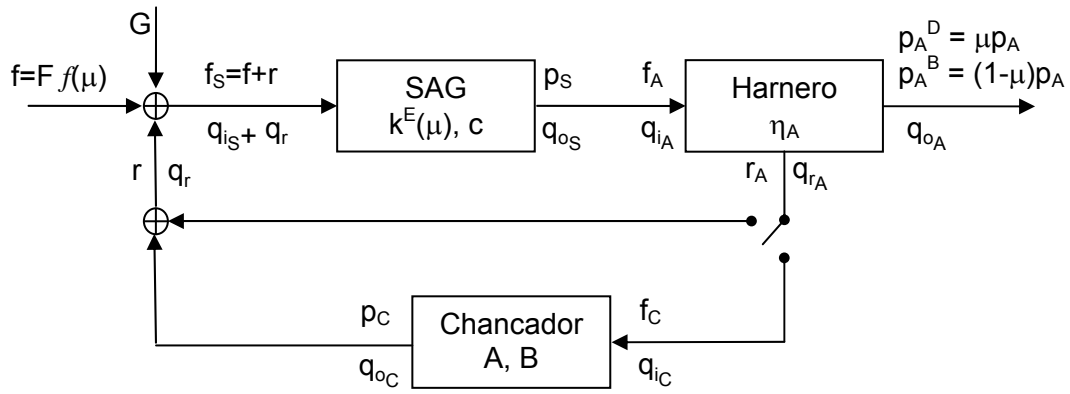


Figura 2.5-1 Diagrama de Bloques de perturbaciones en Molienda SAG

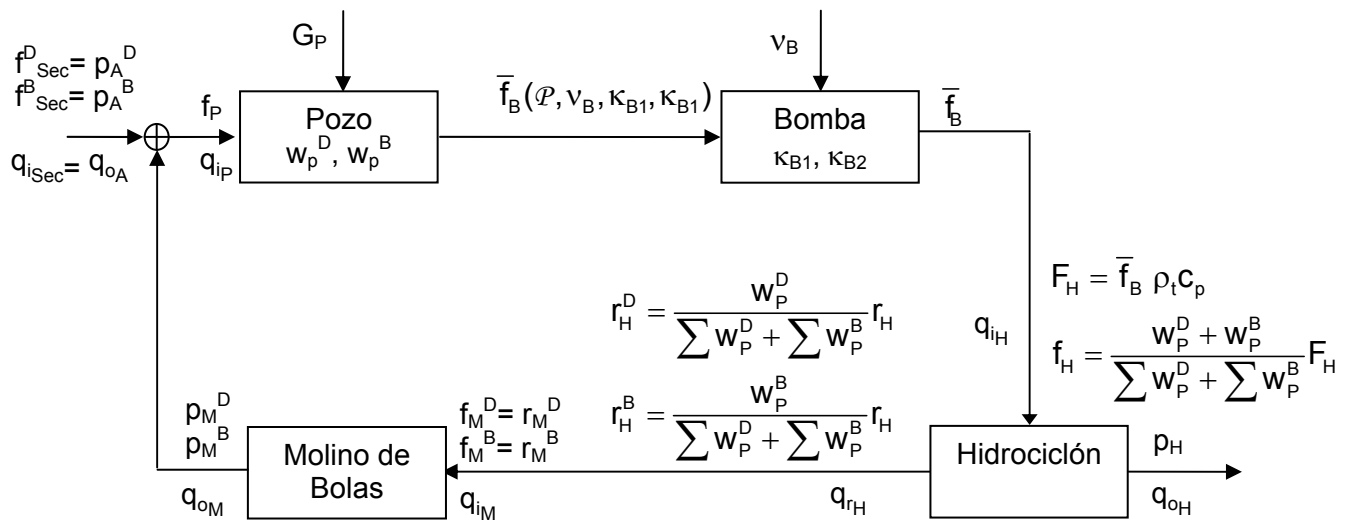


Figura 2.5-2 Diagrama de Bloques de perturbaciones en Molienda secundaria

2.5.2 Controles automáticos en la planta

i) Lazos de Control

El simulador cuenta con cuatro controles automáticos:

- Control PI de *hold-up* del Molino SAG el que actúa sobre la alimentación fresca al molino.
- Control PID de nivel del pozo que actúa sobre la velocidad de la bomba centrífuga del pozo.
- Control PID de porcentaje de sólidos en la alimentación a hidrociclones que actúa sobre el agua que se agrega al pozo.
- Control PID de +65# en el producto final que actúa en cascada con el control anterior variando el *set-point* del control de Cph.

Los lazos de control se resumen en el esquema de la Figura 2.5-3.

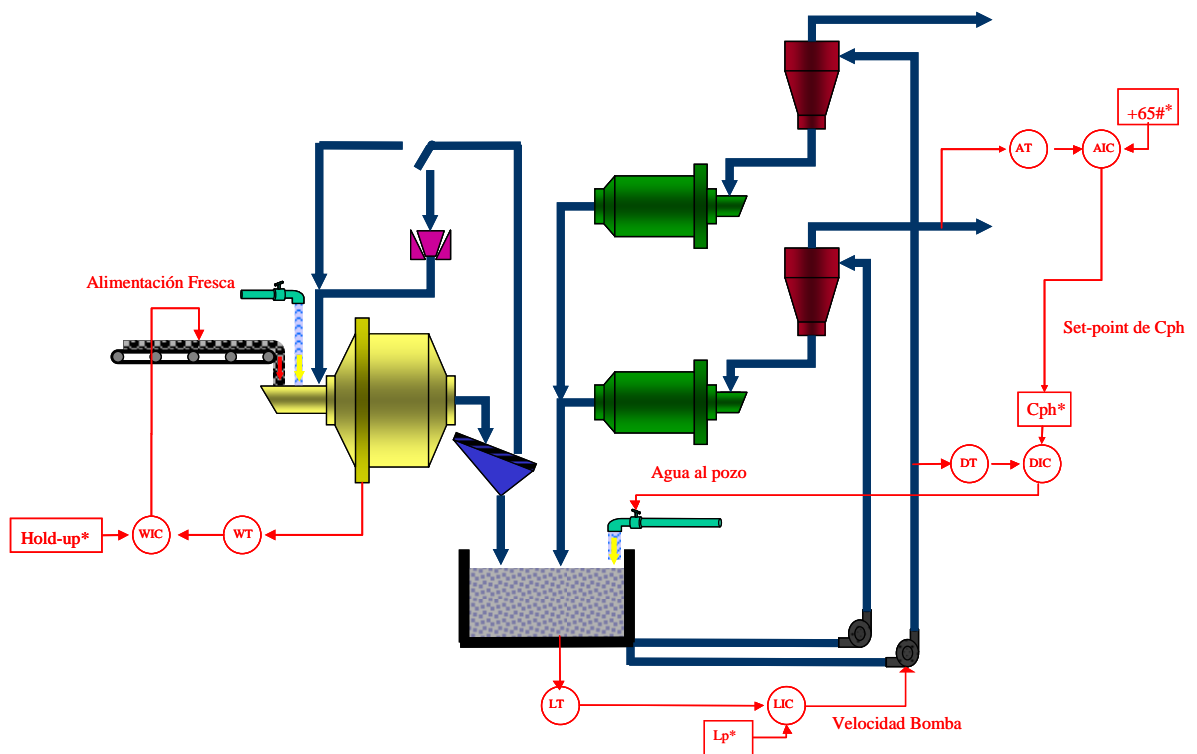


Figura 2.5-3 Lazos de control

ii) Control PI de hold-up del Molino SAG

En el caso del SAG el control implementado es la versión discreta incremental del controlador PI. El hold-up del molino es controlado variando la alimentación fresca al molino.

$$F_S(t) = F_S(t-1) + K_{C_1} \left(\frac{e_1(t) - e_1(t-1)}{\Delta t} + \frac{e_1(t)}{T_{i_1}} \right) \quad (2.5-12)$$

Donde $F_S(t)$ es el flujo de sólidos en la alimentación en [t/h], K_{C_1} es la constante proporcional, T_{i_1} el tiempo integral y $e_1(t)$ el error entre el hold-up medido y el set-point

$$e_1(t) = w_S^*(t) - w_S(t) \quad (2.5-13)$$

con $w_S^*(t)$ es el set-point

iii) Control PID del nivel del Pozo

El control PID del nivel del pozo (h_p) se hace controlando la velocidad de las bombas centrífugas.

$$v_B(t) = v_B(t-1) + K_{C_2} \left(\frac{e_2(t) - e_2(t-1)}{\Delta t} + \frac{e_2(t)}{T_{i_2}} + T_{d_2} \frac{e_2(t) - 2e_2(t-1) + e_2(t-2)}{\Delta t^2} \right) \quad (2.5-14)$$

en que:

$$e_2(t) = h_p^*(t) - h_p(t) \quad (2.5-15)$$

con $h_p^*(t)$ es el set-point

v_B : velocidad de la bomba centrífuga en [RMS]

$K_{C_2}, T_{i_2}, T_{d_2}$: Constante proporcional, tiempo derivativo y tiempo integral

iv) Control PID del porcentaje de sólidos en la alimentación a hidrociclones

El control PID del porcentaje de sólidos en alimentación de los hidrociclones (c_p) se realiza controlando la alimentación de agua fresca al pozo:

$$G_P(t) = G_P(t-1) + K_{C_3} \left(\frac{e_3(t) - e_3(t-1)}{\Delta t} + \frac{e_3(t)}{T_{i_3}} + T_{d_3} \frac{e_3(t) - 2e_3(t-1) + e_3(t-2)}{\Delta t^2} \right) \quad (2.5-16)$$

en que:

$$e_3(t) = c_p^*(t) - c_p(t) \quad (2.5-17)$$

con $c_p^*(t)$ es el set-point

G_P : Flujo másico de agua al pozo en [T/h]

$K_{C_3}, T_{i_3}, T_{d_3}$: Constante proporcional, tiempo derivativo y tiempo integral

v) Control PID del +65# en el Producto Final

El control PID del +65# en el producto final de los hidrociclones se realiza controlando el set-point del control PID del porcentaje de sólidos en la alimentación de los hidrociclones:

$$c_p^*(t) = c_p^*(t-1) + K_{C_4} \left(\frac{e_4(t) - e_4(t-1)}{\Delta t} + \frac{e_4(t)}{T_{i_4}} + T_{d_4} \frac{e_4(t) - 2e_4(t-1) + e_4(t-2)}{\Delta t^2} \right) \quad (2.5-18)$$

en que:

$$e_4(t) = [+65\#^*(t)] - [+65\#(t)] \quad (2.5-19)$$

Con $+65\#^*(t)$ es el set-point

c_p^* : Set-point del control PID del porcentaje de sólidos (c_p) en la alimentación a los hidrociclones.

$K_{C_4}, T_{i_4}, T_{d_4}$: Constante proporcional, tiempo derivativo y tiempo integral

3 DESARROLLO DEL SIMULADOR

3.1 ESPECIFICACIÓN DEL SIMULADOR

El simulador desarrollado representa la operación de una planta de molienda semiautógena (SAG) con un circuito inverso de molienda secundaria.

El simulador cuenta con un entorno gráfico que es similar a las pantallas de control que se utilizan en las plantas reales. En el punto 3.2.6 se detalla el ambiente gráfico del simulador.

Para programar el simulador se utilizó el software MatLab versión 4.1 debido a ser este un lenguaje de programación matemáticamente muy poderoso.

3.2 PROGRAMACIÓN DEL SIMULADOR

3.2.1 Lógica constructiva

El simulador está constituido por 6 sub-programas o módulos que interactúan entre sí. Estos son:

- DSAG: Programa maestro que controla el resto de los subprogramas
- DSAG_ini: Programa que inicializa el entorno gráfico y crea las constantes y variables de cada modelo con sus valores iniciales
- SAG_mod: Programa que simula la molienda SAG, es decir el funcionamiento del Molino SAG, del harnero y del chancador de pebbles

- PHc_mod: Programa que simula el funcionamiento del pozo, las bombas centrífugas y las baterías de hidrociclones
- MBol_mod: Programa que simula el funcionamiento del Molino de Bolas.
- DSAG_set: Programa para cambiar los valores de las constantes de cada modelo y de los controles automáticos

Los controles automáticos que tiene implementados el simulador están programados dentro de los subprogramas que contienen los modelos con las variables a controlar. Es decir, el control del hold-up del molino SAG está en el módulo SAG_mod y los controles del nivel del pozo, porcentaje de sólidos en la alimentación de los hidrociclones y el +65# en el rebose de los hidrociclones están en el módulo PHc_mod.

3.2.2 Módulo DSAG

La Figura 3.2-1 muestra el diagrama de flujo del módulo DSAG, el que además corresponde al diagrama general del simulador. A continuación se explica el diagrama de flujo.

El simulador comienza llamando al subprograma DSAG_ini, el que inicializa el entorno gráfico (ver capítulo 3.2.6) y crea las variables y constantes que ocupa el simulador.

Inicializadas todas las variables y constantes, el programa queda en “Pausa” hasta que se da la orden de “Comenzar” con un botón que está en el entorno gráfico. Dada la orden de “Comenzar” se comienza el ciclo de simulación de la planta.

Para que el usuario del programa pueda interactuar con el simulador durante la simulación, cada vez que se termina de correr un sub-programa, DSAG ve si existe una orden de interrumpir el programa. Las órdenes de interrupción son causadas cuando el usuario presiona algún botón, cambia el valor de una casilla de datos o mueve una barra de desplazamiento.

El funcionamiento del simulador es como sigue:

- Se llama al subprograma SAG_mod en el que se simula el funcionamiento del molino SAG, el harnero y el chancador de pebbles.
- Se retorna a DSAG, se ve si existe alguna interrupción y si no hay se llama al subprograma PHc_mod donde se simula el funcionamiento del pozo, las bombas centrífugas y los hidrociclones.
- Se retorna a DSAG, se ve si existe alguna interrupción y si no hay se llama al subprograma MBol_mod donde se simula el funcionamiento de los molinos de bolas.
- Si existió alguna interrupción sucede lo siguiente: si la interrupción no fue “Pausa”, sino que alguna de las otras que se pueden ver en el diagrama de flujo (procesos 1, 2, 3 y 4), se desarrolla la acción solicitada y se vuelve al proceso de simulación. Si la interrupción fue “Pausa”, se detiene la simulación y se espera una orden del usuario. Las órdenes pueden ser alguno de los procesos 1, 2, 3 y 4 en cuyo caso se desarrolla el proceso y se vuelve al estado “Pausa” hasta que se dé la orden “Comenzar”.

Cuando se ordena la acción 4 se corre el programa DSAG_set, donde se puede cambiar el valor de constantes de los modelos y de los controles automáticos.

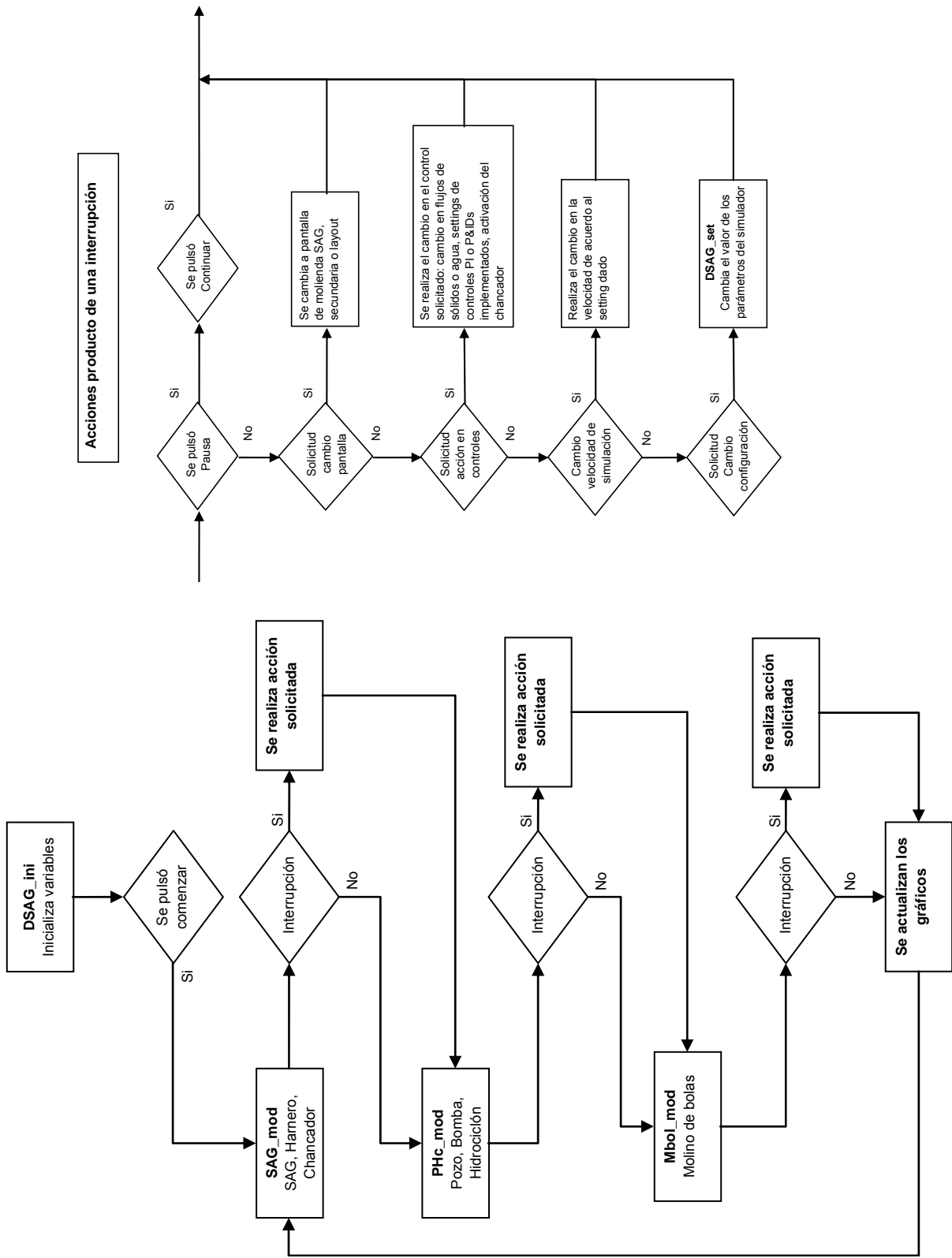
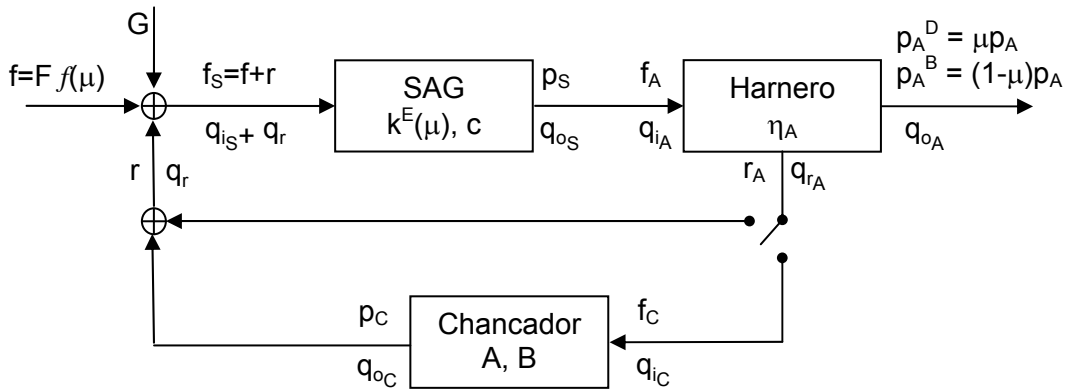


Figura 3.2-1 Diagrama de flujo general del Simulador

3.2.3 Módulo SAG_mod

Para facilitar la lectura de variables se presenta la figura 2.5-1.



SAG_mod comienza asignando las perturbaciones a la moliendabilidad del mineral. Como se vio en el capítulo 2.5.1 esto se realiza determinando el factor de dureza de mineral μ en función de un ruido coloreado n . Con μ se determina las tasas específicas de molienda k^E y a la granulometría de la alimentación fresca f .

Si el control PI del hold-up del SAG (w_s) está activado, se lee el set-point definido por el usuario y el control PI determina el valor total del flujo de alimentación fresca (F), si no está activado el usuario define este valor. El flujos de sólidos por intervalos de tamaño se determina como $f = F f$.

Si esta activada la "razón fija de agua", G toma el valor especificado por el usuario, si no G será un 30% de F .

El flujo de sólido al SAG f_s será el valor de f en la iteración n más el flujo de rechazo r calculado en la iteración $n-1$, del mismo modo q_{i_s} será la suma de G en iteración n más q_r en $n-1$.

Con w_s en (n-1) se calcula el porcentaje de ocupación de sólidos en el molino J para n-1, y con este la potencia S en (n-1). Con w_s y J en n-1 y k^E en n, se determina las constantes de molienda k (en n)

Se determina la descarga de la cámara de molienda para n-1, la que depende de w_s en n-1. Además de obtiene la alimentación a la cámara de molienda en n, la que es la alimentación fresca en n más el rechazo de la iteración anterior (n-1).

Con los valores anteriores se calcula el hold-up de sólidos y agua para n. Finalmente se determinan las descargas y rechazos para el intervalo n.

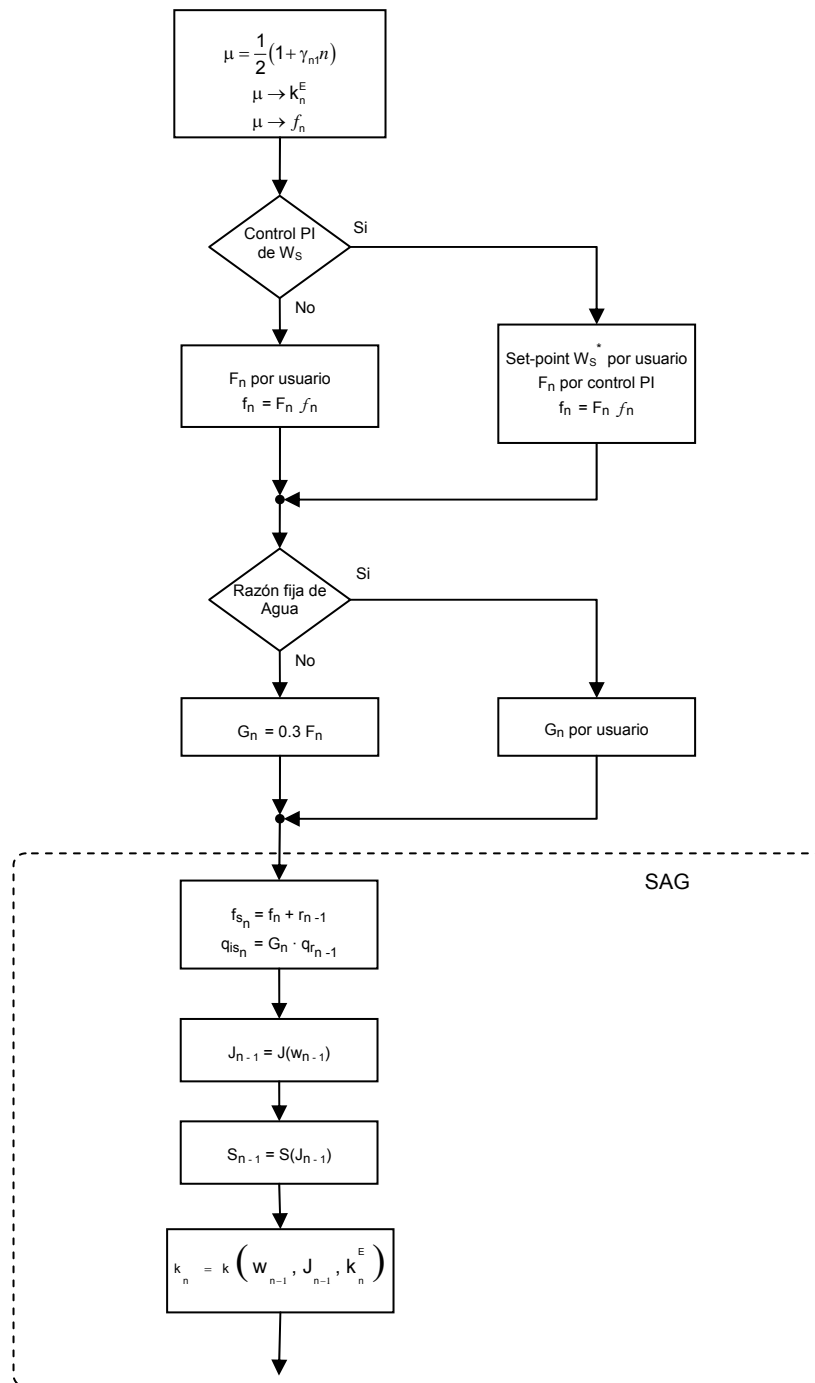
El flujo de sólidos al harnero será igual a la descarga del SAG. Se determina el d_{50} . Con el d_{50} se determina el valor de la eficiencia del harnero. Con la eficiencia se determina el rechazo de mineral y con este la descarga de sólidos. En forma paralela se determina el rechazo de agua y la descarga de agua. La descarga del harnero es la alimentación fresca del circuito de molienda secundaria, para esto se definen los flujos de sólidos duros y blandos de acuerdo a [2.5-6] y [2.5-7]

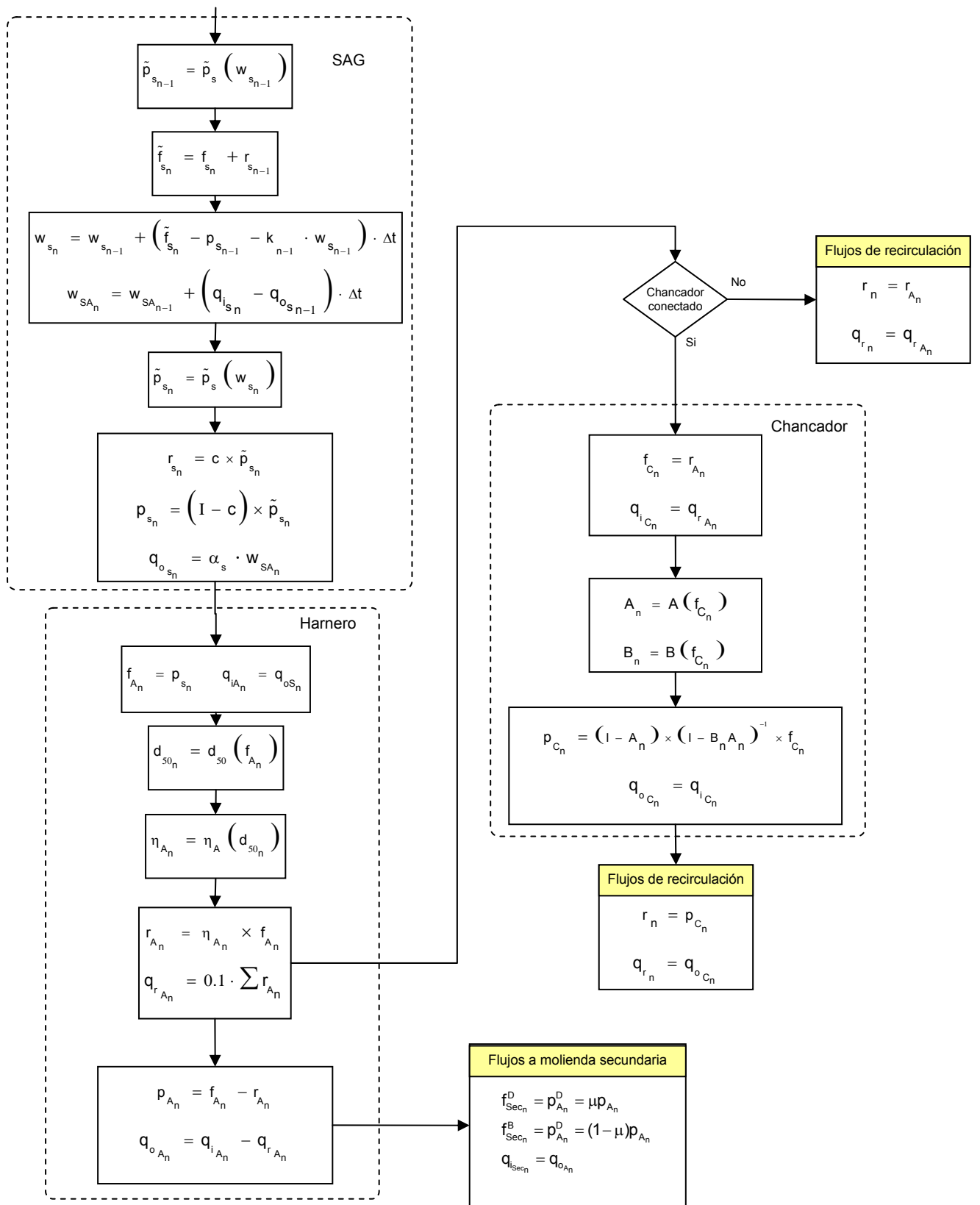
$$p_A^D = \mu p_A$$

$$p_A^B = (1 - \mu) p_A$$

Si el está activado el uso del Chancador de Pebbles el rechazo del harnero se convierte en la alimentación del Chancador, con esta se determinan las matrices de descarga A y de ruptura B y luego la descarga del Chancador. La descarga del chancador de pebbles será el flujo de recirculación de la molienda SAG. Si no está activado el Chancador el flujo de recirculación será igual al rechazo del harnero.

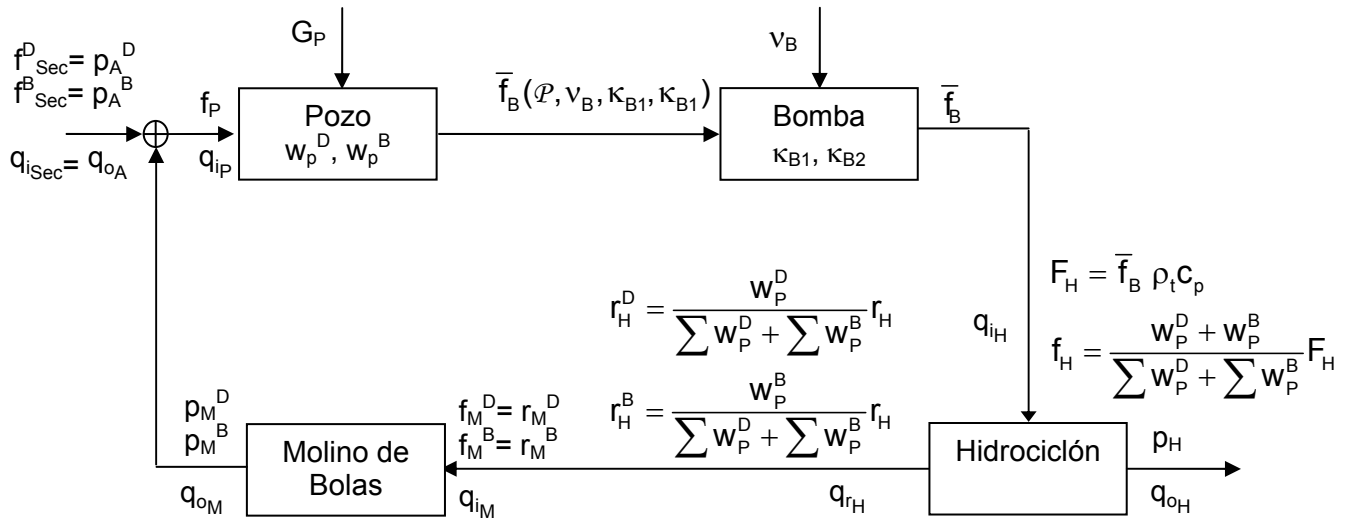
A continuación se muestra el diagrama de flujo del ciclo de molienda SAG.





3.2.4 Programación del Módulo PHc_mod

Para facilitar la lectura de variables se presenta la figura 2.5-2.



El módulo PHc_mod cubre el funcionamiento del pozo, bombas centrífugas y la batería de hidrociclones.

Los flujos de entrada a PHc_mod son las descargas de sólidos duros y blandos del harnero, y la descarga de agua del harnero. Al pozo llegan los flujos antes descritos más las descargas del molino de bolas. Con los flujos de mineral duro se calcula el hold-up de duros en el pozo (w_P^D) y con los flujos de blandos el hold-up de blandos (w_P^B).

Si está conectado el control PID de +65# en producto final (descarga de hidrociclones), el controlador lee el set-point y determina el set-point del control PID del porcentaje de sólidos en la alimentación a los hidrociclones (c_p). Si el control PID de +65# está conectado, entonces el control de PID de c_p se activa y se desactiva el set-point de c_p por usuario.

Si está conectado el control PID del porcentaje de sólidos en la alimentación a los hidrociclones (c_p) y el control de +65# no está conectado, entonces el set-point de c_p es

ingresado por el usuario. Ya sea que el set-point está ingresado por el usuario o por el control PID de +65#, el control determina el agua fresca que ingresa al pozo (G_p).

Si el control PID de c_p no está activado (lo que implica que el PID de +65# no está activado) el agua fresca al pozo (G_p) es ingresada por el usuario.

Se calcula el flujo volumétrico de alimentación al pozo (\bar{f}_p) para el intervalo n , para esto se suma los flujos máscicos de duros y blandos. Se determina el flujo volumétrico del a descarga del pozo (\bar{p}_p) de la iteración anterior ($n-1$). Con estos datos se determina la altura de la pulpa de mineral en el pozo, luego la densidad de la pulpa de mineral en el pozo (ρ_{tp}) y luego el porcentaje de sólidos en la pulpa de mineral (c_{pp}).

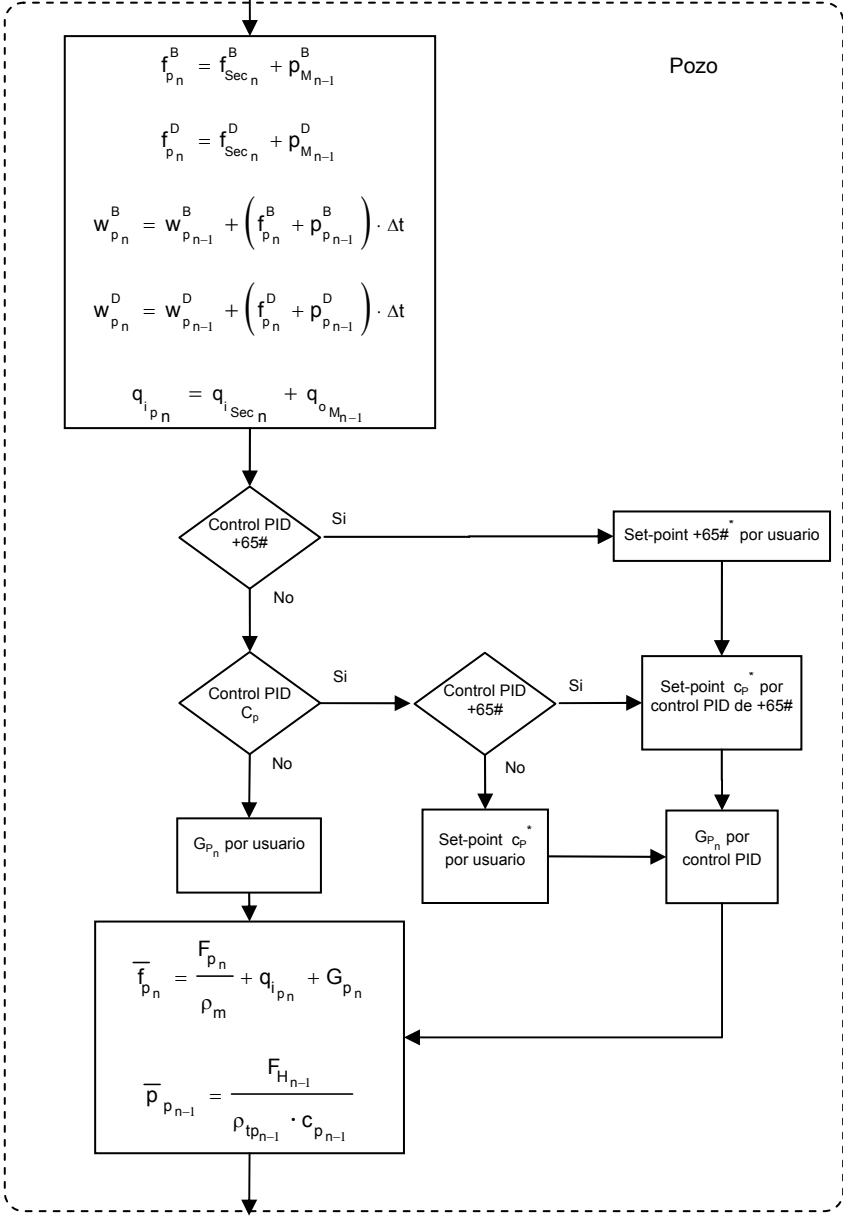
Si el control PID de nivel de la pulpa en el pozo está activado, el usuario ingresa el set-point y el control PID determina la velocidad de la bomba centrífuga (v_B). Si no está activado el control, la velocidad es ingresada por el usuario. Luego se calcula el flujo volumétrico de la pulpa hacia los hidrociclones.

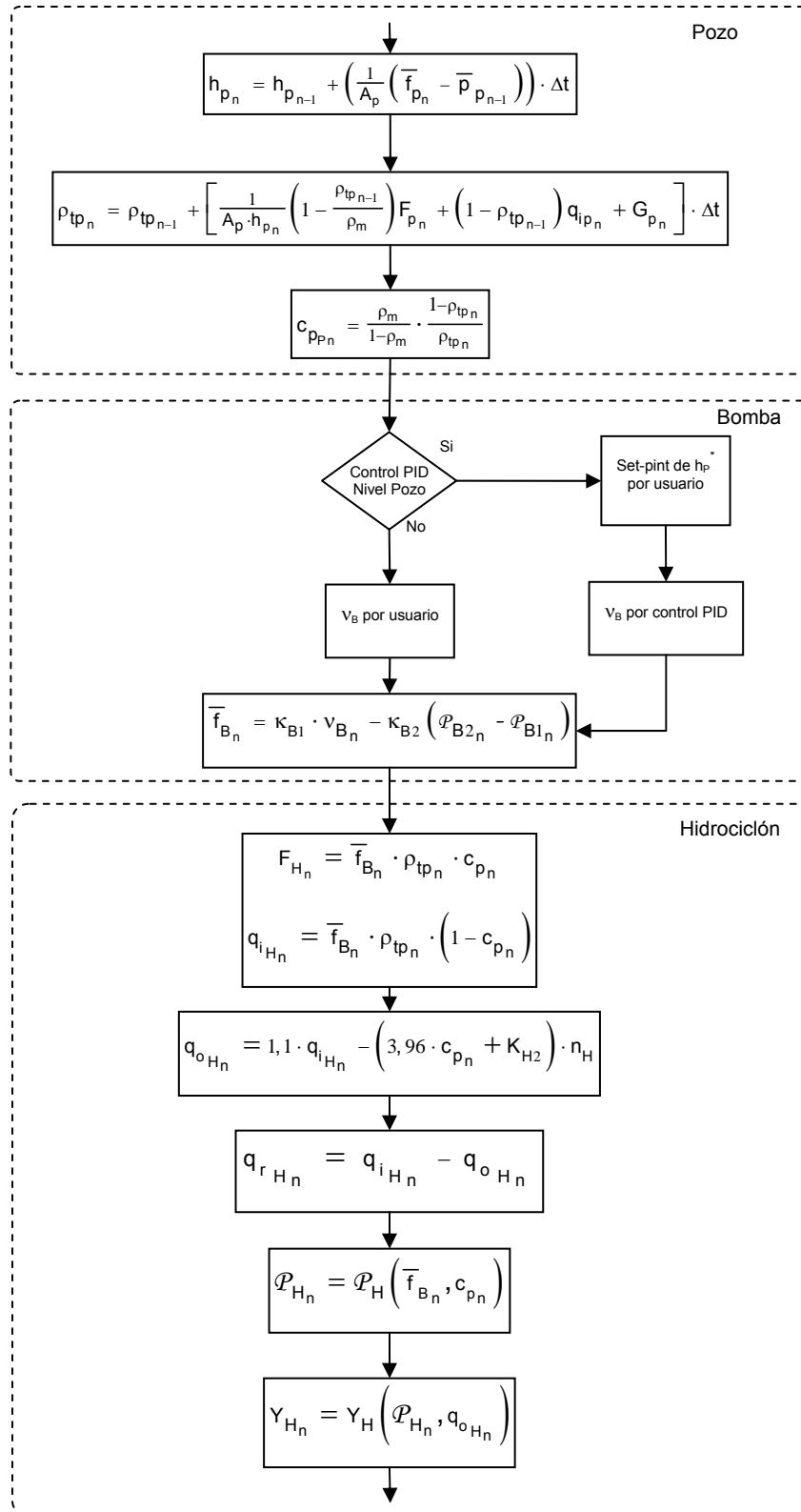
Con los flujos volumétricos, densidad de la pulpa y porcentaje de sólidos en la iteración n , se determinan los flujos, presiones y variables del modelo para la iteración n en el hidrociclón. Finalmente se determinan los flujos de mineral duro y blando en el rechazo y rebose, considerando que para cada intervalo de tamaño estos son proporcionales a los hold-up de mineral duro y blando para cada intervalo de tamaño en el pozo.

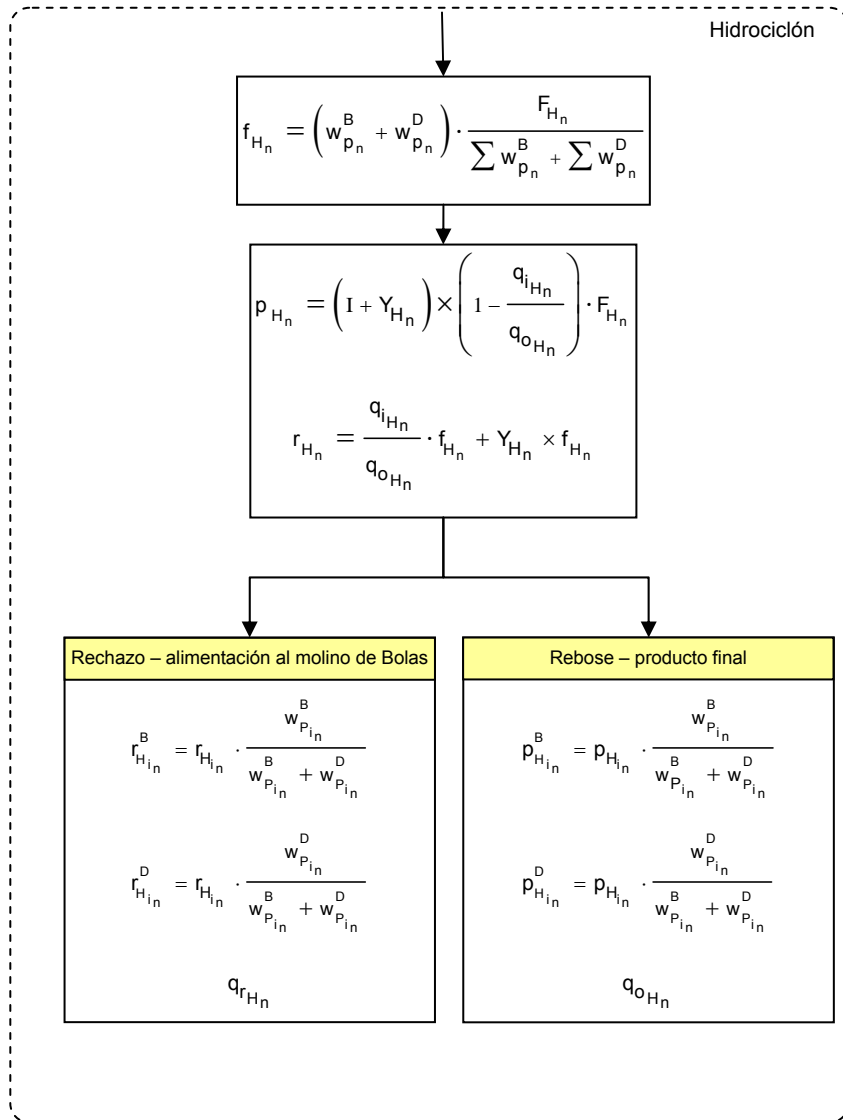
Alimentación desde molienda SAG

$$f_{Sec_n}^D = p_{A_n}^D \quad f_{Sec_n}^B = p_{A_n}^B$$

$$q_{iSec_n} = q_{o_{A_n}}$$





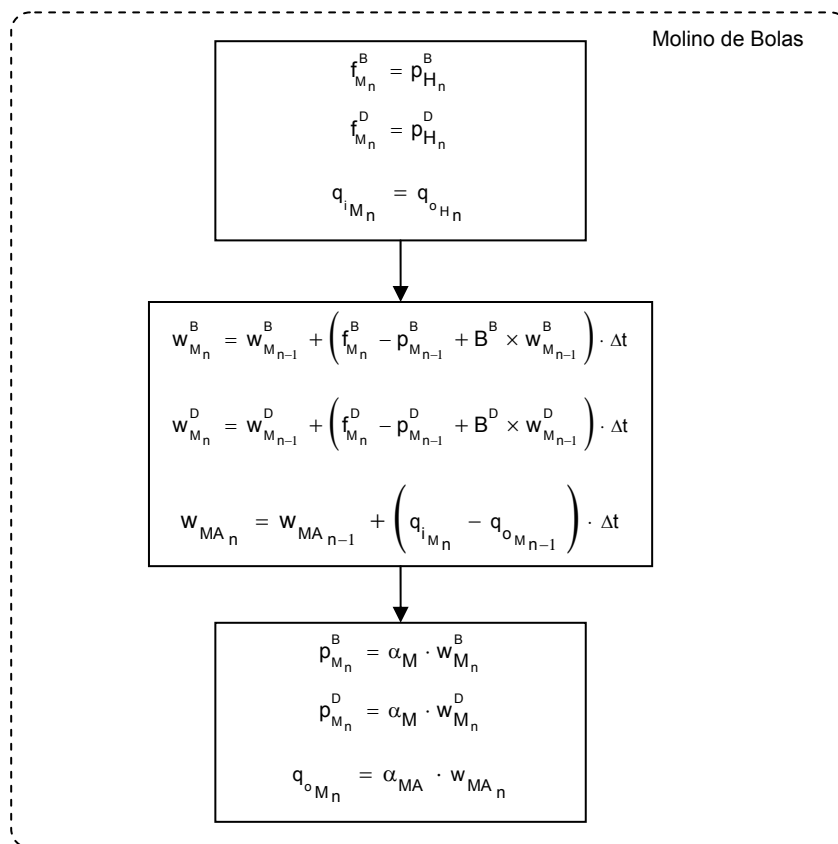


3.2.5 Programación del Módulo Mbol_mod

Mbol_mod determina los flujos de entrada los que son iguales a los flujos en el rechazo de los hidrociclones.

Se determinan los hold-up de mineral duro (w_M^D) y blando (w_M^B) considerando las matrices de molienda para duros (B^D) y blandos (B^B). Además se determina el hold-up de agua (w_{MA}).

Finalmente con la tasa de descarga α_M se determinan los flujos de descarga de sólidos duros, sólidos blandos y agua. Estos flujos son descargados al pozo.



3.2.6 Interfaz Gráfica del Usuario e Interacción con los Modelos

El simulador presenta tres pantallas: Una de control y supervisión del circuito de molienda SAG, otra de control y supervisión del circuito de molienda secundaria y una tercera donde se muestra un layout de la planta y los principales flujos de mineral y de otras variables de la planta.

i) Pantalla de control y supervisión de la molienda SAG

Esta pantalla está constituida por dos monitores con gráficos de tendencia, una zona para manejar las variables manipulables, una subpantalla con información de la Molienda Secundaria y una zona con los sistemas de control del simulador. La pantalla de control y supervisión de la molienda SAG se muestra en la Figura 3.2-2

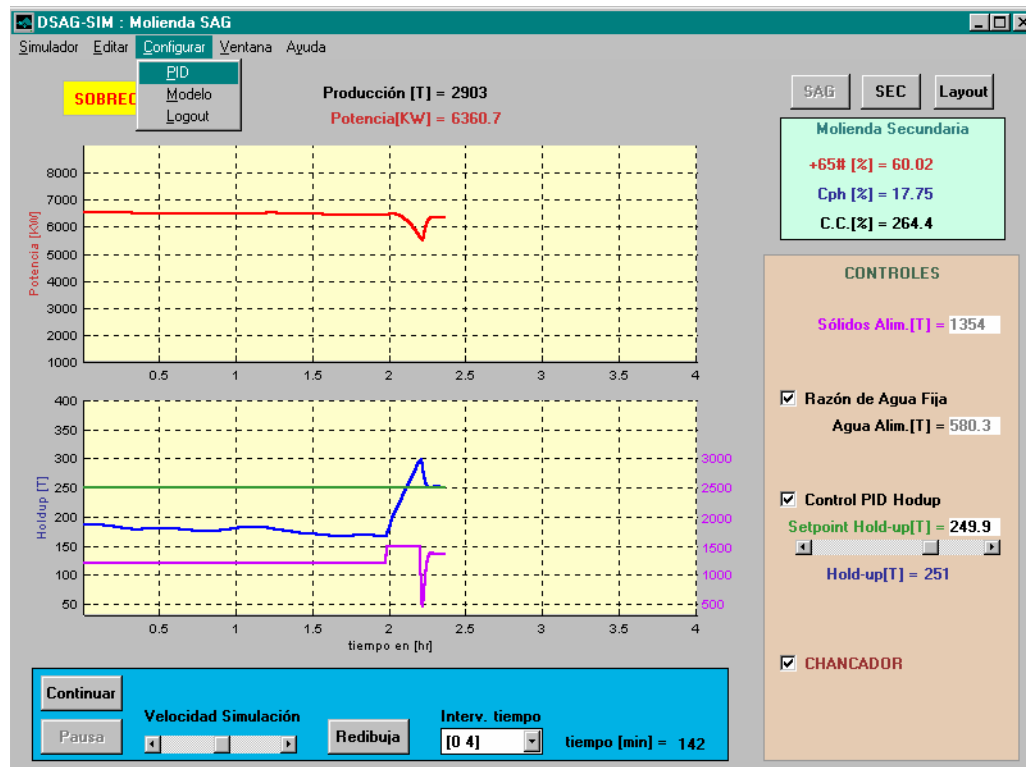


Figura 3.2-2 Pantalla de Control y Supervisión de la molienda SAG

Gráficos

El gráfico superior muestra la potencia consumida por el molino SAG en [kW]. El valor numérico instantáneo de la potencia se muestra justo sobre el gráfico. Tanto el gráfico de tendencia como el valor de la potencia aparecen en rojo.

El gráfico inferior muestra en azul el hold-up de mineral dentro del molino en [t], en violeta la alimentación fresca de sólidos en [t/h] y en verde el set-point del control automático de hold-up del molino SAG. El hold-up y el set-point utilizan la escala de la izquierda que está en [t], la alimentación de sólidos utiliza la escala en violeta que está al lado derecho y que indica [t/h].

Controles

Al costado derecho en color caqui tenemos los controles del SAG.

En la parte superior se encuentra una barra de desplazamiento con la cual se controla la alimentación fresca de sólidos al SAG.

Después se encuentra una barra de desplazamiento con la cual se controla el agua en la alimentación al SAG y una casilla para fijar o no una razón de 30% de agua en la alimentación.

Más abajo hay una casilla para activar el control PI de hold-up, una barra de desplazamiento para fijar el set-point de hold-up y, en azul, el valor actual del hold-up en [T].

Por último hay una casilla para activar el Chancador de pebbles.

Subpantalla

Sobre la zona de controles, se encuentra una subpantalla en color verde agua con datos importantes de la molienda secundaria.

En la subpantalla se muestra el valor numérico instantáneo de:

- El +65# del producto final o rebose de los hidrociclones.
- El porcentaje de sólidos (Cph [%]) en la alimentación de los hidrociclones.
- La carga circulante (C.C. [%]).

Comandos del simulador

Debajo de los gráficos están los comandos del simulador.

A la izquierda están los botones para comenzar y para poner en pausa la simulación, más a la derecha hay una barra de desplazamiento para variar la velocidad aparente de la simulación.

A continuación hay un botón para realizar un refresco de los gráficos, en caso de que sea necesario.

Después se tiene un menú emergente para elegir el intervalo de tiempo mostrado en el gráfico. Los gráficos muestran 4 horas de operación.

En el extremo derecho se muestra el tiempo de simulación en minutos.

Alarma de sobrecarga

La potencia del molino SAG aumenta a medida que aumenta el holdup hasta un punto donde esto se revierte. Cuando al aumentar el holdup aumenta la potencia se está en una condición de operación estable, por el contrario, si al aumentar el holdup la potencia disminuye se está en una condición inestable. Se dice que el molino está en sobrecarga cuando se opera en la zona inestable.

En el extremo superior izquierdo de la pantalla de control y supervisión se encuentra una alarma que se activa cuando el molino entra en sobrecarga.

Producción

En la parte superior se indica, en negro, la producción total en toneladas del circuito de molienda desde que se inició la simulación hasta el tiempo indicado abajo.

Botones SAG, SEC y Layout

Sobre la subpantalla “Molienda Secundaria” se encuentran tres botones los que llevan a las ventanas de molienda SAG (botón SAG), a la molienda secundaria (botón SEC) y al layout de la planta (botón Layout). Si uno se encuentra en la pantalla de molienda SAG el botón “SAG” está desactivado.

ii) Pantalla de control y supervisión de la molienda Secundaria

Esta pantalla está constituida por dos monitores con gráficos de tendencia, una zona para manejar las variables manipulables, una subpantalla con información de la Molienda SAG y una zona con los sistemas de control del simulador. La pantalla de control y supervisión de la molienda Secundaria se muestra en la Figura 3.2-3

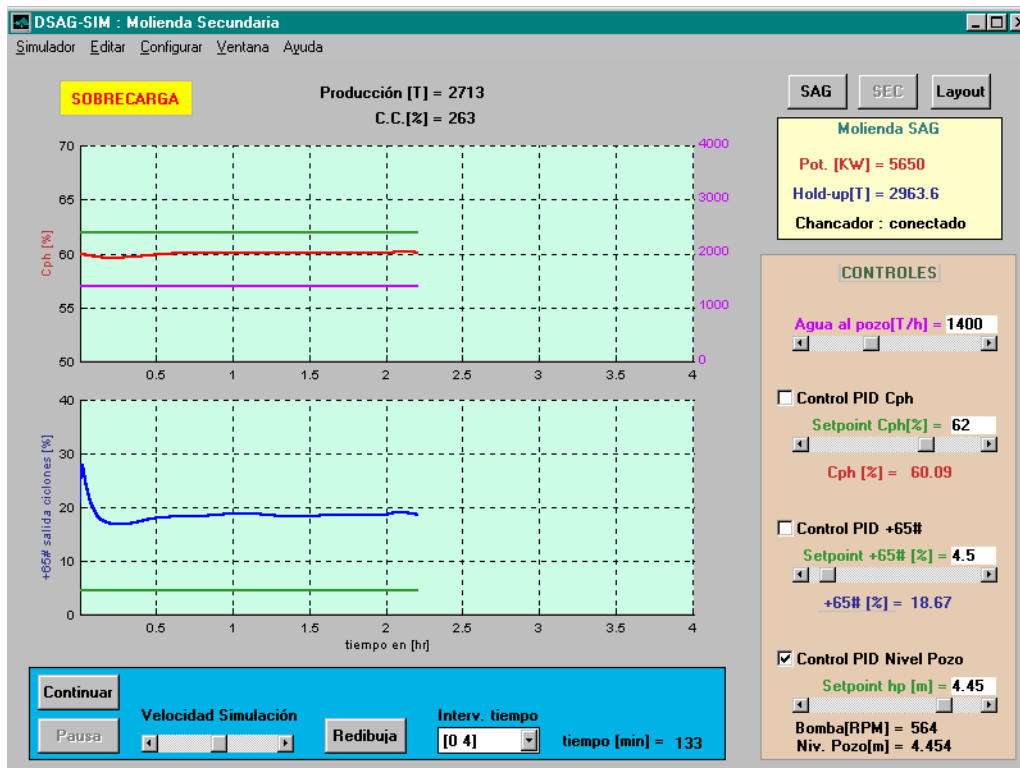


Figura 3.2-3 Pantalla de Control y Supervisión de Molienda Secundaria

Gráficos

En el gráfico superior se presenta en rojo el porcentaje de sólidos en la alimentación de los hidrociclones, en verde el set-point del control PID de este porcentaje de sólidos, y en violeta el agua que se agrega al pozo, que es una variable manipulada del control.

El gráfico inferior muestra en azul el porcentaje de gruesos +65# en el producto final, es decir en el rebose de los hidrociclones, y en verde el set-point del control PID del porcentaje de +65#. Este control PID es un control en cascada con el control PID de porcentaje de sólidos, en que la variable manipulada es el set-point del control PID de porcentaje de sólidos.

Sobre los gráficos se puede observar la alarma de sobre carga en el molino SAG, la producción total y la carga circulante en el circuito de molienda secundaria.

Controles

En el panel de controles se tiene, en primer lugar, una barra de desplazamiento con la que se fija la cantidad de agua que se agrega al pozo.

Después se encuentra la casilla para activar el control de porcentaje de sólidos en la alimentación a hidrociclones (Cph), la barra de desplazamiento para fijar el set-point y el valor actual del porcentaje de sólidos. Como el control actúa variando la cantidad de agua que se agrega al pozo, si está activo la barra de desplazamiento de cantidad de agua al pozo no aparecerá y el valor no estará accesible.

Luego se ubica la casilla para activar el control PID del porcentaje de +65# en la salida de los hidrociclones, la barra de desplazamiento para fijar el set-point y el valor actual del porcentaje. Como este control está en cascada con el de porcentaje de sólidos, si este control está activo no está accesible el set-point del control PID de porcentaje de sólidos.

Por último aparece el control PID de nivel del pozo, este es un control que está activado en forma predeterminada y que controla el nivel del pozo manipulando la velocidad de la bomba centrífuga. Aquí además de estar la barra de desplazamiento para el set-point del nivel del pozo están los valores actuales del nivel del pozo y de la velocidad de la bomba.

Subpantalla

En la subpantalla que está sobre los controles, aparecen valores importantes de la molienda SAG: el valor de la potencia, del hold-up del molino y el estado del chancador (conectado/desconectado).

Botones SAG, SEC y Layout, y controles

Los botones “SAG”, “SEC” y “Layout” así como el área con los controles de simulador, son los mismos descritos en el punto anterior.

iii) Pantalla con el Layout de la Planta

Esta pantalla se muestra un layout de la planta y los valores actuales de los principales flujos y variables de la Planta. La pantalla del layout de la Planta se muestra en la figura Figura 3.2-4

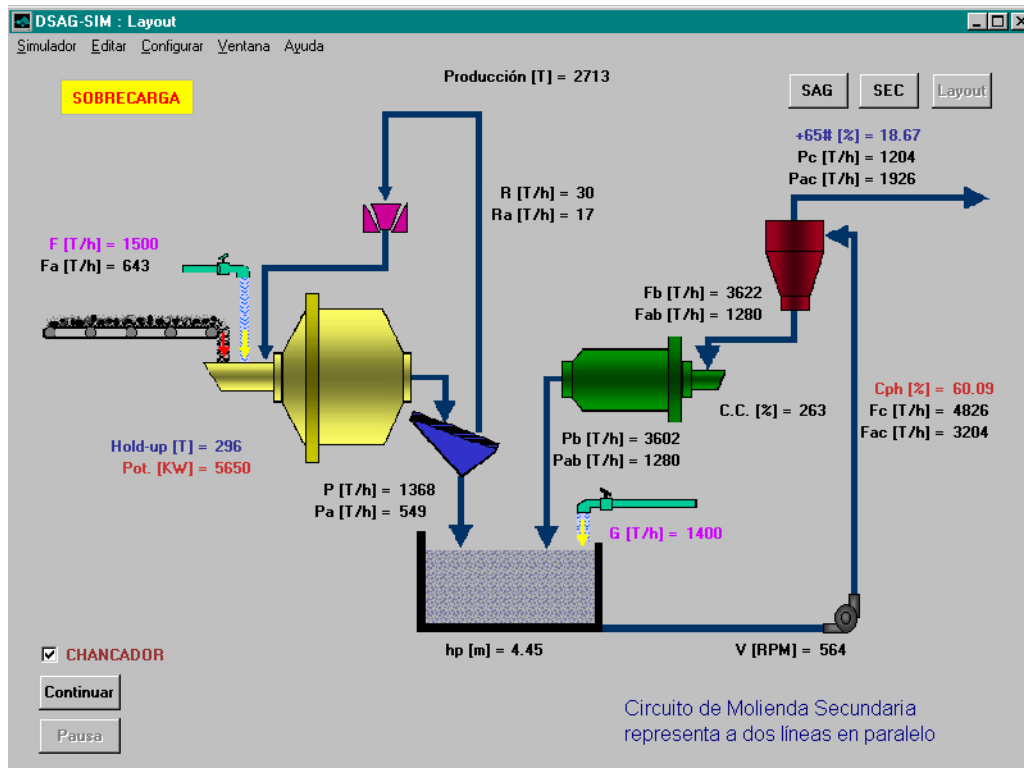


Figura 3.2-4 Pantalla del Layout de la Planta

Siguiendo el layout, los flujos y variables mostradas en la pantalla son las siguientes:

- F: flujo másico de sólidos en [T/h] en la alimentación del SAG.
- Fa: flujo másico de agua en [T/h] en la alimentación del SAG.
- Hold-up: el *hold-up* del molino SAG en [T].
- Pot: potencia consumida por el motor del Molino SAG en [KW].
- P: flujo másico de sólidos en [T/h] en la descarga del harnero.
- Pa: flujo másico de agua en [T/h] en la descarga del harnero.
- R: flujo másico de sólidos en [T/h] en el rechazo del harnero.
- Ra: flujo másico de agua en [T/h] en el rechazo del harnero.
- hp: nivel del pozo en [m].
- G: flujo másico de agua en [T/h] que es adicionada al pozo.
- V: velocidad de la bomba centrífuga en [RPM].
- Fc: flujo másico de sólidos en [T/h] en la alimentación a hidrociclones.
- Fac: flujo másico de agua en [T/h] en la alimentación a hidrociclones.
- Cph: porcentaje de sólidos en [%] en la alimentación a hidrociclones.
- Pc: flujo másico de sólidos en [T/h] en rebose de hidrociclones.

- Pac: flujo másico de agua en [T/h] en rebose de hidrociclones.
- +65#: +65# en [%] en rebose de hidrociclones.
- Fb: flujo másico de sólidos en [T/h] en alimentación del molino de bolas.
- Fab: flujo másico de agua en [T/h] en alimentación del molino de bolas.
- C.C.: Carga circulante en [%].
- Pb: flujo másico de sólidos en [T/h] en descarga del molino de bolas.
- Pab: flujo másico de agua en [T/h] en descarga del molino de bolas.

En el extremo inferior izquierdo además de los botones para continuar y poner en pausa la simulación, hay una casilla para utilizar o no el Chancador de pebbles.

El circuito de molienda secundaria tiene un pozo y dos circuitos paralelos formados cada uno por una bomba centrífuga, una batería de hidrociclones y molino de bolas. Por razones visuales en el layout de la planta se ha representado un circuito equivalente a los dos circuitos reales, tal como se indica en el extremo inferior derecho de la pantalla. Por lo tanto, los flujos mostrados son la suma de los flujos de los dos circuitos.

3.2.2 Exportación de Datos

El simulador permite grabar en un archivo electrónico los valores de los flujos y otras variables de interés obtenidas durante la simulación, de manera que puedan hacerse análisis posteriores con estos datos.

Con la opción “Guardar” del menú “Simulador” del simulador, se genera un archivo ASCII con los valores en cada instante de las variables. El archivo es tipo tabla, en la primera fila

están los nombres de las variables y en las restantes los valores. Las columnas son de un ancho fijo de 9 caracteres.

Planillas electrónicas como Excel permiten fácilmente transformar estos datos ASCII en una tabla de valores para analizarla. En el ANEXO B: “Simulador molienda SAG - Manual del Usuario”, se explica cómo exportar los datos a una hoja Excel.

Los datos que se guardan en forma electrónica vía la opción “Guardar” son los que se listan a continuación. Se muestra a la izquierda la descripción de la variable que aparece en el archivo ASCII y a la derecha su explicación.

Variable	Descripción
F[T/h]	Flujo de sólidos en alimentación al SAG en [T/h]
Fa[T/h]	Flujo de agua en alimentación al SAG en [T/h]
P[T/h]	Flujo de sólidos en descarga del harnero en [T/h]
Pa[T/h]	Flujo de agua en descarga del harnero en [T/h]
R[T/h]	Flujo de sólidos en rechazo del harnero en [T/h]
Ra[T/h]	Flujo de agua en rechazo del harnero en [T/h]
Pot[KW]	Potencia consumida por el motor del SAG en [KW]
W[T]	Hold-up del SAG en [T]
PID_W	Estado del control PI del SAG (0 desconectado 1 conectado)
spW[T]	Set-point del control PI de hold-up en [T]
+65#_P	+65# del bajo tamaño del harnero en [°/1]
Chancado	Estado del chancador de pebbles (0 desconectado 1 conectado)

Tabla 3.2 - 1 Variables guardadas por el simulador (continúa en página siguiente)

Variable	Descripción
Raz.Agua	Estado del control de razón fija de agua en un 30% en alimentación fresca al SAG (0 desconectado 1 conectado)
hp[m]	Nivel del pozo en [m]
PID_hp	Estado del control PID de nivel del pozo (0 desconectado 1 conectado)
sphp[m]	Set-point del control PID de nivel del pozo en [m]
V[RPM]	Velocidad de la bomba centrífuga del pozo en [RMP]
G[T/h]	Flujo de agua agregada al pozo en [T/h]
Cph	Porcentaje de sólidos en alimentación a hidrociclones en [°/1]
PID_Cph	Estado del control PID de porcentaje de sólidos en alimentación a hidrociclones (0 desconectado 1 conectado)
spCph	Set-point del control PID de Cph en [°/1]
Fc[T/h]	Flujo de sólidos en alimentación a hidrociclones en [T/h]
Pc[T/h]	Flujo de sólidos en rebose de hidrociclones en [T/h]
+65#_Pc	+65# en rebose de hidrociclones en [°/1]
PID_+65#	Estado del control PID de +65# en rebose de hidrociclones (0 desconectado 1 conectado)
sp+65#Pc	Set-point del control PID de +65# en rebose de hidrociclones en [°/1]
CpPc	Porcentaje de sólidos en producto final (rebose de hidrociclones) en [°/1]
+65#_Pb	+65# en descarga del molino de bolas en [°/1]
C.C.	Carga circulante del circuito de molienda secundaria en [%] (razón entre la descarga del harnero del molino SAG y las descargas de los molinos de bolas)
mu	Dureza del mineral (0 = el más blando, 1 = el más duro)

Tabla 3.2-1 Variables guardadas por el simulador (continuación)

3.3 AJUSTES DE PARÁMETROS

3.3.1 Antecedentes generales

Como se mencionó anteriormente, el objetivo final buscado en esta memoria es crear un simulador de una planta de molienda que sea cualitativamente adecuado a la realidad, y no al ajuste de una planta específica. Un modelo que cualitativamente se comporta como se esperaría de una planta real permite implementar y estudiar en forma adecuada distintos sistemas de control. Además un modelo abierto permite estudiar la variación al cambiar algún subsistema, por ejemplo un chacador de pebbles, si se cuenta con alguno específico parametrizado.

En función de lo anterior, la mayor parte de los ajustes realizados fue considerando características y puntos de operación de la planta de molienda A2 de Chuquicamata, pero no todos los subsistemas fueron ajustados en base a esta.

El ajuste de parámetros fue realizado en forma independiente para cada subsistema: molino SAG, harnero, chancador de pebbles, bomba centrífuga, hidrociclones y molino de bolas. El modelo del pozo es un balance volumétrico considerándose como mezclador perfecto, y no hay parámetros que identificar.

Las constantes de cada modelo fueron determinadas en punto de operación de equilibrio. Posteriormente se realizaron sesiones de trabajo para hacer otros ajustes menores. En estas sesiones se utilizó los conocimientos expertos de A. Casali para lo concerniente a los modelos de la planta de molienda y de G. González en lo referente al sistema de control.

Para la identificación de los parámetros de los molinos y de los hidrociclones, la principal fuente utilizada fueron los muestreos realizados en la Concentradora A2 de Chuquicamata el 30 de junio de 1996. La información obtenida de estos muestreos corresponde a flujos totales y distribuciones granulométricas en el molino SAG 17, molinos de bolas 17A y 17B, y las baterías de hidrociclones 17A y 17B.

El modelo desarrollado en esta memoria está compuesto, al igual que la concentradora A2, de dos líneas de molienda de bolas las que se asumen son iguales, es decir el valor de los parámetros son los mismos. Las medidas realizadas en la concentradora A2, difieren levemente en cada una de las líneas de molienda de bolas. Para la determinación de los parámetros de los molinos de bolas e hidrociclones se utilizó la información del molino de bolas 17A y de la batería de hidrociclones 17A.

Para la identificación de los parámetros del harnero del molino SAG y de las bombas centrífugas se utilizó información de catálogos más ajustes posteriores realizados tras análisis de los resultados obtenidos del simulador.

La concentradora A2 no tenía un chancador de pebbles cuando se realizaron los muestreos utilizados para la identificación de los parámetros de los molinos e hidrociclones. Para la identificación de parámetros del chancador de pebbles se utilizó en forma inicial los valores recomendados por A. Casali en el modelo de chancador desarrollado por él basado en una simplificación del modelo de Andersen y Whiten. Posteriormente se realizaron, al igual que con el harnero, ajustes a estos parámetros vía análisis de resultados obtenidos del simulador.

El modelo desarrollado considera flujos máxicos de mineral para doce intervalos de tamaño de sólidos. Para cada intervalo se define el tamaño representativo (X_1 a X_{12}) que corresponde a la medida geométrica del intervalo, exceptuando el tamaño X_{12} (el tamaño menor) que es calculado como la media aritmética del intervalo y X_1 (el tamaño mayor) para el que se asume 8”.

La Tabla 3.3 - 1 muestra los tamaños representativos utilizados en el simulador y el intervalo que representan.

Tamaño	Intervalo	Intervalo en [mm]	Tamaño Rep. X_i [mm]
X_1	+6"	>152.4	203.2
X_2	-6" , +4"	(101.6, 152.4]	124.4341
X_3	-4" , +2.1"	(53.3, 101.6]	73.5886
X_4	-2.1" , +3/4"	(19.1, 53.3]	31.9066
X_5	-3/4" , +1/2"	(12.7, 19.1]	15.5747
X_6	-1/2" , +6#	(3.35, 12.7]	6.5227
X_7	-6# , +10#	(1.7, 3.35]	2.3864
X_8	-10# , +20#	(0.85, 1.7]	1.2021
X_9	-20# , +35#	(0.425, 0.85]	0.6010
X_{10}	-35# , +65#	(0.212, 0.425]	0.3002
X_{11}	-65# , +150#	(0.106, 0.212]	0.1499
X_{12}	-150#	[0, 0.106]	0.053

Tabla 3.3 - 1 Definición de intervalos de tamaños de partículas y el tamaño representativo

3.3.2 Parámetros del Molino SAG

i) Datos para la parametrización

Los parámetros a identificar en el molino SAG son los siguientes

- δ_S : parámetro para determinar la descarga de sólidos, ver fórmula (2.2-29)
- γ_{S1}, γ_{S2} : parámetros para determinar la potencia consumida por el molino, ver fórmula (2.2-21)
- c : matriz con las tasas de rechazo de sólidos, ver fórmula (2.2-24)
- k^E : matriz con las tasas específicas de molienda ver ecuaciones (2.2-12), (2.2-14) y (2.2-17). Estas tasas son utilizadas para determinar las tasas de molienda k del molino
- κ_{S1}, κ_{S2} : parámetros para determinar la tasa de descarga de agua del molino, ver ecuación (2.2-32)

Las dimensiones físicas del molino SAG utilizado son:

- Diámetro: $d_S = 32'$ (9.75 [m])
- Largo: $l_S = 17'$ (5.18 [m])
- Volumen interno: $V_S = 359$ [m³]

El punto de operación utilizado está determinado por los siguientes valores:

- Alimentación total: $F_S = 1332$ [t/h]. Fuente: diagrama de flujo y balance de la concentradora A2 (ver Figura 3.3-1)

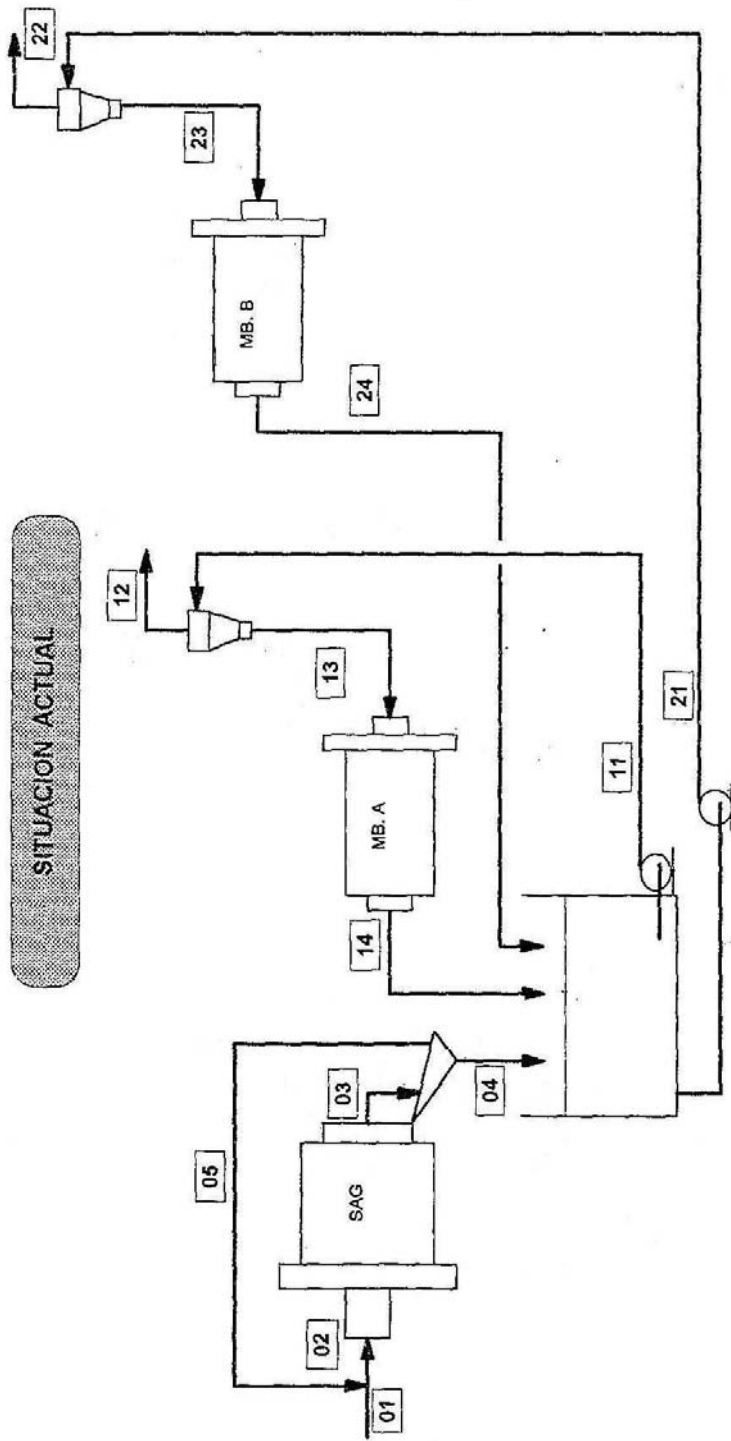
- Distribución granulométrica de la alimentación al molino: de acuerdo a muestreo de alimentación al SAG 17 de Chuquicamata realizada el 19/06/96 (ver Figura 3.3-2)
- Distribución granulométrica de la descarga del molino: de acuerdo a muestreo de la concentradora A2 de Chuquicamata realizada el 30/06/96 (ver Figura 3.3-3)

Los siguientes valores utilizados corresponden a valores típicos esperados para el punto de operación indicado arriba. Estos valores fueron obtenidos de la experiencia de A. Casali.

- Potencia consumida: $S = 6500$ [kW]
- Porcentaje del volumen interno del molino ocupado por los sólidos: $J = 40\%$
- Porcentaje del volumen interno del molino ocupado por bolas: $J_B = 8\%$
- Carga de agua: $W_{SA} = 60$ [t]

Además se consideraron los siguientes valores típicos:

- Densidad del mineral: $\rho_m = 2.7$ [t/m³]
- Densidad de las bolas: $\rho_B = 7.1$ [t/m³]
- Porosidad equivalente del mineral: $\varepsilon = 0.4$



PARAMETROS	% Pebbles		FSA			CCA			FSB			CCB
	01	02	11	12	13	14	21	22	23	24	3	
Corriente	ALIMCTO	ALIM.FSG	ALIM.CLA	ALIM.FLA	ALIM.MBA	ALIM.MCLB	ALIM.FLB	ALIM.MSB	ALIM.MCLB	ALIM.MSB	PROD.MSB	PROD.MSB
Tonelaño	1200	1332	2400	600	1800	1800	2400	600	1800	1800	1800	1800
Ts/h			132	1200	132	132	1200	132	1200	132	1200	132
P80*	113130	93468	4823	2869	33032	1117	346	1434	874	597	331	1419
Micrones												

* Se utilizaron valores de muestreo a circuito de molino SAG 17, de las corrientes 01 a 05 del día 19/06/96 y el resto de las corrientes del día 30/06/96

Figura 3.3-1 Diagrama de flujo y balance Concentradora A2 Chuquicamata

**DISTRIBUCION GRANULOMETRICA
ALIMENTACION SAG 17**

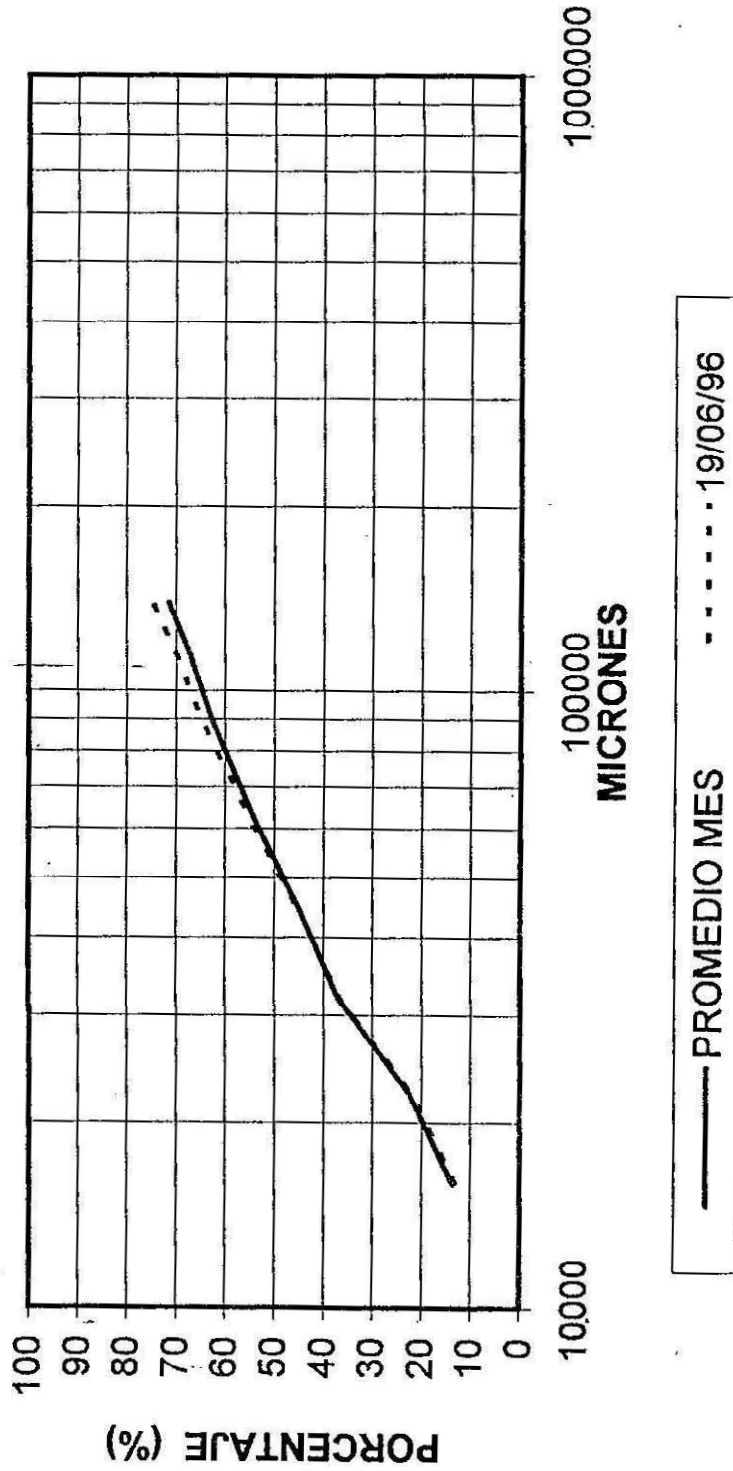


Figura 3.3-2 Distribución granulométrica - Alimentación SAG 17, Concentradora A2 Chuquicamata

DISTRIBUCION GRANULOMETRICA

DESCARGA SAG 17

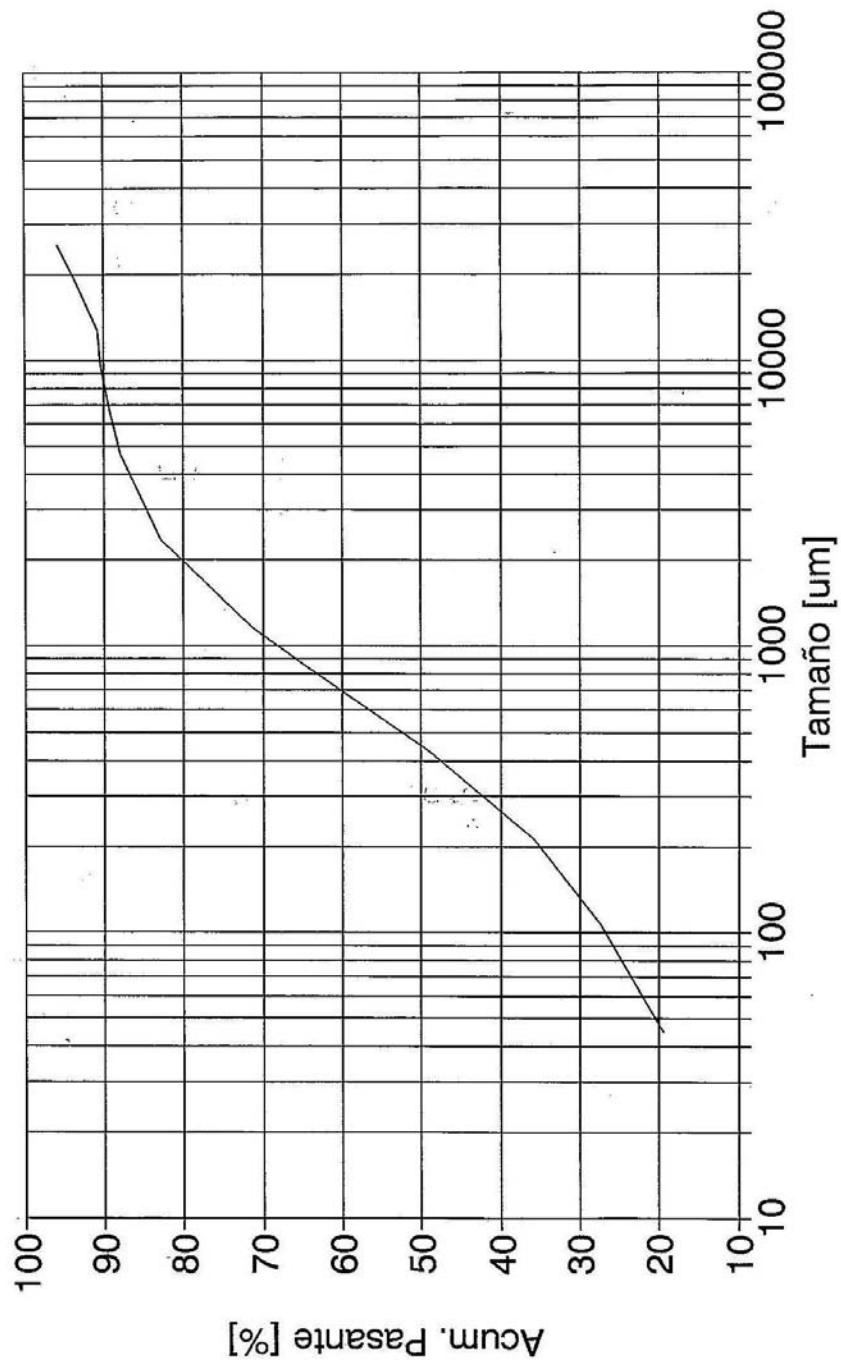


Figura 3.3-3 Distribución granulométrica - Descarga SAG 17, Concentradora A2 Chuquicamata

ii) Determinación de parámetros γ_{S1}, γ_{S2}

De la ecuación de hold-up de sólidos de Austin (2.2-22) se tiene:

$$W_S = V_S [(1 - \varepsilon) J \rho_m - (1 - 0.4) J_B \rho_m]$$

$$\Rightarrow W_S = 186 \text{ T}$$

El hold-up de bolas lo determinamos de la siguiente forma:

$$W_{SB} = (J_B V_S) \rho_B$$

$$W_{SB} = 204 \text{ T}$$

De la ecuación [2.2-20] se tiene que la densidad del material equivalente es:

$$\tilde{\rho}_S = \frac{W_S + w_{SA} + w_{SB}}{J V_S} = \frac{186[\text{T}] + 60[\text{T}] + 204[\text{T}]}{0.4359[\text{m}^3]}$$

$$\tilde{\rho}_S = 3.134[\text{T} / \text{m}^3]$$

Por otro lado, analizando la ecuación de Austin para la potencia [2.2-21]:

$$S = \gamma_{S1} d_S^{2.5} |_{S} J (1 - \gamma_{S2} J) \tilde{\rho}_S$$

se tiene que como $S \geq 0$ entonces:

$$1 - \gamma_{S2} J \geq 0 \Rightarrow \gamma_{S2} \leq \frac{1}{J} \Rightarrow \gamma_{S2} \leq 2.50$$

Inicialmente se consideró para este parámetro el valor que se tiene del molino piloto de Chuquicamata:

$$\gamma_{S2} = 1.31$$

Reemplazando en la ecuación de potencia:

$$S = \gamma_{S1} d_S^{2.5} I_S J(1 - \gamma_{S2} J) \tilde{\rho}_S$$

$$6500 = \gamma_{S1} 9.75^{2.5} 5.18 \cdot 0.4(1 - 1.31 \cdot 0.4) 3.134$$

$$\Rightarrow \gamma_{S1} = 7.08$$

Tras análisis posteriores con el simulador se ajustó γ_{S2} a 1.10, de esta forma los parámetros en el simulador son:

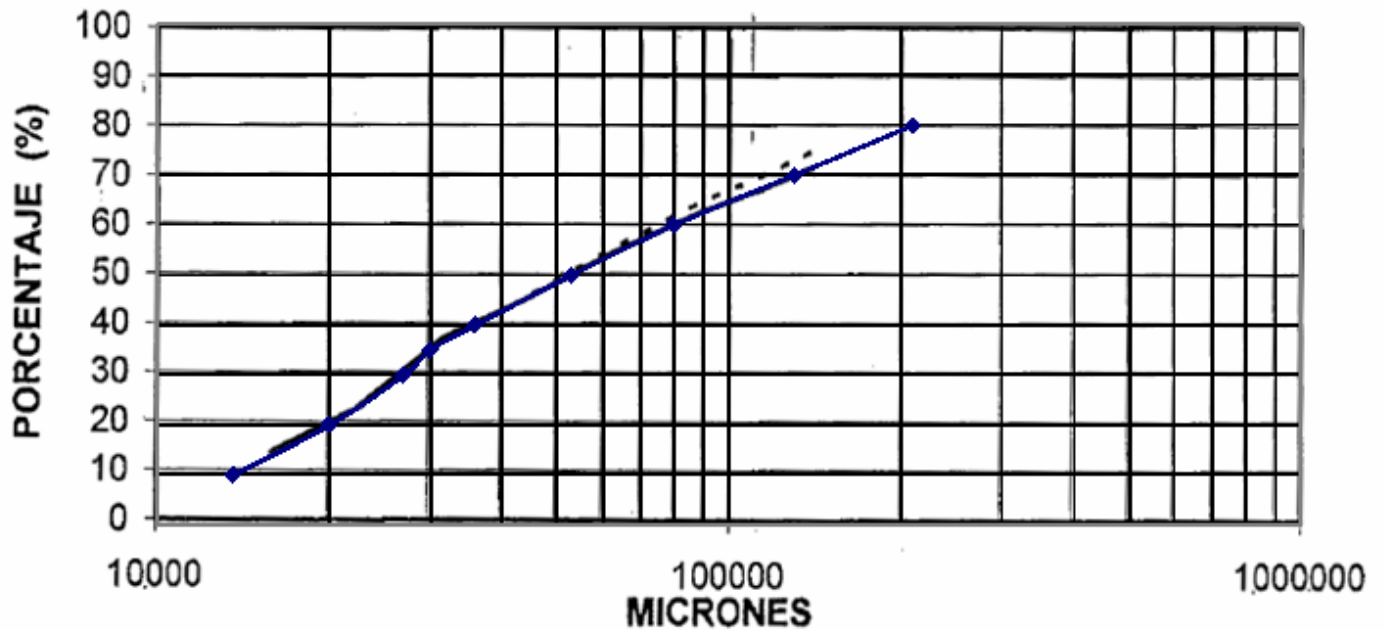
$$\gamma_{S1} = 6.01 \quad \gamma_{S2} = 1.10$$

iii) Determinación de las tasas específicas de molienda “ k^E ” y de rechazo “ c ”

Los gráficos de distribución granulométrica para la carga y descarga del molino SAG de Chuquicamata (ver Figura 3.3-2 y Figura 3.3-3) fueron analizados gráficamente de forma de determinar una cantidad suficiente de puntos que permitiese una buena aproximación al considerar una función lineal entre ellos.

El análisis gráfico es el siguiente:

DISTRIBUCION GRANULOMETRICA ALIMENTACION SAG 17

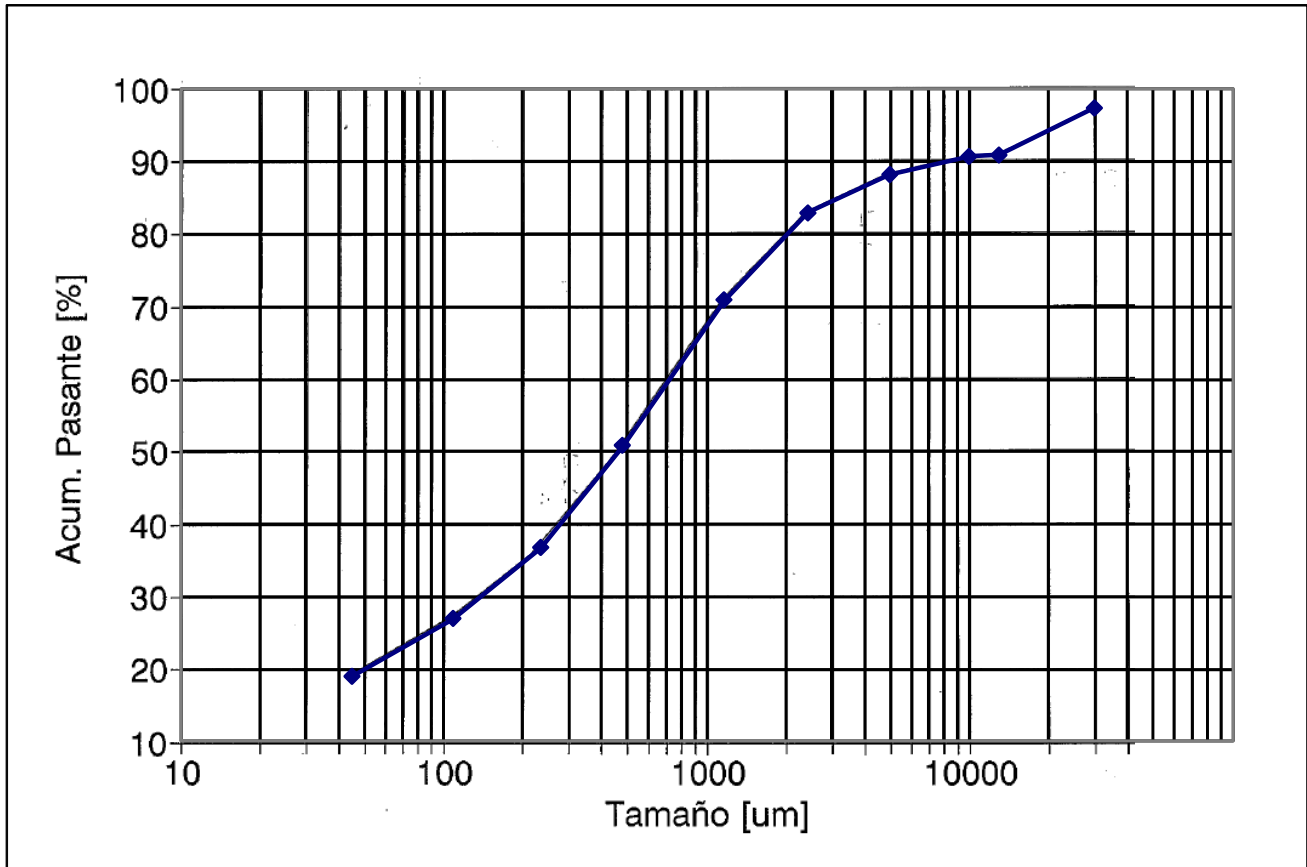


Puntos considerados en la linealización por tramos:

Tamaño	%
13.600	10%
20.000	20%
27.000	30%
30.000	35%
36.000	40%
53.000	50%
80.000	60%
130.000	70%
210.000	80%

Tabla 3.3 - 2 Ajuste de parámetros – Molino SAG: puntos para linealización alimentación

Descarga Molino SAG



Puntos considerados en la linealización por tramos:

Tamaño	%
45	19%
109	27%
235	37%
480	51%
1.170	71%
2.440	83%
5.000	88%
10.000	91%
13.000	91%
30.000	98%

Tabla 3.3 - 3 Ajuste de parámetros – Molino SAG: puntos para linealización descarga

Los gráficos de granulometrías analizados, corresponden al “acumulado pasante”, es decir para un tamaño X, se tiene el valor de X más todos los tamaños menores. Lo que se necesita son los valores para cada tamaño representativo y para los “acumulados retenidos” por malla (los de tamaño X y mayores).

Del análisis gráfico se determina el porcentaje acumulado pasante para cada tamaño representativo, con lo que se determina el porcentaje para cada tamaño representativo y el porcentaje retenido por malla.

Tamaño X_i		Acumulado pasante		Valor para tamaño X_i		Acumulado por malla	
Descripción	[μm]	Alimentación	Descarga	Alimentación	Descarga	Alimentación	Descarga
X_1	203.200	100,0%	100,0%	31,1%	0,0%	31,1%	0,0%
X_2	124.434	68,9%	100,0%	11,3%	0,0%	42,4%	0,0%
X_3	73.616	57,6%	100,0%	21,1%	0,0%	63,4%	0,0%
X_4	31.877	36,6%	100,0%	23,5%	8,0%	86,9%	8,0%
X_5	15.575	13,1%	92,0%	8,3%	2,9%	95,2%	10,9%
X_6	6.523	4,8%	89,1%	3,0%	6,6%	98,2%	17,5%
X_7	2.386	1,8%	82,5%	0,9%	11,2%	99,1%	28,7%
X_8	1.202	0,9%	71,3%	0,4%	16,9%	99,6%	45,6%
X_9	601	0,4%	54,4%	0,2%	13,9%	99,8%	59,4%
X_{10}	300	0,2%	40,6%	0,1%	10,4%	99,9%	69,8%
X_{11}	150	0,1%	30,2%	0,1%	10,2%	100,0%	80,0%
X_{12}	53	0,0%	20,0%	0,0%	20,0%	100,0%	100,0%

Tabla 3.3 - 4 Ajuste de parámetros – molino SAG: Distribución granulométrica

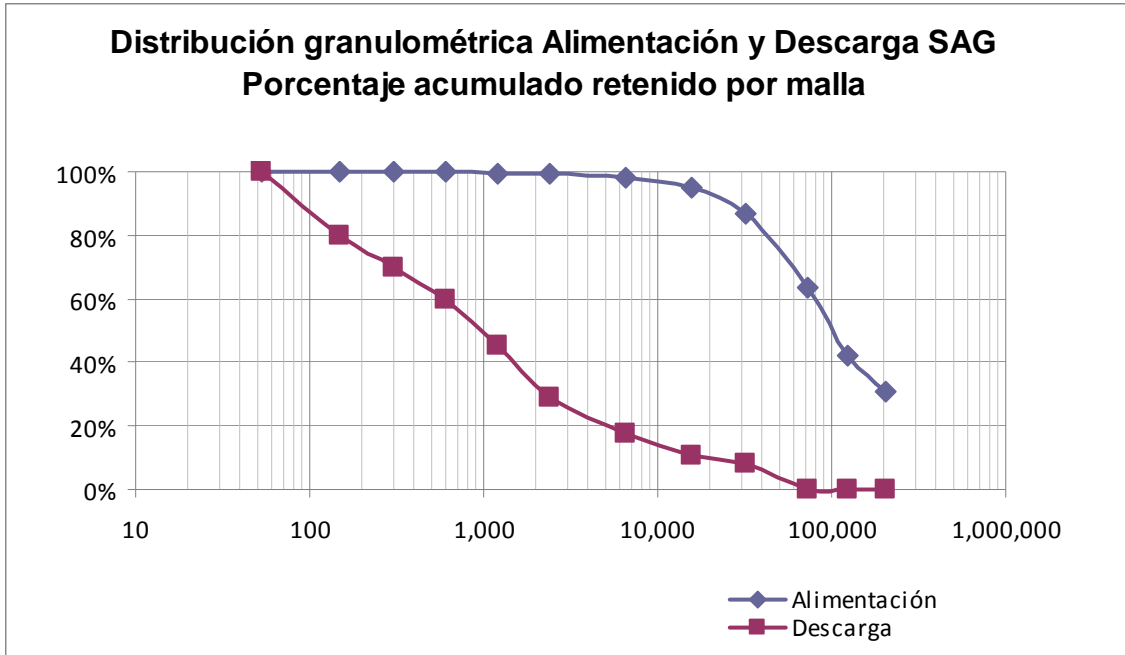
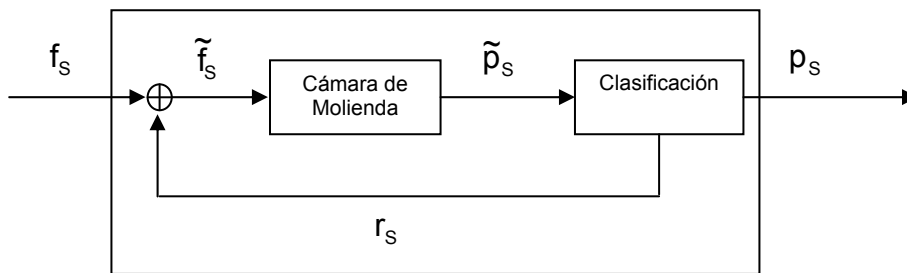


Figura 3.3-4 Ajuste de parámetros – Molino SAG: Porcentaje distribución granulométrica en alimentación y descarga para los tamaños representativos

Las distribuciones granulométricas analizadas corresponden a los flujos de entrada y salida del SAG y no a los flujos de entrada a la cámara de molienda. Recordando la figura 2.2-1:



Se tiene que los flujos analizados corresponden a f_s y p_s , y no \tilde{f}_s y \tilde{p}_s .

Las tasas de rechazo son debidas a la parrilla interna del molino SAG. De los gráfico de distribución granulométrica se ve que no hay descarga de sólidos para los tamaños X_1, X_2

y X_3 , lo que quiere decir que son rechazados en un 100% y luego su tasas de rechazo son igual a 1. Del mismo modo, el 100% del tamaño X_{12} es descargado del molino, por lo que su tasa de rechazo es 0. Las tasas de rechazo para los tamaños restantes fueron definidas de acuerdo a valores típicos esperados. Las tasas de rechazo consideradas son:

$$c = [1.00, 1.00, 1.00, 0.90, 0.40, 0.35, 0.30, 0.25, 0.20, 0.15, 0.01, 0.00]$$

El flujo total en el punto de equilibrio analizado es de 1332 T/h, luego los flujos para cada tamaño representativo para la carga y descarga del molino corresponden a la distribución granulométrica determinada arriba por 1332 T/h, luego:

$$f = [414.4, 149.9, 280.7, 312.7, 110.4, 40.5, 11.6, 5.9, 2.9, 1.5, 0.9, 0.5] \text{ T/h}$$

$$p = [0.0, 0.0, 0.0, 106.8, 38.9, 87.5, 149.1, 224.8, 184.8, 138.1, 135.6, 266.4] \text{ T/h}$$

Tenemos que:

$$p_{S_i} = (1 - c_i) \tilde{p}_{S_i} \Rightarrow \tilde{p}_{S_i} = \frac{p_{S_i}}{1 - c_i}$$

Luego tenemos los rechazos y los flujos de entrada a la cámara de molienda:

$$r_{S_i} = c_i \tilde{p}_{S_i}$$

$$\tilde{f}_{S_i} = f_{S_i} + r_{S_i}$$

Sin embargo para los tamaños X_1 , X_2 y X_3 no se puede usar la misma metodología ya que sus tasas de rechazo son igual a 1, y luego no se pueden determinar las descargas de la cámara de molienda para ellos. Para estos flujos se consideró que cada uno tenía una carga circulante de 300%. Es decir:

Para $j = 1, 2, 3$

$$\tilde{f}_j = 3 f_j$$

$$\tilde{p}_j = \tilde{f}_j - f_j$$

$$r_j = \tilde{p}_j$$

Como determinamos todos los flujos de descarga de la cámara de molienda, utilizando la ecuación (2.2-28) se pueden determinar los hold-up dentro de la cámara de molienda para cada tamaño representativo.

$$\frac{1}{\tilde{P}_s} \tilde{p}_{s_i} = \frac{1}{W_s} w_{s_i} \Rightarrow w_{s_i} = \frac{W_s}{\tilde{P}_s} \tilde{p}_{s_i}$$

Los resultados son:

X_i	f_s [T/h]	\tilde{f}_s [T/h]	\tilde{p}_s [T/h]	p_s [T/h]	r_s [T/h]	w_s [T]
X_1	414.4	1,243.3	828.9	0.0	828.9	36.2
X_2	149.9	449.6	299.7	0.0	299.7	13.1
X_3	280.7	842.0	561.3	0.0	561.3	24.5
X_4	312.7	1,273.6	1,067.7	106.8	960.9	46.6
X_5	110.4	136.4	64.9	38.9	26.0	2.8
X_6	40.5	87.6	134.6	87.5	47.1	5.9
X_7	11.6	75.5	212.9	149.1	63.9	9.3
X_8	5.9	80.8	299.7	224.8	74.9	13.1
X_9	2.9	49.2	231.0	184.8	46.2	10.1
X_{10}	1.5	25.8	162.5	138.1	24.4	7.1
X_{11}	0.9	2.3	137.0	135.6	1.4	6.0
X_{12}	0.5	0.5	266.4	266.4	0.0	11.6
Total =	1,332	4,267	4,267	1,332	2,935	186

Tabla 3.3 - 5 Ajuste de parámetros – molino SAG: Flujos máscicos

Dado que determinamos los flujos de entrada y de salida a la cámara de molienda así como el hold-up para cada intervalo, podemos determinar los flujos y hold-up's retenidos por malla. Con estos valores determinamos las tasas de molienda para los flujos retenidos por malla (ecuación (2.2-4)) y por lo tanto las constantes específicas de molienda (ecuación (2.2-18))

$$\frac{d}{dt} w_{S_i}^A = \tilde{f}_{S_i}^A - \tilde{p}_{S_i}^A - k_i^A w_{S_i}^A$$

Como estamos en un punto de equilibrio $\frac{d}{dt} w_{S_i}^A = 0$, luego:

$$k_i^A = \frac{\tilde{f}_{S_i}^A - \tilde{p}_{S_i}^A}{w_{S_i}^A}$$

$$k_i^A = \frac{S}{W_S} k_i^E \Rightarrow k_i^E = \frac{W_S}{S} k_i^A$$

Los resultados son:

X_i	\tilde{f}_S^A [T/h]	\tilde{p}_S^A [T/h]	$\tilde{f}_S^A - \tilde{p}_S^A$ [T/h]	w_S^A [T]	k^A [1/h]	k^E [T/kW h]
X_1	1,243.3	828.9	414.4	36.2	11.46	0.33
X_2	1,692.9	1,128.6	564.3	49.2	11.46	0.33
X_3	2,534.9	1,689.9	845.0	73.7	11.46	0.33
X_4	3,808.5	2,757.6	1,050.9	120.3	8.73	0.25
X_5	3,944.9	2,822.5	1,122.4	123.1	9.11	0.26
X_6	4,032.5	2,957.1	1,075.4	129.0	8.34	0.24
X_7	4,108.0	3,170.0	938.0	138.3	6.78	0.19
X_8	4,188.8	3,469.8	719.1	151.4	4.75	0.14
X_9	4,238.0	3,700.8	537.2	161.5	3.33	0.10
X_{10}	4,263.8	3,863.3	400.6	168.6	2.38	0.07
X_{11}	4,266.2	4,000.3	265.9	174.5	1.52	0.04
X_{12}	4,266.7	4,266.7	0.0	186.2	0.00	0.00

Tabla 3.3 - 6 Ajuste de parámetros – molino SAG: Determinación constantes de molienda

iv) Determinación parámetro de descarga total de sólidos δ_s

De acuerdo a (2.2-29)

$$\tilde{P}_s = \delta_s \sqrt{W_s}$$
$$4267 = \delta_s \sqrt{186}$$

$$\delta_s = 312.72$$

v) Determinación de parámetros κ_{S1} , κ_{S2} para descarga de agua

La tasa de descarga de agua α_s queda determinada por la ecuación (2.2-32):

$$\alpha_s = \kappa_{S1} + \frac{\kappa_{S2}}{W_s^4}$$

Dado que no se contaba con información de la concentradora A2, se consideró los valores del molino piloto, más ajustes posteriores en base a pruebas del simulador. Los parámetros considerados son:

$$\kappa_{S1} = 3.77$$

$$\kappa_{S2} = 0.71$$

3.3.3 Parámetros del Harnero

Los parámetros a identificar en el harnero son los siguientes:

- κ_{A1} , κ_{A2} : parámetros para determinar la eficiencia η_A , ver ecuación (2.2-42)
- κ_{A3} : parámetro para determinar el d_{50} , ver ecuación (2.2-43)

La apertura del harnero considerado es $\frac{1}{2}$ " (12.7 mm), que corresponde al harnero del molino SAG de la concentradora A2 de Chuquicamata.

Se consideraron los valores utilizados por Casali en su adaptación del modelo de Karra. Los valores son:

- $\kappa_{A1} = -0.638$
- $\kappa_{A2} = 8.98$
- $\kappa_{A3} = 0.00013$

3.3.4 Parámetros del Chancador de Pebbles

Los parámetros a identificar en el Chancador de Pebbles son los siguientes:

- $\gamma_{C0}, \gamma_{C1}, \gamma_{C2}, \gamma_{C3}, \gamma_{C4}, \gamma_{C5}, \gamma_{C6}, \gamma_{C7}$: parámetros para determinar las tasas de clasificación. Ver ecuaciones (2.2-54), (2.2-55), (2.2-56).
- $\gamma_{C8}, \gamma_{C9}, \gamma_{C10}, \gamma_{C11}, \gamma_{C12}$: parámetros para determinar la matriz de ruptura. Ver ecuaciones (2.2-57), (2.2-58), (2.2-59).

Se consideraron los valores utilizados por Casali en su adaptación del modelo de Andersen & Whiten [5]. Los valores son:

- $\gamma_{C0} = 0.1$
- $\gamma_{C1} = 1$
- $\gamma_{C2} = 0$
- $\gamma_{C3} = 0$
- $\gamma_{C4} = 0.1$
- $\gamma_{C5} = 2$
- $\gamma_{C6} = 0$
- $\gamma_{C7} = 0$
- $\gamma_{C8} = 0.9$
- $\gamma_{C9} = 0.03$
- $\gamma_{C10} = 1.2$
- $\gamma_{C11} = 0.05$
- $\gamma_{C12} = 0.01$

El ajuste corresponde a un Chancador de pebbles con una abertura de descarga (closed setting) de:

- $d_{CE} = \frac{1}{2}''$ (12.7 mm)

3.3.5 Parámetros de las Bombas Centrífugas

Los parámetros a identificar en las bombas centrífugas son los siguientes:

- κ_{B1} , κ_{B2} : parámetros de la ecuación de flujo volumétrico en función de velocidad y presión, ver ecuación (2.2-69)

Se consideró las curvas de eficiencia de bombas centrífugas mostradas en SME Mineral Processing Handbook [11] capítulo 4, pag. 10-157. La siguiente gráfica con las curvas de desempeño de la bomba:

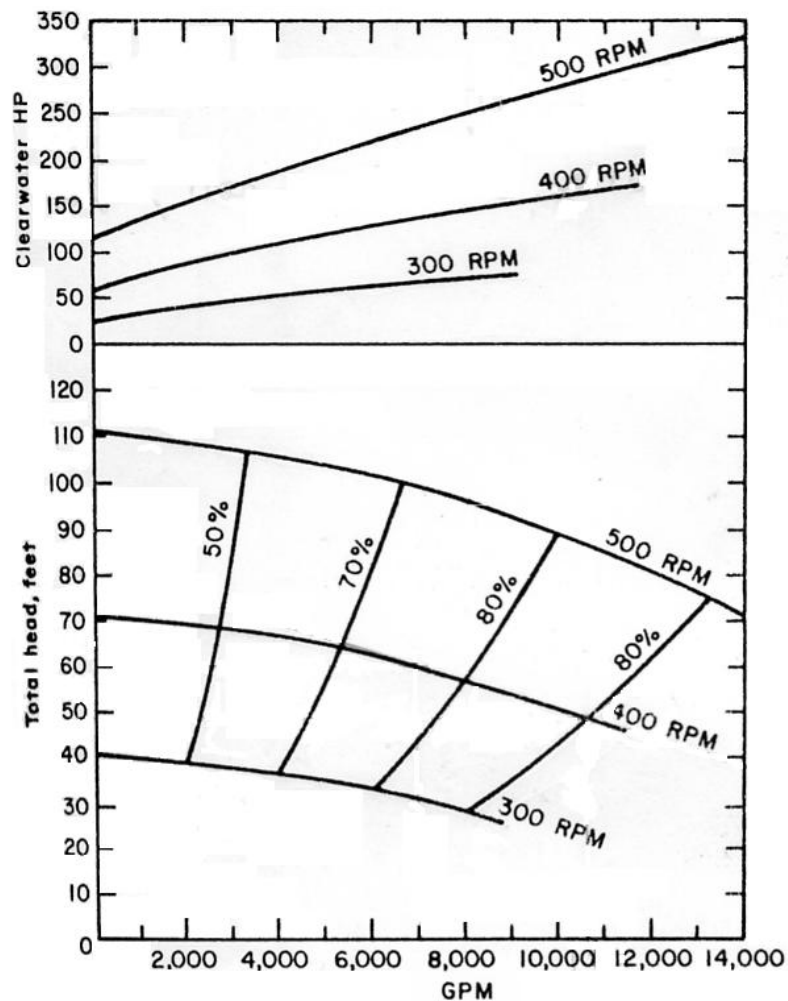


FIG. 157. Family of pump curves.

Figura 3.3-5 Curvas de eficiencia de la bomba centrífuga

De (2.2-69) tenemos:

$$\bar{f}_B = \kappa_{B1} v_B - \kappa_{B2} [\mathcal{P}_{B2} - \mathcal{P}_{B1}]$$

La presión en la bomba es: $\mathcal{P}_B = \mathcal{P}_{B2} - \mathcal{P}_{B1}$

Luego:

$$\bar{f}_B(v_B, \mathcal{P}_B) = \kappa_{B1} v_B - \kappa_{B2} \mathcal{P}_B$$

De la ecuación de la recta para 500 rpm es:

$$\bar{f}_B(500, \mathcal{P}_B) = m \mathcal{P}_B - m \mathcal{P}_{B1} + \bar{f}_{B1}$$

Se considera puntos en torno al flujo másico de equilibrio considerado en la concentradora A2 de Chuquicamata, esto es un flujo volumétrico en las bombas de 2400 m³/hr. Del gráfico se consideran los siguientes puntos:

$$\mathcal{P}_{B1} = 80 [\text{ft}] \quad \bar{f}_{B1} = 12000 [\text{gpm}]$$

$$\mathcal{P}_{B2} = 88 [\text{ft}] \quad \bar{f}_{B2} = 10000 [\text{gpm}]$$

Se tiene que:

$$m = \frac{\mathcal{P}_{B2} - \mathcal{P}_{B1}}{\bar{f}_{B2} - \bar{f}_{B1}} = -250 \left[\frac{\text{ft}}{\text{gpm}} \right] = -2236 \left[\frac{\text{m}\cdot\text{hr}}{\text{m}^3} \right]$$

Se observa que: $\kappa_{B2} = -m$

$$\kappa_{B2} = 2236 \left[\frac{\text{m}\cdot\text{hr}}{\text{m}^3} \right]$$

Se observa que:

$$\kappa_{B1} 500 [\text{rpm}] = -m \mathcal{P}_{B_1} + \bar{f}_{B_1}$$

$$\kappa_{B1} = 16 \left[\frac{\text{gpm}}{\text{rpm}} \right] = 218 \left[\frac{\text{m}^3/\text{s}}{\text{hr}} \right]$$

3.3.6 Parámetros de las baterías de Hidrociclones

i) Datos para la parametrización

Los parámetros a identificar en el modelo de hidrociclones son los siguientes:

- \mathcal{R}_{CH} : Rechazo de Agua ver ecuación (2.2-81)
- κ_{H2} : parámetro para determinar el flujo de agua en el rebose q_{oH} , ver ecuación (2.2-83)
- α_H : parámetro de Plitt para determinar matriz de clasificación Y_H , ver ecuación (2.2-87)
- κ_{H3} : parámetro para determinar el d_{50} , ver ecuación (2.2-88)
- κ_{H1} : parámetro para determinar la presión de la pulpa en la alimentación de la batería de hidrociclones \mathcal{P}_H , ver ecuación (2.2-89)

Las características de la batería de hidrociclones utilizada para el ajuste de parámetros son las de la batería de hidrociclones 17A Concentradora A2 Chuquicamata:

- Número de hidrociclones, $n_H = 6$
- Diámetro del buscador de vórtice (*vortex finder*), $d_{vf} = 26.416 \text{ cm}$
- Diámetro del orificio de salida (*spigot*), $d_{sp} = 15.24 \text{ cm}$

Los siguientes valores típicos de operación fueron considerados:

- Presión de pulpa de mineral en alimentación hidrociclones, $\mathcal{P}_H = 3 \text{ bar}$
- Diámetro para el cual el 50% de las partículas pasan al rechazo, $d_{50} = 30 \text{ }\mu\text{m}$

El punto de operación utilizado está determinado por los siguientes valores:

Del diagrama de flujo y balance de la concentradora A2 (ver Figura 3.3-1)

- Alimentación total de sólidos: $F_H = 2400 \text{ [T/h]}$
- Rebose total de sólidos: $P_H = 600 \text{ [T/h]}$
- Rechazo total de sólidos: $R_H = 1800 \text{ [T/h]}$

Del muestreo de la concentradora A2 de Chuquicamata 30/06/96

- Densidad pulpa en la alimentación: $\rho_{tFH} = 1.78 \text{ [T/m}^3\text{]}$
- Densidad pulpa en el rebose: $\rho_{tPH} = 1.53 \text{ [T/m}^3\text{]}$
- Densidad pulpa en el rechazo: $\rho_{tRH} = 1.97 \text{ [T/m}^3\text{]}$
- Porcentaje de sólidos en la alimentación: $c_{pFH} = 68\%$
- Porcentaje de sólidos en el rebose: $c_{pPH} = 55\%$
- Porcentaje de sólidos en el rechazo: $c_{pRH} = 78\%$

- Distribución granulométrica:

Tamaño [mm]	Malla Tyler	Alimentación f_H			Rechazo r_H			Rebose p_H		
		% Retenido	% Acumulado retenido	% Acumulado pasante	% Retenido	% Acumulado retenido	% Acumulado pasante	% Retenido	% Acumulado retenido	% Acumulado pasante
6700	3	0,2	0,2	99,8	1,9	1,9	98,1	0,0	0,0	100,0
4750	4	0,4	0,6	99,4	2,3	4,2	95,8	0,0	0,0	100,0
3350	6	0,9	1,5	98,5	3,2	7,4	92,6	0,0	0,0	100,0
2360	8	1,5	3,0	97,0	4,3	11,7	88,3	0,0	0,0	100,0
1700	10	1,9	4,9	95,1	4,3	16,0	84,0	0,0	0,0	100,0
1180	14	4,0	8,9	91,1	8,6	24,6	75,4	0,0	0,0	100,0
850	20	4,7	13,6	86,4	9,8	34,4	65,6	1,1	1,1	98,9
600	28	6,3	19,9	80,1	12,9	47,3	52,7	3,5	4,6	95,4
425	35	7,4	27,3	72,7	12,5	59,8	40,2	8,9	13,5	86,5
300	48	6,5	33,8	66,2	8,9	68,7	31,3	11,0	24,5	75,5
212	65	5,6	39,4	60,6	6,7	75,4	24,6	10,0	34,5	65,5
150	100	4,1	43,5	56,5	4,5	79,9	20,1	9,0	43,5	56,5
106	150	3,2	46,7	53,3	3,2	83,1	16,9	7,7	51,2	48,8
75	200	2,9	49,6	50,4	2,5	85,6	14,4	7,0	58,2	41,8
53	270	2,1	51,7	48,3	1,8	87,4	12,6	5,3	63,5	36,5
45	325	1,1	52,8	47,2	0,9	88,3	11,7	2,9	66,4	33,6
23	-325	47,2	100,0	0,0	11,7	100,0	0,0	33,6	100,0	0,0

Tabla 3.3 - 7

Ajuste de parámetros – hidrociclones: Distribución granulométrica concentradora A2 de Chuquicamata

ii) Determinación del Rechazo de Agua R_{CH}

Con los datos de flujo de sólidos y porcentaje de sólidos en la pulpa, se determina los flujos de agua:

$$q_{iH} = \frac{1 - c_{pFH}}{c_{pFH}} F_H = 1129 \text{ [T / h]}$$

$$q_{oH} = \frac{1 - c_{pPH}}{c_{pPH}} P_H = 491 \text{ [T / h]}$$

$$q_{rH} = \frac{1 - c_{pRH}}{c_{pRH}} R_H = 508 \text{ [T/h]}$$

Luego, utilizando (2.2-81), se tiene:

$$R_{CH} = \frac{q_{rH}}{q_{iH}} = 0.45$$

iii) Determinación del parámetro κ_{H2} para determinar el flujo de agua en el rebose

Utilizando (2.2-83)

$$q_{oH} = 1.1q_{iH} - (3.96c_{pFH} + \kappa_{H2})n_H$$

$$\Rightarrow \kappa_{H2} = \frac{1}{n_H} (1.1q_{iH} - q_{oH} - 3.96c_{pFH}n_H) = 122.55$$

iv) Determinación del parámetro κ_{H1} para determinar presión de pulpa en la alimentación

La ecuación (2.2-89) determina la presión en la alimentación a la batería de hidrociclones en función del flujo volumétrico en la alimentación \bar{f}_H su porcentaje de sólidos y constantes. La ecuación es:

$$P_H = 13.725 \left(\frac{\bar{f}_H}{1.48d_{vf} n_H (1 - c_p)^{0.125} \kappa_{H1}} \right)^2$$

El flujo volumétrico en la alimentación es:

$$\bar{f}_H = \frac{F_H}{\rho_{tFH} c_{pFH}} = 1983 \text{ [m}^3\text{/h]}$$

Se considera una presión típica a la entrada de la batería de hidrociclones de $\mathcal{P}_H = 3 \text{ bar}$. Luego:

$$\kappa_{H1} = \frac{\bar{f}_H}{1.48 d_{vf} n_H (1 - c_{pFH})^{0.125}} \sqrt{\frac{13.725}{\mathcal{P}_H}} = 20.64 \left[\frac{\text{m}^3}{\text{h kg}^{0.5}} \right]$$

v) Determinación del parámetro κ_{H3} para determinar el d_{50}

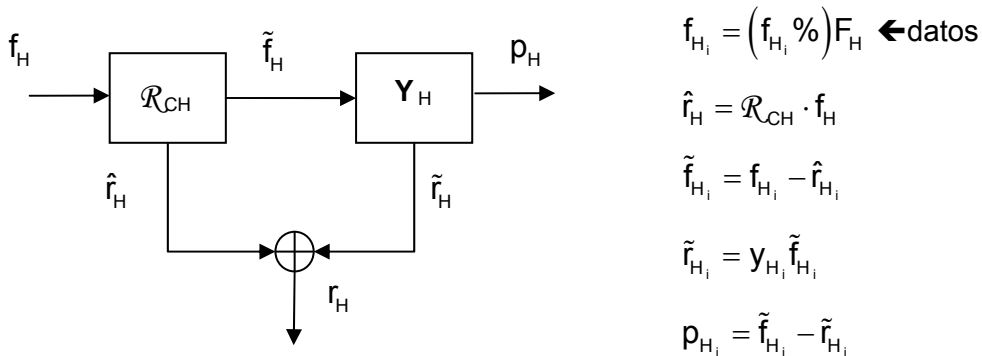
Para determinar κ_{H3} se considera un valor típico de $d_{50} = 30 \text{ }\mu\text{m}$. Luego utilizando la ecuación [2.2-88] se obtiene:

$$d_{50} = \exp\left(\frac{d_{vf}}{6.6} - \frac{d_{sp}}{8.9} + \frac{\mathcal{P}_H}{10.7} - \frac{q_{oH}}{47.2 \cdot n_H} + \kappa_{H3}\right) = 30 [\mu\text{m}]$$

$$\Rightarrow \kappa_{H3} = 2.56$$

vi) Determinación del parámetro de Plitt α_H para determinar la matriz de selección Y_H

Si se asume un valor cualquiera para el parámetro de Plitt, con los otros parámetros y datos que tenemos es posible determinar todos los flujos (alimentación, rechazo y rebose).



Los valores de las tasas de clasificación salen de la ecuación (2.2-87)

$$y_{H_i} = 1 - e^{-0.693 \left(\frac{x_i}{d_{50}} \right)^{\alpha_H}}$$

Se calculan los flujos en el rebose y el rechazo para los tamaños utilizados en la medida de distribución granulométrica de la batería de hidrociclones 17A. Luego se calculan los flujos acumulados por malla y se varía el parámetro de Plitt α_H de modo que el error cuadrático medio entre el valor calculado y el medido, para cada tamaño, sea mínimo.

El resultado obtenido al minimizar los errores cuadráticos medios se muestra más abajo, y es obtenido para un parámetro de Plitt igual a:

$$\alpha_H = 0.378$$

Tamaño [μm]	Reboses y rechazos acumulados: Modelo v/s datos concentradora A2					
	p_H^A Modelo	p_H^A Dato	Δ	r_H^A Modelo	r_H^A Dato	Δ
6700	0,01	0		4,79	34,2	86%
4750	0,06	0		14,34	75,6	81%
3350	0,25	0		35,75	133,2	73%
2360	0,79	0		71,21	210,6	66%
1700	1,83	0		115,77	288	60%
1180	5,12	0		208,48	442,8	53%
850	10,47	6,6	-59%	315,93	619,2	49%
600	20,17	27,6	27%	457,43	851,4	46%
425	34,98	81	57%	620,22	1076,4	42%
300	51,41	147	65%	759,79	1236,6	39%
212	68,75	207	67%	876,85	1357,2	35%
150	83,91	261	68%	960,09	1438,2	33%
106	97,75	307,2	68%	1023,05	1495,8	32%
75	112,14	349,2	68%	1078,26	1540,8	30%
53	123,89	381	67%	1116,91	1573,2	29%
45	130,37	398,4	67%	1136,83	1589,4	28%
23	463,55	600	23%	1936,45	1800	-8%
Error cuadrático medio			59,95%			50,80%

Tabla 3.3 - 8 Ajuste de parámetros – hidrociclones: Reboses y rechazos acumulados: Modelo v/s datos concentradora A2

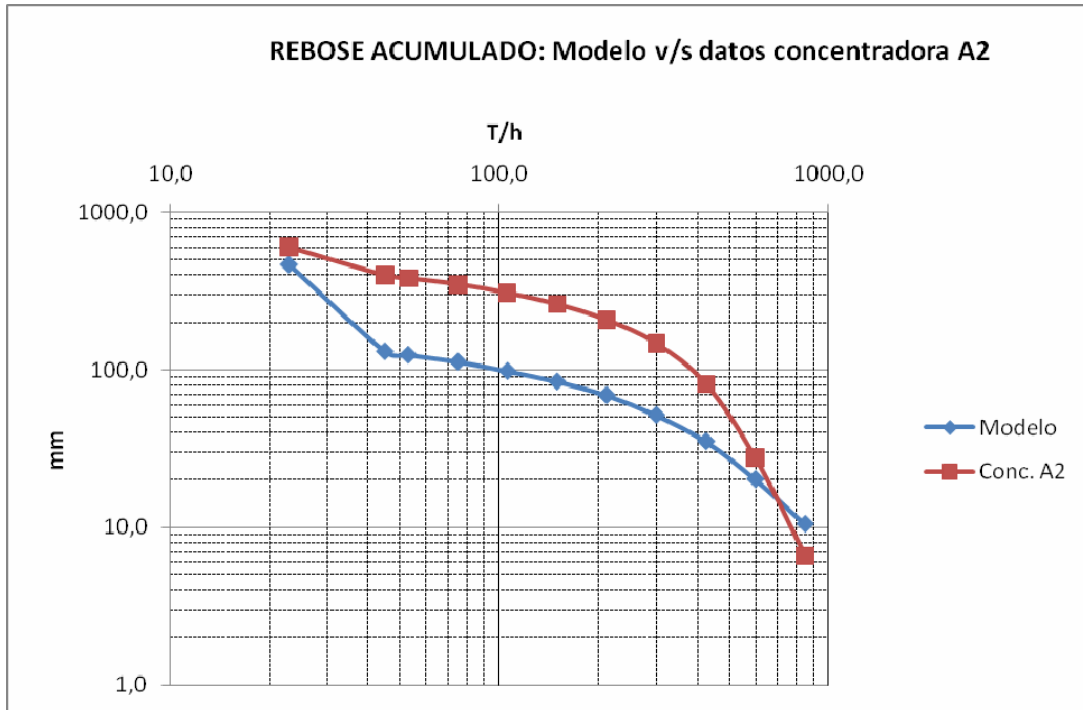


Figura 3.3-6 Ajuste de parámetros - Hidrociclones: Rebose acumulado: modelo v/s datos concentradora A2 Chuquicamata

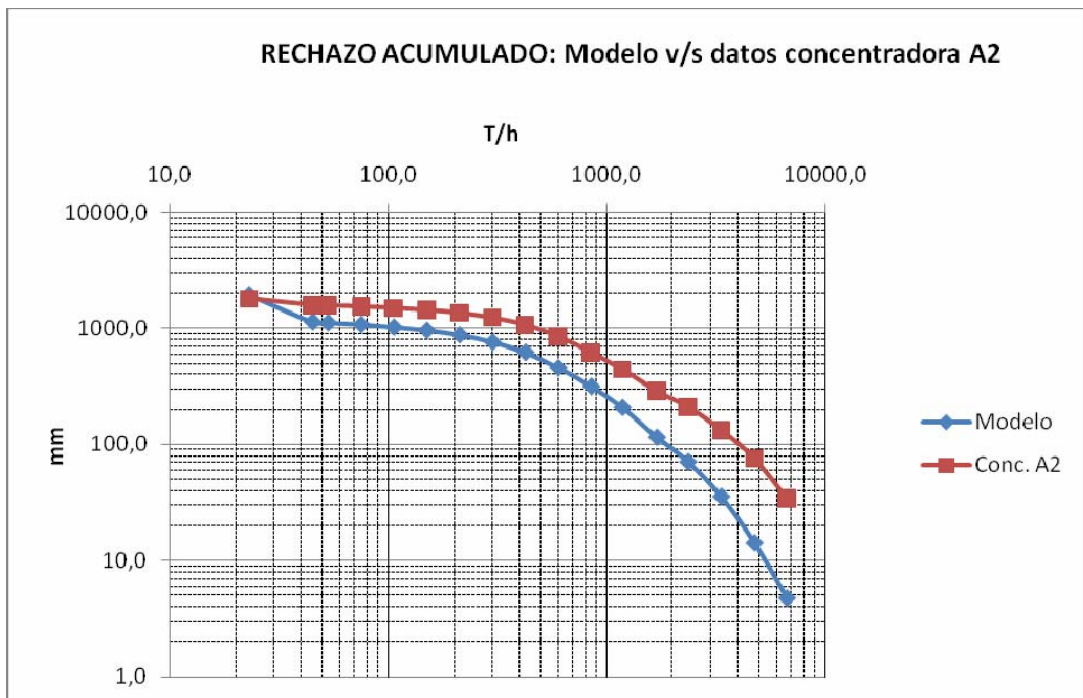


Figura 3.3-7 Ajuste de parámetros - Hidrociclones: Rechazo acumulado: modelo v/s datos concentradora A2 Chuquicamata

Con los resultados anteriores, los flujos para cada tamaño representativo utilizado en el simulador, son:

Tamaño		Flujos en [T/h]						
Descripción	[μm]	f_H	\hat{r}_H	\tilde{f}_H	y_H	\tilde{r}_H	p_H	r_H
X ₁	203.200	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00
X ₂	124.434	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00
X ₃	73.616	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00
X ₄	31.877	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00
X ₅	15.575	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00
X ₆	6.523	14,40	6,47	7,93	0,99	7,89	0,04	14,36
X ₇	2.386	57,60	25,89	31,71	0,97	30,86	0,85	56,75
X ₈	1.202	141,60	63,65	77,95	0,94	73,18	4,76	136,84
X ₉	601	264,00	118,67	145,33	0,88	128,42	16,91	247,09
X ₁₀	300	333,60	149,96	183,64	0,81	148,53	35,11	298,49
X ₁₁	150	232,80	104,65	128,15	0,72	92,26	35,89	196,91
X ₁₂	53	1.356,00	609,55	746,45	0,58	430,35	316,10	1.039,90
TOTAL =		24.00,00	1.078,85	1.321,15		911,49	409,66	1.990,34

Tabla 3.3 - 9

Ajuste de parámetros – hidrociclones: flujos máscicos determinados

3.3.7 Parámetros de los Molinos de Bolas

i) Datos para la parametrización

Los parámetros a identificar en el molino de Bolas son los siguientes

- α_M : Tasa de descarga, ver fórmula (2.2-96)
- B: Matriz de tasas de molienda, ver fórmula (2.2-94) y (2.2-93)

Las dimensiones físicas del molino SAG utilizado son:

- Diámetro: $d_M = 18'$ (5.49 [m])
- Largo: $l_M = 26'$ (7.92 [m])

El punto de operación utilizado está determinado por los siguientes valores obtenidos del muestreo de alimentación al molino de Bolas 17A de Chuquicamata realizada el 19/06/96:

- Alimentación total: $F_M = 1249.6$ [t/h]
- Densidad de la pulpa: $\rho_{tM} = 1.92$ [T/m³]
- Porcentaje de sólidos: $c_{pM} = 76.1\%$
- Distribución granulométrica:

X[mm]	Tyler	Alimentación f_M			Descarga p_M		
		% Retenido	% Acumulado retenido	% Acumulado pasante	% Retenido	% Acumulado retenido	% Acumulado pasante
6700	3	1.90%	1.90%	98.10%	0.30%	0.30%	99.70%
4750	4	2.30%	4.20%	95.80%	0.70%	1.00%	99.00%
3350	6	3.20%	7.40%	92.60%	1.40%	2.40%	97.60%
2360	8	4.30%	11.70%	88.30%	2.20%	4.60%	95.40%
1700	10	4.30%	16.00%	84.00%	2.80%	7.40%	92.60%
1180	14	8.60%	24.60%	75.40%	6.10%	13.50%	86.50%
850	20	9.80%	34.40%	65.60%	7.10%	20.60%	79.40%
600	28	12.90%	47.30%	52.70%	9.50%	30.10%	69.90%
425	35	12.50%	59.80%	40.20%	11.10%	41.20%	58.80%
300	48	8.90%	68.70%	31.30%	9.70%	50.90%	49.10%
212	65	6.70%	75.40%	24.60%	8.50%	59.40%	40.60%
150	100	4.50%	79.90%	20.10%	6.10%	65.50%	34.50%
106	150	3.20%	83.10%	16.90%	4.80%	70.30%	29.70%
75	200	2.50%	85.60%	14.40%	4.30%	74.60%	25.40%
53	270	1.80%	87.40%	12.60%	3.20%	77.80%	22.20%
45	325	0.90%	88.30%	11.70%	1.70%	79.50%	20.50%
23	-325	11.70%	100.00%	0.00%	20.50%	100.00%	0.00%

Tabla 3.3 - 10

Ajuste de parámetros – Molino de bolas: Distribución granulométrica
molino de bolas 17A concentradora A2 de Chuquicamata

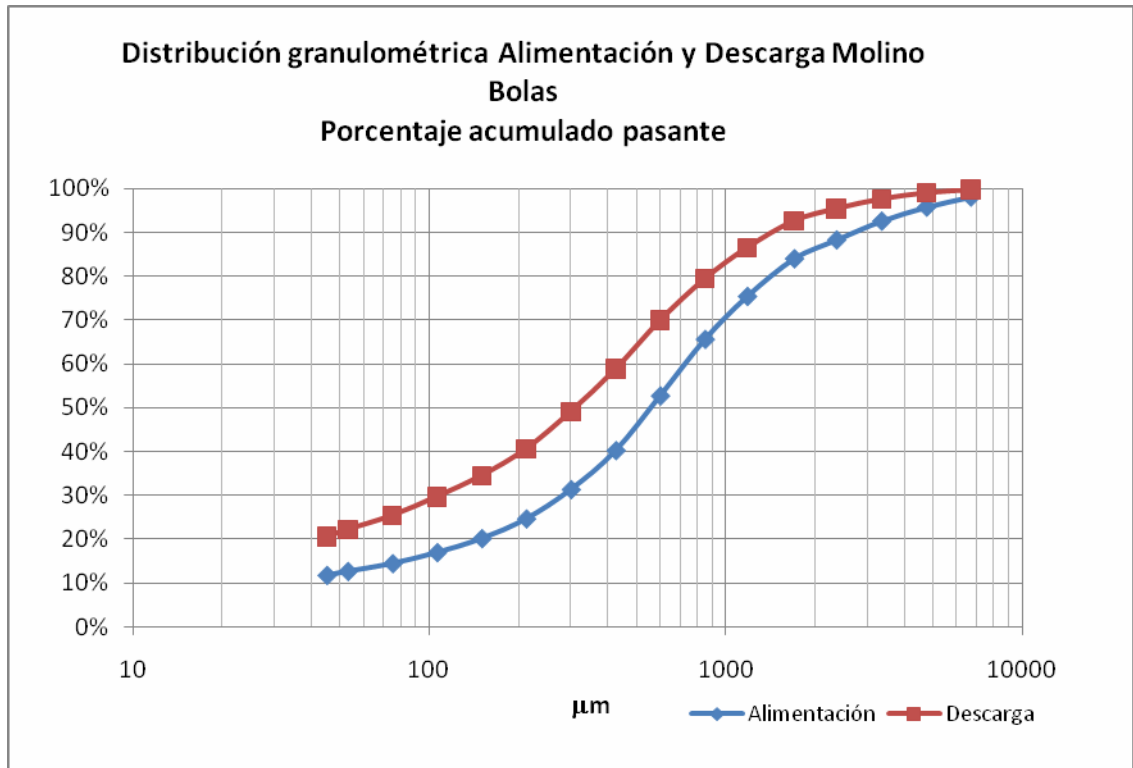


Figura 3.3-8 Ajuste de parámetros – Molino de bolas: Datos de distribución granulométrica molino de bolas 17A concentradora A2

ii) Determinación de la tasa de descarga α_M

De acuerdo a (2.2-96) la tasa de descarga es la misma para todos los tamaños de partículas, y está determinado por:

$$p_{M_i} = \alpha_M W_{M_i} \quad \forall i$$

Determinaremos el holdup total de sólidos (W_M) del molino de Bolas de la siguiente manera:

Se asume que el volumen interno del molino es igual al 95% del volumen geométrico de este y que el volumen que ocupa la pulpa de mineral en el punto de equilibrio analizado es de un 40%.

$$V_M = 0.95 \left(\pi \left(\frac{d_M}{2} \right)^2 l_M \right) = 178 \text{ [m}^3\text{]}$$

$$V_{\text{Pulpa}} = 0.95 V_M = 71.2 \text{ [m}^3\text{]}$$

Luego con el valor de densidad de la pulpa y el porcentaje de sólidos se determina el holdup total de sólidos.

$$W_{\text{Pulpa}} = \rho_{tM} V_M = 136.7 \text{ [T]}$$

$$W_M = c_{pM} W_{\text{pulpa}} = 104.0 \text{ [T]}$$

Luego:

$$p_{M_i} = \alpha_M w_{M_i} \quad \forall i$$

$$\sum p_{M_i} = \alpha_M \sum w_{M_i}$$

$$\alpha_M = \frac{P_M}{W_M} = \frac{F_M}{W_M} \Rightarrow \alpha_M = 12.01$$

iii) Determinación de la matriz B de tasas de molienda

La variación del holdup de sólidos en el molino está dada por (2.2-93)

$$\frac{d}{dt} w_{M_i} = f_{M_i} - p_{M_i} - b_{i,i} w_{M_i} + \sum_{k=1}^{i-1} b_{i,k} w_{M_k}$$

En equilibrio se tiene que:

$$0 = f_{M_i} - p_{M_i} - b_{i,i} w_{M_i} + \sum_{k=1}^{i-1} b_{i,k} w_{M_k} \quad (3.3-1)$$

$$f_{M_i} - p_{M_i} = b_{i,i} w_{M_i} - \sum_{k=1}^{i-1} b_{i,k} w_{M_k} \quad / \sum_{i=1}^n$$

$$F_M - P_M = \sum_{i=1}^n b_{i,i} w_{M_i} - \sum_{i=2}^n \sum_{k=1}^{i-1} b_{i,k} w_{M_k}$$

Y como se está en equilibrio el flujo total de entrada es igual al total de salida, luego

$$0 = \sum_{i=1}^n b_{i,i} w_{M_i} - \sum_{i=2}^n \sum_{k=1}^{i-1} b_{i,k} w_{M_k}$$

$$\sum_{i=1}^n b_{i,i} w_{M_i} = \sum_{i=2}^n \sum_{k=1}^{i-1} b_{i,k} w_{M_k}$$

$$\sum_{i=1}^n b_{i,i} w_{M_i} = \sum_{k=1}^1 b_{2,k} w_{M_k} + \sum_{k=1}^2 b_{3,k} w_{M_k} + \sum_{k=1}^3 b_{4,k} w_{M_k} + \dots + \sum_{k=1}^{i-1} b_{i,k} w_{M_k} + \dots + \sum_{k=1}^{n-1} b_{n,k} w_{M_k}$$

$$\sum_{i=1}^n b_{i,i} w_{M_i} = (b_{2,1} w_{M_1}) + (b_{3,1} w_{M_1} + b_{3,2} w_{M_2}) + (b_{4,1} w_{M_1} + b_{4,2} w_{M_2} + b_{4,3} w_{M_3}) + \dots \\ + (b_{n,1} w_{M_1} + b_{n,2} w_{M_2} + \dots + b_{n,n-1} w_{M_{n-1}})$$

$$\sum_{i=1}^n b_{i,i} w_{M_i} = w_{M_1} (b_{2,1} + b_{3,1} + b_{4,1} + \dots + b_{n,1}) + w_{M_2} (b_{3,2} + b_{4,2} + b_{5,2} + \dots + b_{n,2}) + \dots \\ + w_{M_k} \left(\sum_{i=k+1}^n b_{i,k} \right) + \dots + w_{M_{n-1}} b_{n,n-1}$$

$$\sum_{i=1}^n b_{i,i} w_{M_i} = w_{M_1} \sum_{i=2}^n b_{i,1} + w_{M_2} \sum_{i=3}^n b_{i,2} + w_{M_3} \sum_{i=4}^n b_{i,3} + \dots + w_{M_k} \sum_{i=k+1}^n b_{i,k} + \dots + w_{M_{n-1}} \sum_{i=n}^n b_{i,n-1}$$

Por lo tanto:

$$b_{i,i} = \sum_{k=i+1}^n b_{k,i} \quad (3.3-2)$$

Es decir, cada término de la diagonal de la matriz de molienda es igual a la suma de los términos bajo él.

La matriz de molienda (ecuación (2.2-95)) es:

$$B = \begin{bmatrix} -b_{1,1} & 0 & 0 & \dots & 0 \\ b_{2,1} & -b_{2,2} & 0 & \dots & 0 \\ b_{3,1} & b_{3,2} & -b_{3,3} & & \vdots \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & 0 \\ b_{n,1} & b_{n,2} & b_{n,3} & \dots & 0 \end{bmatrix}$$

Basados en (3.3-2), ocuparemos primero el siguiente caso especial:

$$B = \begin{bmatrix} -b_{1,1} & 0 & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ b_{1,1} & -b_{2,2} & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & b_{2,2} & -b_{3,3} & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & 0 & b_{3,3} & \ddots & & \vdots \\ \vdots & \vdots & & \ddots & -b_{n-1,n-1} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & b_{n-1,n-1} & 0 \end{bmatrix}$$

Luego:

$$0 = f_M - p_M + B w_M$$

$$\begin{bmatrix} f_{M_1} - p_{M_1} \\ f_{M_2} - p_{M_2} \\ \vdots \\ f_{M_i} - p_{M_i} \\ \vdots \\ f_{M_n} - p_{M_n} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} b_{1,1} w_{M_1} \\ b_{2,2} w_{M_2} - b_{1,1} w_{M_1} \\ \vdots \\ b_{i,i} w_{M_i} - b_{i-1,i-1} w_{M_{i-1}} \\ \vdots \\ 0 \cdot w_{M_n} - b_{n-1,n-1} w_{M_{n-1}} \end{bmatrix}$$

Aquí se ve que:

$$b_{1,1} = \frac{f_{M_1} - p_{M_1}}{w_{M_1}}$$

$$b_{2,2} = \frac{f_{M_2} - p_{M_2} + b_{1,1} w_{M_1}}{w_{M_2}} = \frac{(f_{M_2} - p_{M_2}) + (f_{M_1} - p_{M_1})}{w_{M_2}}$$

$$b_{3,3} = \frac{f_{M_3} - p_{M_3} + b_{2,2} w_{M_2}}{w_{M_3}} = \frac{(f_{M_3} - p_{M_3}) + (f_{M_2} - p_{M_2}) + (f_{M_1} - p_{M_1})}{w_{M_3}}$$

En general:

$$b_{i,i} = \frac{\sum_{k=1}^i f_{M_k} - p_{M_k}}{w_{M_i}} \quad (3.3-3)$$

Usando la información del molino de Bolas 17A de Chuquicamata y la constante de descarga α_M determinada se obtendrán los valores de la diagonal de la matriz de molienda.

Se determinarán primero los flujos de sólidos de entrada y salida del molino de bolas para los tamaños representativos utilizados en el simulador, en base a los datos de distribución y granulométrica y flujo total del molino de bolas 17A.

El valor del flujo de sólidos para un tamaño representativo X_i se extrapola linealmente de los valores medidos del tamaño inmediatamente superior e inferior. Considerando los valores acumulados pasante, se tiene:

Datos Molino Bolas 17A			Interpolación para tamaños utilizados en el simulador					
Tamaño X_i [μm]	% acumulado pasante		Intervalo [μm]	Tamaño X_i [μm]	% acumulado pasante		Distr. granulométrica	
	Alimentación	Descarga			Alimentación	Descarga	f_M [%]	p_M [%]
6.700	98,1%	99,7%	[6700, ∞ [15.575	100,0%	100,0%	2,1%	0,4%
4.750	95,8%	99,0%	[4750, 6700[6.523	97,9%	99,6%	9,5%	4,2%
3.350	92,6%	97,6%	[3350, 4750[
2.360	88,3%	95,4%	[2360, 3350[2.386	88,4%	95,5%	12,6%	8,7%
1.700	84,0%	92,6%	[1700, 2360[
1.180	75,4%	86,5%	[1180, 1700[1.202	75,8%	86,8%	23,0%	16,8%
850	65,6%	79,4%	[850, 1180[
600	52,7%	69,9%	[600, 850[601	52,8%	69,9%	21,4%	20,8%
425	40,2%	58,8%	[425, 600[
300	31,3%	49,1%	[300, 425[300	31,3%	49,1%	11,2%	14,6%
212	24,6%	40,6%	[212, 300[
150	20,1%	34,5%	[150, 212[
106	16,9%	29,7%	[106, 150[150	20,1%	34,5%	7,5%	12,3%
75	14,4%	25,4%	[75, 106[
53	12,6%	22,2%	[53, 75[53	12,6%	22,2%	12,6%	22,2%
45	11,7%	20,5%	[45, 53[
23	0,0%	0,0%	[23, 45[

Tabla 3.3 - 11 Ajuste de parámetros – Molino de bolas: Determinación de flujos de sólidos como porcentaje del flujo total

Luego, los flujos de sólidos para los tamaños representativos utilizados en el simulador son:

Tamaño		Distrib. granulométrica		Flujo sólidos	
Descripción	[μm]	f_M [%]	p_M [%]	f_M [T/h]	p_M [T/h]
X ₁	203.200	0,0%	0,0%	0,0	0,0
X ₂	124.434	0,0%	0,0%	0,0	0,0
X ₃	73.616	0,0%	0,0%	0,0	0,0
X ₄	31.877	0,0%	0,0%	0,0	0,0
X ₅	15.575	2,1%	0,4%	26,4	4,5
X ₆	6.523	9,5%	4,2%	118,4	52,2
X ₇	2.386	12,6%	8,7%	158,1	108,7
X ₈	1.202	23,0%	16,8%	287,6	210,2
X ₉	601	21,4%	20,8%	267,9	260,2
X ₁₀	300	11,2%	14,6%	140,2	182,7
X ₁₁	150	7,5%	12,3%	93,6	153,6
X ₁₂	53	12,6%	22,2%	157,4	277,4
Total =				1.249,6	1.249,6

Tabla 3.3 - 12 Ajuste de parámetros – Molino de bolas: Determinación de flujos máscos de sólidos

Finalmente determinamos los valores de la diagonal de la matriz de molienda:

Tamaño		f_{M_i}	p_{M_i}	$f_{M_i} - p_{M_i}$	$w_{M_i} = \frac{p_{M_i}}{\alpha_M}$	$b_{i,i}$
Descripción	[μm]					
X ₁	203.200	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
X ₂	124.434	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
X ₃	73.616	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
X ₄	31.877	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
X ₅	15.575	26,4	4,5	-21,8	0,4	57,7
X ₆	6.523	118,4	52,2	-66,2	4,3	20,3
X ₇	2.386	158,1	108,7	-49,4	9,0	15,2
X ₈	1.202	287,6	210,2	-77,4	17,5	12,3
X ₉	601	267,9	260,2	-7,7	21,7	10,3
X ₁₀	300	140,2	182,7	42,5	15,2	11,8
X ₁₁	150	93,6	153,6	59,9	12,8	9,4
X ₁₂	53	157,4	277,4	120,0	23,1	0,0

Tabla 3.3 - 13 Ajuste de parámetros – Molino de bolas: Determinación valores de la diagonal de la matriz de molienda

Hasta el momento se han obtenido los valores de la diagonal de la matriz de molienda. Como se vio, de acuerdo a (3.3-2) se puede hacer una matriz de tasas de molienda particular en la que cada partícula sólo se muele a su tamaño inmediatamente inferior.

Si podemos determinar la distribución en los distintos tamaños al moler una partícula de tamaño X_i , como tenemos los valores de la diagonal de la matriz B y dado (3.3-2) se obtendrá la matriz de molienda. Para determinar esta distribución se utilizó la teoría estadística de quiebre primario desarrollada por R. R. Klimpel and L. G. Austin [10]. De acuerdo a esta teoría, el porcentaje de partículas de tamaño menor a “y” producto del quiebre de una partícula de tamaño “x” es:

$$C(x, y) = 1 - \left(1 - \frac{y}{x}\right)^{r_L} \left(1 - \left(\frac{y}{x}\right)^2\right)^{r_S} \left(1 - \left(\frac{y}{x}\right)^3\right)^{r_V}$$

Donde r_L , r_S , y r_V son constantes que representan las fallas por bordes, áreas y volúmenes respectivamente. Los valores de r_L , r_S , y r_V pueden ser fraccionarios mayores a 1 o cero pero la suma de los tres debe ser a lo menos 1.

Con los valores de $C(x, y)$ se puede construir una matriz de distribución acumulada de ruptura, que tiene la siguiente forma:

$$C = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ c_{2,1} & 1 & 0 & \dots & 0 \\ c_{3,1} & c_{3,2} & 1 & & \vdots \\ \vdots & \vdots & & \ddots & 0 \\ c_{n,1} & c_{n,2} & c_{n,3} & & 1 \end{bmatrix}$$

En que:

$$c_{i,j} = 1 - \left(1 - \frac{X_j}{X_i}\right)^{r_L} \left(1 - \left(\frac{X_j}{X_i}\right)^2\right)^{r_S} \left(1 - \left(\frac{X_j}{X_i}\right)^3\right)^{r_V}$$

Luego se puede obtener una matriz de distribución de ruptura por tamaño:

$$\beta = \begin{bmatrix} 1-c_{2,1} & 0 & 0 & \dots & 0 \\ c_{2,1}-c_{3,1} & 1-c_{3,2} & 0 & \dots & 0 \\ c_{3,1}-c_{4,1} & c_{3,2}-c_{4,2} & 1-c_{4,3} & & \vdots \\ \vdots & \vdots & & \ddots & 0 \\ c_{n,1} & c_{n,2} & c_{n,3} & & 1 \end{bmatrix}$$

Y dado los valores b_{ij} y la ecuación (3.3-2) se obtiene la matriz de molienda:

$$B = \begin{bmatrix} b_{1,1} & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & b_{2,2} & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 0 & \ddots & & \vdots \\ \vdots & \vdots & & b_{n-1,n-1} & 0 \\ 0 & 0 & \dots & 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1-c_{2,1} & 0 & 0 & \dots & 0 \\ c_{2,1}-c_{3,1} & 1-c_{3,2} & 0 & \dots & 0 \\ c_{3,1}-c_{4,1} & c_{3,2}-c_{4,2} & 1-c_{4,3} & & \vdots \\ \vdots & \vdots & & \ddots & 0 \\ c_{n,1} & c_{n,2} & c_{n,3} & & 1 \end{bmatrix}$$

Obtenida la matriz de molienda, se determina el holdup utilizando (3.3-1) y los flujos de alimentación y descarga para cada intervalo de tamaño determinados con los datos del molino 17A. Se sencibiliza con los valores de r_L , r_S , y r_V de modo de minimizar el error cuadrático medio entre el holdup determinado con la matriz de molienda y el obtenido directamente ocupando la tasa de descarga α_M . Los resultados son:

$$r_L = 1.02277$$

$$r_S = 0.03462$$

$$r_V = 1.60714$$

$$B = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -28,57 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 19,23 & -8,59 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 4,74 & 4,59 & -9,29 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 2,31 & 2,06 & 5,08 & -7,45 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 1,15 & 0,98 & 2,21 & 4,08 & -6,22 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0,57 & 0,48 & 1,02 & 1,77 & 3,40 & -7,17 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0,37 & 0,31 & 0,64 & 1,05 & 1,88 & 4,94 & -3,82 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0,20 & 0,17 & 0,35 & 0,56 & 0,94 & 2,23 & 3,82 & 0 \end{bmatrix}$$

El siguiente gráfico (Figura 3.3-9) muestra la comparación entre los valores del holdup obtenidos con la matriz B versus los obtenidos con la tasa de descarga.

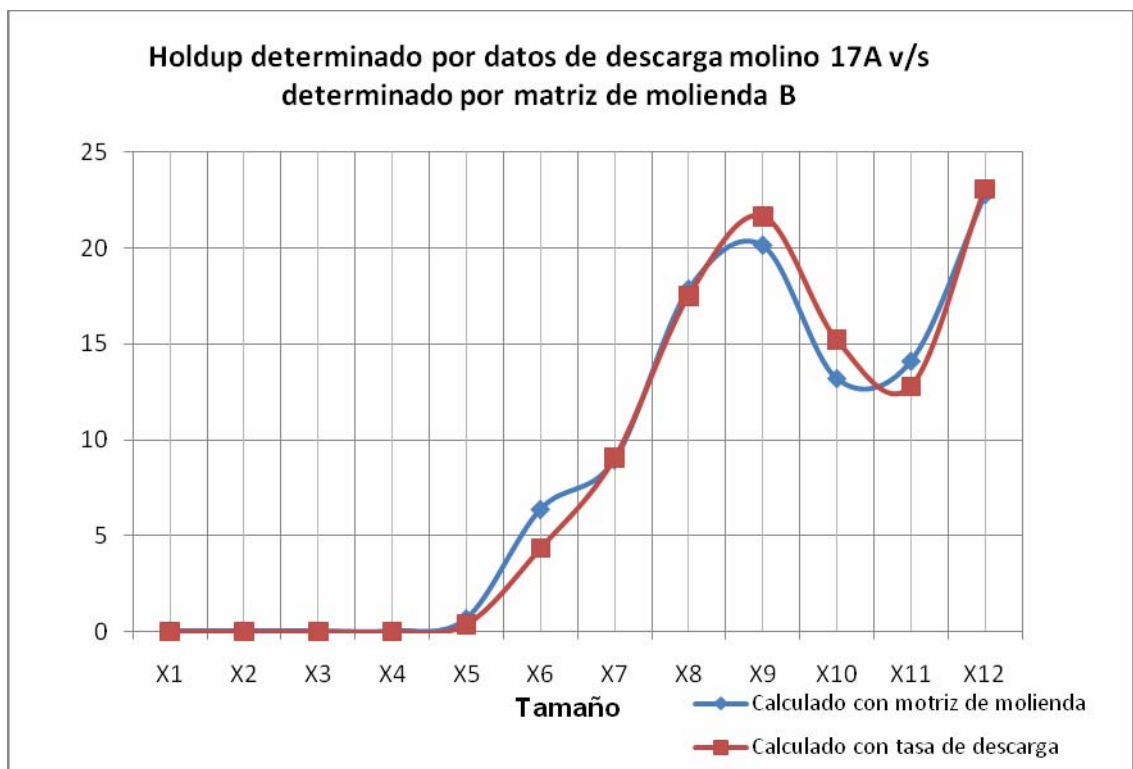


Figura 3.3-9 Ajuste de parámetros – Molino de bolas: Comparación entre holdup obtenido por matriz de molienda v/s el obtenido con tasa de descarga

Posteriormente, mediante pruebas con el simulador, se generaron las matrices para tratar mineral duro y blando (ver capítulo 2.5.1) modificando la matriz anterior de modo que, al haber sólo mineral duro la carga circulante sea 350% (matriz B^D) y de haber sólo mineral blando la carga circulante de sea 250% (matriz B^B). El simulador trabaja con dos flujos uno de mineral duro tratado con la matriz B^D y otro de mineral blando tratado con la matriz B^B.

4 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se realizó en forma exitosa un simulador de una planta de molienda semi-autógena con circuito inverso de molienda secundaria de bolas. En reuniones de trabajo se revisó el buen funcionamiento tanto de la planta simulada como de los sistemas de control implementados.

El simulador fue utilizado en un curso teórico orientado a operadores de plantas de molienda reales y en cursos de la Escuela de Ingeniería en Minas. En estos seminarios y cursos el simulador tuvo una buena evaluación tanto por su versatilidad como por el ambiente gráfico que permitía un intuitivo manejo de este. Adjunto se presenta el “Manual del Usuario” que fue entregado en estos cursos.

Además este simulador fue utilizado como fuente para diseñar un simulador en FactoryLink.

Es importante mencionar que la información contenida en esta memoria da un compendio de los principales modelos contenidos en una planta de molienda semi-autogena, además de la integración de estos e implementación en tiempo discreto.

Por otro lado se explica metodologías para determinar los parámetros de los modelos utilizando la información típica que se obtiene de plantas reales. Esto permite el determinar los parámetros de equipos de características diferentes (tamaño, modelos, etc), ingresarlos en el simulador vía un ambiente gráfico y estudiar el comportamiento de la planta con esta modificación así como el funcionamiento de los sistemas de control.

Las siguientes son algunas recomendaciones para uso y complementación del simulador:

- Agregar otros sistemas de control como control predictivo, controles con lógica difusa, etc.

- Utilizar este simulador en cursos tanto de Ingeniería en Minas como de Sistemas de Control.
- Integrar este simulador con simuladores del proceso aguas arriba: Chancado Primario y transporte de mineral; y aguas abajo: plantas de concentración (Cobre: flotación; Oro/Plata: lixiviación, CCD; etc.)

REFERENCIAS

- [1] Weymont, N.P., 1979. The Analysis and Simulation of Autogenous Grinding Systems. Ph.D. thesis, The Pennsylvania State University, the Graduate School, Department of Mineral Engineering.
- [2] Austin, L.G., Menacho, J. y Percy, F., 1987. A General Model for Semiautogenous Milling. ACOM 87 Proceeding of Twentieth International Symposium on the Application of Computers and Mathematics in the Mineral Industries, Vol. 2, Metalurgy, pp 107 – 126. AIME, Johannesburg.
- [3] Barahona, C.A. 1984. Modeling and Simulation of Semiautogenous Grinding Systems. Master of Science Thesis, Pennsylvania State University.
- [4] Austin, L.G., 1990. A mill power equation for SAG mills, Mineral and Metallurgical Processing, 7:(1),57-62
- [5] A Casali. "Simplificación del Modelo de Chancado de Andersen / Whiten" (ver ANEXO A)
- [6] A. Lynch and T. C. Rao, "Modeling and scale-up of hydrocyclone classifiers", Proc. 11th International Mineral Processing Congress, Cagliari, Italy. 4-25.
- [7] L. R. Plitt, "A Mathematical Model of Hydrocyclone Classifier" CIM Bulletin December 1976 p. 114.
- [8] González, G. "Informe Final del Proyecto CONICYT N°124: Control óptimo de una planta concentradora de minerales de cobre". Departamento de Electricidad, U. de Chile, Sept. 1971
- [9] González, G.D. "Adaptive Optimal Equilibrium Control for an Ore Concentrator Model". Tesis de Ph.D., University of Michigan, U.S.A., 1981.

- [10] R. R. Klimpel and L. G. Austin. "The statistical theory of primary breakage distributions for brittle materials". Society of Mining Engineers, Transactions, March 1965.
- [11] J. M. Link, E. J. Wasp, C. A. Horne. "Hydraulics – SME Mineral Processing Handbook", N. L. Weiss editor, 1985.
- [12] R. Améstica, G. González, J. Barría , L. Mange J. Menacho, and O. Castro (1993). "A SAG mill circuit dynamic simulator based on a simplified mechanistic model". in Proc. XVIII International Mineral Processing Congress, Sydney, Australia, 1993, vol. 1, pp. 117-130

ANEXO A

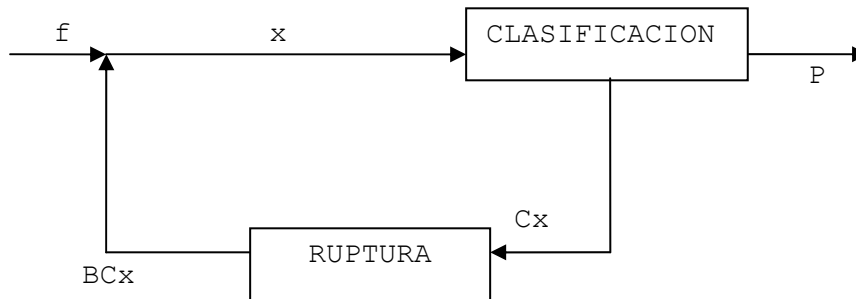
SIMPLIFICACIÓN DEL MODELO DE CHANCADO DE ANDERSEN / WHITEN

MODELO DE CHANCADO

-Modelo de Andersen/whiten

-Explicado, simplificado y procesado por A Casali

1.- Descripción del modelo



Ecuaciones de balance:

$$X = f + B C x \quad (1)$$

$$X = p + C x \quad (2)$$

Donde:

f es el vector columna con los flujos de alimentación por tamaños.

P es el vector columna con los flujos de producto por tamaños

C es la matriz diagonal de clasificación, con elementos en la diagonal C_i correspondiente a la clasificación para cada tamaño "i".

B es la matriz triangular inferior de ruptura, con elementos b_{ij} correspondientes a la fracción de mineral de tamaño "j" que al chancarse termina de tamaño "i".

Combinando las ecuaciones (1) y (2) se obtiene el modelo de Whiten:

$$p = (I - C) * (I - B C)^{-1} * f \quad (3)$$

2.- Matriz de clasificación

Elementos de la matriz C:

A) $C_i = 1$ si $d_i > K_2$

b) $C_i = 0$ si $d_i < K_1$

c) Para $K_1 < d_i < K_2$

$$C_i = 1 - \left(\frac{K_2 - d_i}{K_2 - K_1} \right)^{2,3}$$

Donde:

d_i [mm], es la media Geom. del intervalo de tamaño "i".

Ecuaciones para K1 y K2

$$K_1 = A_0 + A_1 * S_c + A_2 * G_s + A_3 * F_{80}$$

$$K_2 = A_4 + A_5 * S_c - A_6 * G_s + A_7 * F_{80}$$

Donde:

S_c es el setting cerrado del chancador [mm]
(12,7 mm, para el caso del simulador)

G_s es el flujo mineral alimentado [t/h]

F_{80} es el tamaño bajo el cual está el 80% de la alimentación al chancador [mm]

Valores iniciales:

Parámetros	:	A0	A1	A2	A3	A4	A5	A6	A7
Valores iniciales	:	0,1	1	0	0	0,1	2	0	0

3.- Matriz de ruptura

Elementos de la matriz B: b_{ij}

a) 1a. columna:

$$b_{i1} = 0 \quad \text{si } i = 1$$

$$b_{i1} = R(i-1)1 - Ri1 \quad \text{si } i \neq N \quad (N = \text{ultima fracción})$$

$$b_{N1} = 1 - \sum(b_{kj}) (j-1) \quad \text{si } i > j \quad \text{con } i \neq N \quad (*)$$

b) resto de la matriz (otra columna)

$$b_{ij} = 0 \quad \text{si } i \leq j$$

$$b_{ij} = b(i-1)(j-1) \quad \text{si } i > j, \quad \text{con } i \neq N$$

$$b_{Nj} = 1 - \sum(b_{kj}) \quad , \quad \text{con } k \neq N$$

(*) NOTA: cada elemento de la última fila de la matriz B corresponde siempre a 1 - la suma del resto de su columna respectiva.

Modelo para el ri1

$$Ri1 = 1 - \left(1 - \left(\frac{d_i}{d_i} \right)^{A8} \right)^{K3}$$

Ecuación para K3

$$K3 = A9 - A10*SC - A11*Gs - A12*F80$$

Valores iniciales:

Parámetros	:	A8	A9	A10	A11	A12
Valores iniciales	:	0,9	0,03	1,2	0,05	0,01

ANEXO B

SIMULADOR MOLIENDA SAG - MANUAL DEL USUARIO

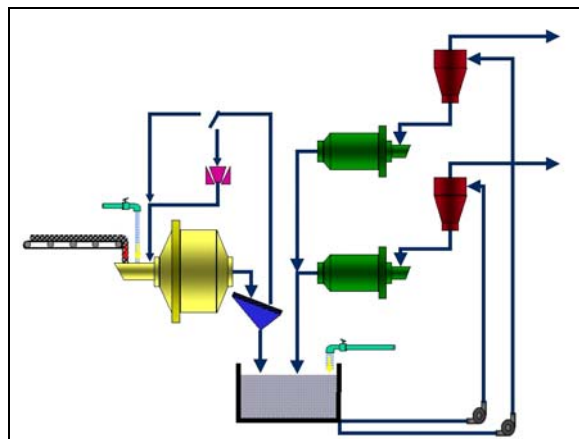


Universidad de Chile
Departamento de Ingeniería de Minas
Departamento de Ingeniería Eléctrica

Manual del Usuario DSAG

Cátedra Phelps Dodge de Procesamiento de Minerales
Proyecto DOCENMIN

MAYO DE 1999



Resumen

El presente manual explica como utilizar el simulador DSAG, que es uno de los simuladores desarrollados en el proyecto DOCENMIN, destinado a mejorar la docencia en control y simulación de plantas de procesamiento de minerales, en el marco de la cátedra Phelps-Dodge de Procesamiento de Minerales, del Departamento de Ingeniería en Minas de la Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas de la Universidad de Chile.

El simulador DSAG implementa una planta de molienda semiautógena que consta de un molino SAG con harnero y chancador de pebbles, y dos circuitos inversos de molienda secundaria, cada uno con una bomba centrífuga de velocidad variable, una batería de hidrociclones y un molino de bolas.

El simulador DSAG fue desarrollado en Matlab 4.1 y fue programado de forma de crear un entorno gráfico como el que existe en una planta real y simular las distintas condiciones de operación que pueden encontrarse en estas plantas.

Indice

Resumen	<i>i</i>
Indice	<i>iii</i>
1 Introducción	<i>1</i>
2 Para comenzar	<i>2</i>
3 Descripción general	<i>4</i>
3.1 Pantalla SAG	<i>5</i>
3.1.1 Gráficos	<i>5</i>
3.1.2 Controles	<i>6</i>
3.1.3 Subpantalla	<i>6</i>
3.1.4 Comandos del simulador	<i>6</i>
3.1.5 Alarma de sobrecarga y producción	<i>7</i>
3.1.6 Botones SAG, SEC y Layout	<i>7</i>
3.2 Pantalla SEC	<i>8</i>
3.2.1 Gráficos	<i>8</i>
3.2.2 Controles	<i>9</i>
3.2.3 Subpantalla	<i>9</i>
3.3 Pantalla Layout	<i>10</i>
4 Sesión de simulación	<i>12</i>
5 Controles Automáticos	<i>14</i>
5.1 Cambio de parámetros	<i>14</i>
5.2 Lazos de control	<i>16</i>
5.2.1 Control PI de hold-up	<i>16</i>
5.2.2 Controles PID en molienda secundaria	<i>17</i>
6 Guardando la sesión	<i>20</i>
6.1 Recuperando la sesión desde EXCEL	<i>21</i>
7 Configuración	<i>24</i>
8 Índice de Ilustraciones	<i>27</i>
9 Referencias	<i>28</i>

1 Introducción

El simulador DSAG simula el comportamiento de una planta de molienda que incluye molienda semiautógena y convencional. Para esto se realizó la unión de diversos modelos matemáticos. El modelo del molino SAG utilizado es el desarrollado por Améstica, González et al. [1][2]. El modelo del harnero es el de Karra [4] adaptado por A. Casali, 1997. El modelo de chancador es el de Andersen y Whiten [5][6] adaptado por A. Casali, 1997. El modelo de hidrociclón es el de Lynch y Rao [7] y modificado por Plitt [8]. El modelo de molino de bolas es una adaptación del modelo utilizado por González [9].

El presente manual indica cómo trabajar con el simulador, ya sea desde el punto de vista de supervisión o desde el punto de vista de control automático.

Para un estudio más detallado del simulador ver Manual Técnico de este simulador [10] o ver Orellana [3].

2 Para comenzar

El simulador DSAG fue desarrollado en Matlab 4.1 que es un lenguaje de programación poderoso matemáticamente. El simulador requiere de Matlab versión 4.1 o superior para ser ejecutado.

Para iniciar una sesión con el simulador cargue Matlab. Luego, desde la ventana de comando vaya al directorio donde se encuentran los archivos del simulador. Por ejemplo, si instaló Matlab en forma estándar, el editor Matlab comienza en el directorio `c:\matlab\bin` y si el simulador se encuentra en `c:\dsag` escriba `cd \dsag` para cambiarse a este directorio (el comando `cd` cambia al directorio especificado; `cd` por si sólo muestra el directorio actual; `cd ..` retrocede hacia el directorio inmediatamente superior).

Una vez que esté en el directorio del simulador escriba: `dsag`

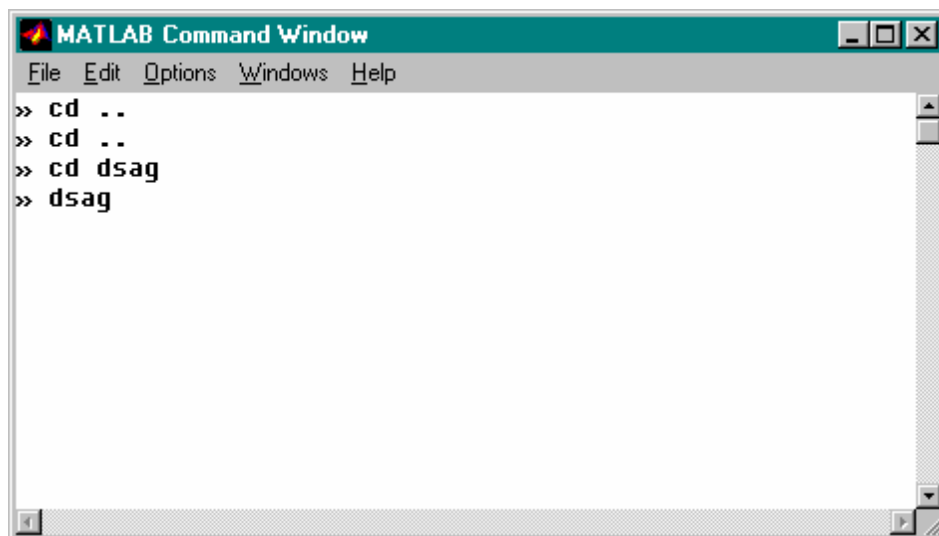


Figura 1. Partiendo el simulador desde Matlab

Esto iniciará el simulador. Al partir se presenta la pantalla de supervisión del molino SAG (Figura 2).

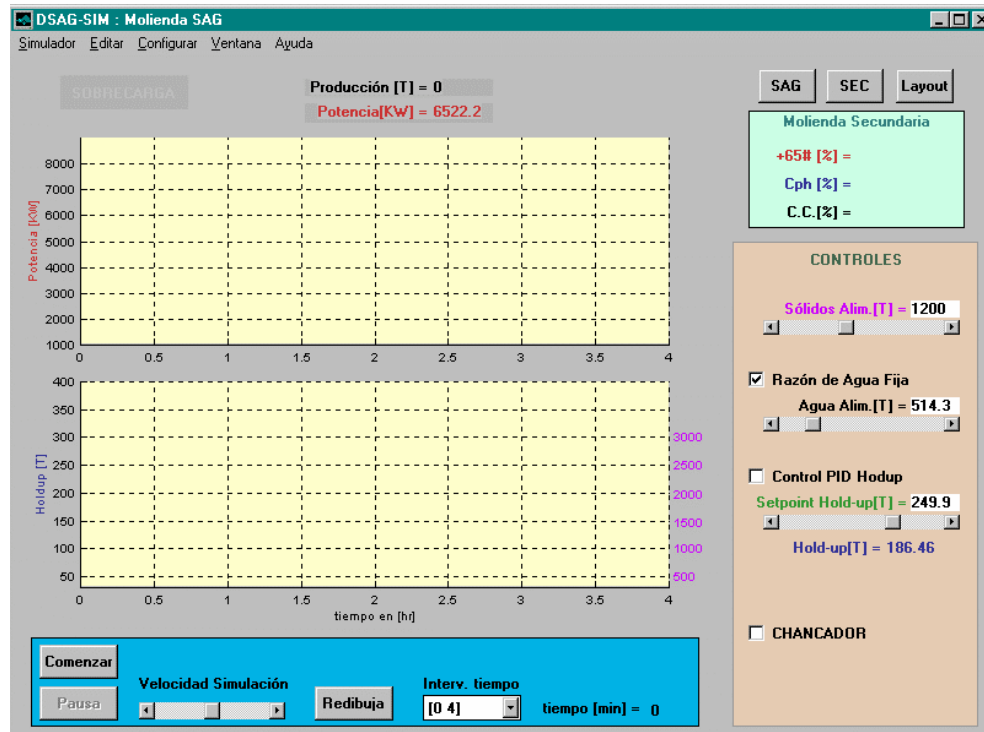


Figura 2. Pantalla inicial al partir el simulador

El simulador consta de tres ventanas:

- Supervisión y control del molino sag.
- Supervisión y control de la molienda secundaria
- Layout de la planta y valor de los flujos de mineral y de las principales variables.

3 Descripción general

El circuito de molienda simulado es una planta que consta de una etapa de molienda semiautógena y de una etapa con molienda secundaria de bolas en circuito inverso. Tanto para definir la forma del simulador como para el ajuste de sus parámetros, se utilizó información de varias plantas concentradoras de minerales de cobre.

En la figura N°3 se observa el layout del circuito de molienda que cuenta con un molino SAG, un chancador de pebbles, dos molinos de bolas y dos baterías de hidrociclones.

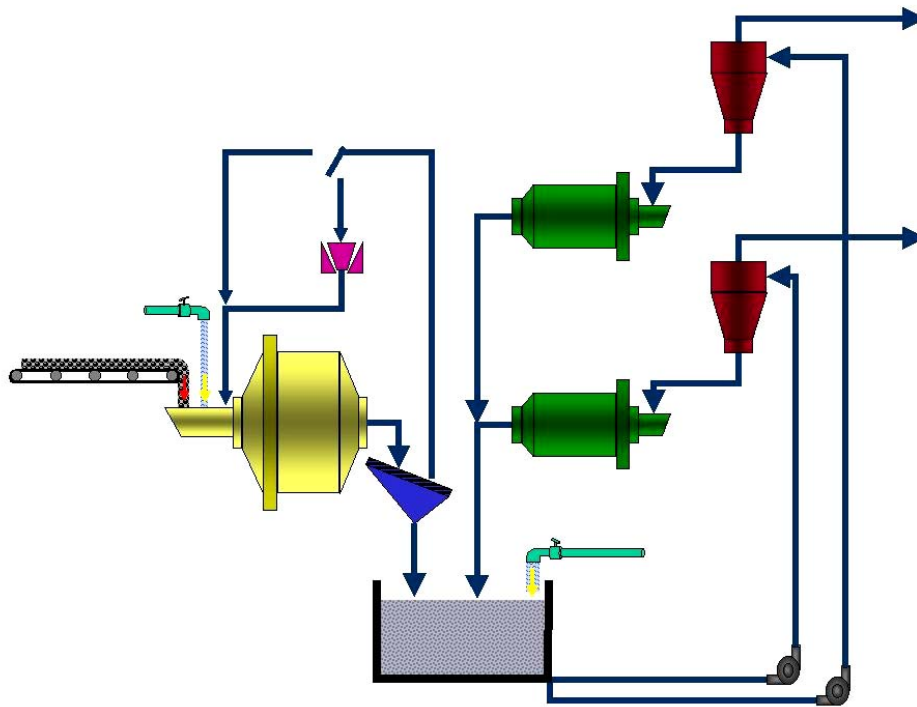


Figura 3. Layout del circuito de molienda

3.1 Pantalla SAG

La primera pantalla que muestra el simulador es la de control y supervisión del molino SAG.

Tanto esta pantalla como la de la molienda secundaria están constituidas por dos monitores con gráficos de tendencia, una zona para manejar las variables manipulables, una subpantalla con información de la otra etapa de molienda y una zona con los sistemas de control del simulador.

La pantalla de control y supervisión del SAG se muestra en la figura 4.

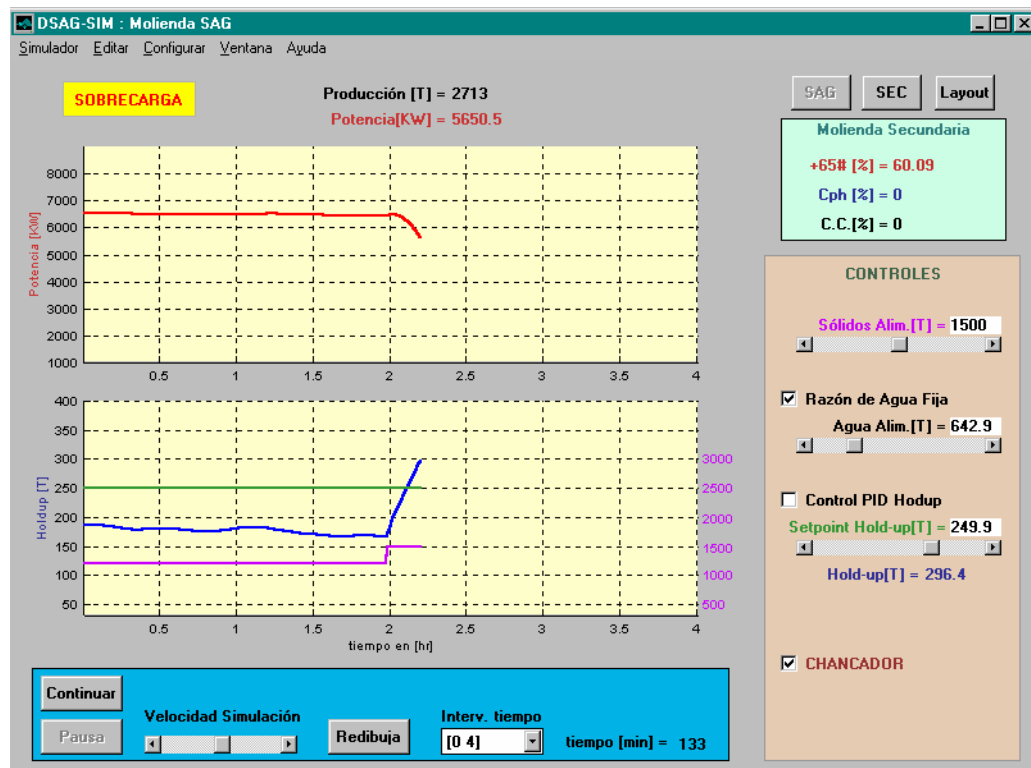


Figura 4. Pantalla de molienda SAG

3.1.1 Gráficos

El gráfico superior muestra la potencia consumida por el molino SAG en [KW]. La potencia se grafica en rojo. El valor numérico instantáneo de la potencia se da, también en rojo, justo sobre el gráfico.

El gráfico inferior muestra en azul el *hold-up* de mineral dentro del molino en [T], en violeta la alimentación fresca de sólidos en [T/h] y en verde el *set-point* de *hold-up* del control automático de *hold-up* del molino SAG. El *hold-up* y el *set-point* de *hold-up* utilizan la escala de la izquierda que está en

[T], la alimentación de sólidos utiliza la escala en violeta que está al lado derecho y que indica [T/h].

3.1.2 Controles

Al costado derecho en color caqui tenemos los controles del SAG.

Lo primero que se observa es un *slider* para controlar la alimentación fresca de sólidos al SAG.

Después tenemos un *slider* para controlar el agua en la alimentación al SAG y una casilla para fijar o no una razón fija de 30% de agua en la alimentación.

Más abajo hay una casilla para activar el control PI de *hold-up*, un *slider* para fijar el *set-point* de *hold-up* y en azul el valor actual del *hold-up* en [T].

Por último hay una casilla para activar el chancador de *pebbles*.

3.1.3 Subpantalla

Sobre la zona de controles, se encuentra una subpantalla en color verde agua con datos importantes de la molienda secundaria.

En la subpantalla se muestra el valor numérico instantáneo de:

- El +65# del producto final o rebose de los hidrociclones.
- El porcentaje de sólidos (Cph [%]) en la alimentación de los hidrociclones.
- La carga circulante (C.C. [%]).

3.1.4 Comandos del simulador

Debajo de los gráficos están los comandos del simulador.

A la izquierda tenemos los botones para comenzar y para poner en pausa la simulación, mas a la derecha hay un *slider* para variar la velocidad de la simulación.

A continuación hay un botón para realizar un refresco de los gráficos, en caso de que sea necesario.

Después tenemos un menú emergente para elegir el intervalo de tiempo mostrado en el gráfico, lo que es útil cuando se está en pausa y se desea ver la tendencia 4 horas hacia atrás o más.

Por último, se muestra el tiempo de simulación en minutos de planta.

3.1.5 Alarma de sobrecarga y producción

En el extremo superior izquierdo encontramos una alarma que se activa cuando el molino entra en sobrecarga.

En la parte superior se indica, en negro, la producción total en toneladas del circuito de molienda desde que se inició la simulación hasta el tiempo indicado abajo.

3.1.6 Botones SAG, SEC y Layout

Sobre la subpantalla “Molienda Secundaria” se encuentran tres botones que nos llevan a las ventanas de molienda SAG (desactivada en este momento pues ya estamos en esa ventana), a la molienda secundaria (botón SEC) y al layout de la planta (botón Layout).

3.2 Pantalla SEC

Apretando el botón SEC llegamos a esta pantalla la que podemos observar en la figura 5.

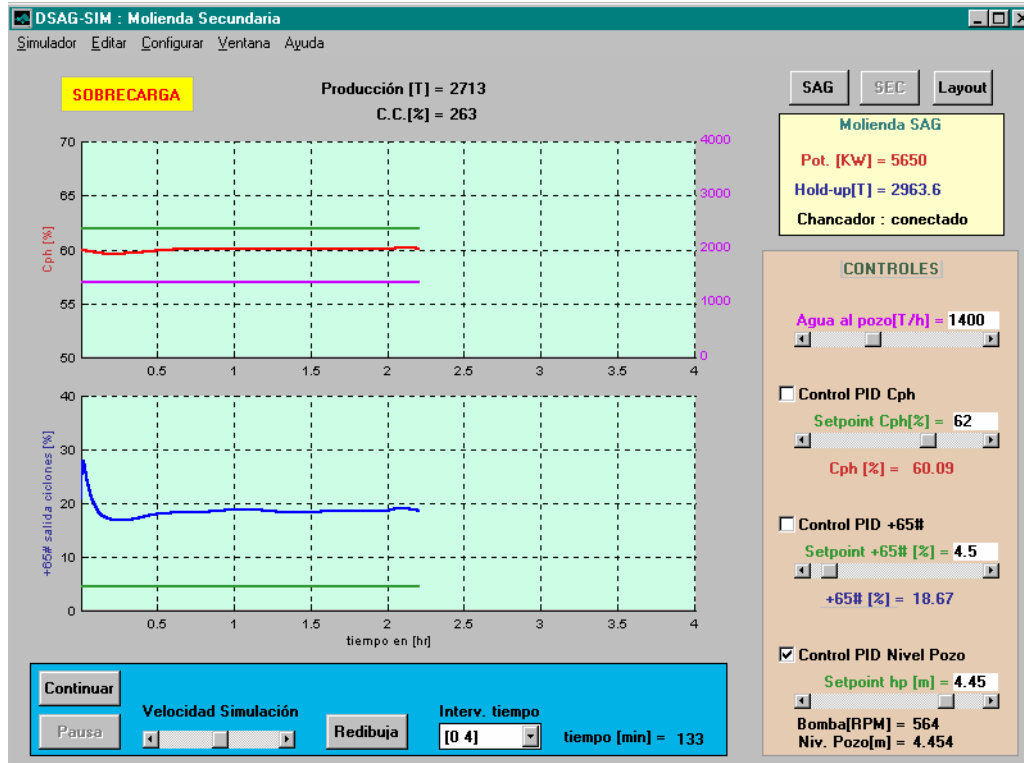


Figura 5. Pantalla de molienda secundaria (SEC)

3.2.1 Gráficos

En el gráfico superior se presenta en rojo el porcentaje de sólidos en la alimentación de los hidrociclones, en verde el *set-point* del control PID de este porcentaje de sólidos, y en violeta el agua que se agrega al pozo, que es una variable manipulada del control.

El gráfico inferior muestra en azul la tendencia del +65# en el producto final (rebose de los hidrociclones) y en verde el *set-point* del control PID del +65#. Este control PID es un control en cascada en que la variable manipulada es el *set-point* del control PID de densidad de la alimentación a los hidrociclones.

Sobre los gráficos se puede observar la alarma de sobre carga en el molino SAG, la producción total y la carga circulante en el circuito de molienda secundaria.

3.2.2 Controles

En el panel de controles tenemos un *slider* para fijar el agua que se agrega al pozo. Cuando no hay controles conectados, el valor del agua al pozo se muestra en color violeta al igual que en el gráfico.

Después puede observarse la casilla para activar el control de porcentaje de sólidos en la alimentación a hidrociclones (Cph), el *slider* para fijar el *set-point* y el valor actual del Cph.

Sigue el control PID en cascada de +65# a la salida de los hidrociclones, al igual que el anterior tenemos el *slider* para fijar el *set-point* y el valor puntual del +65#.

Por último aparece el control PID del pozo, este es un control que está activado en forma predeterminada y que controla el nivel del pozo manipulando la velocidad de la bomba centrífuga. Aquí además de estar el *slider* para el *set-point* de nivel del pozo están los valores puntuales del nivel y de la velocidad de la bomba.

3.2.3 Subpantalla

En la subpantalla que está sobre los controles, se presenta ahora valores importantes de la molienda SAG: el valor de la potencia, del hold-up del molino y el estado del chancador (conectado/desconectado).

3.3 Pantalla Layout

Apretando el botón layout llegamos a la pantalla de layout (figura 6).

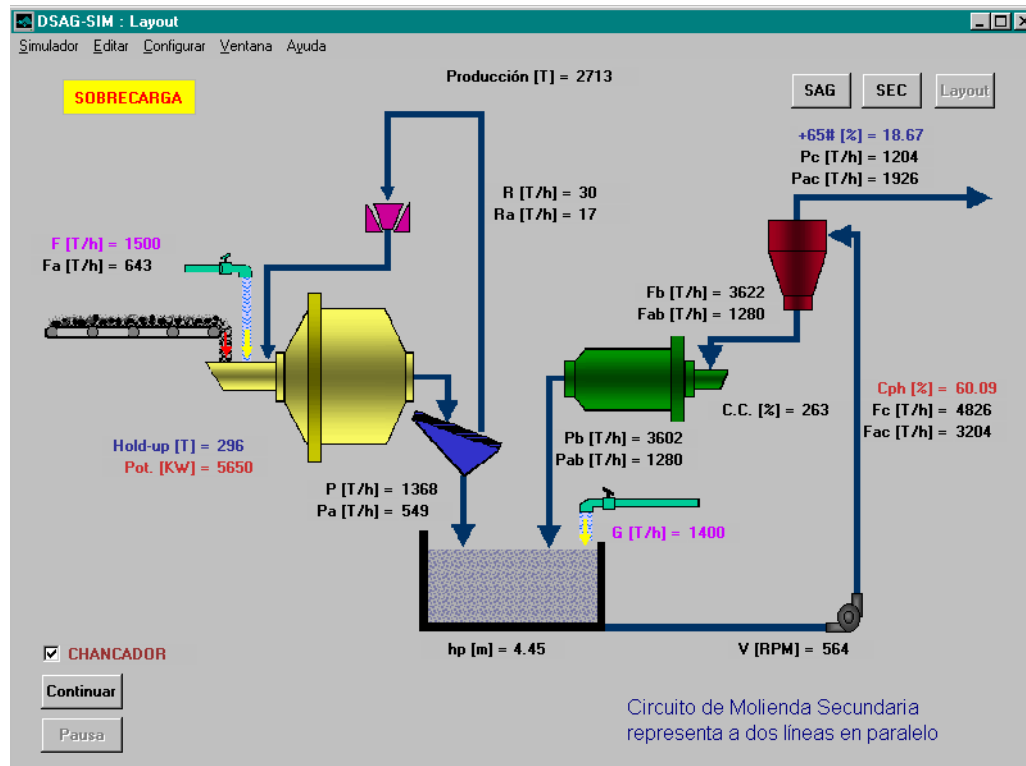


Figura 6. Pantalla de Layout

En esta pantalla se presenta el valor actual de las principales variables del simulador.

Siguiendo el layout tenemos:

- F: flujo másico de sólidos en [T/h] en la alimentación del SAG.
- Fa: flujo másico de agua en [T/h] en la alimentación del SAG.
- Hold-up: el *hold-up* del molino SAG en [T].
- Pot: potencia consumida por el motor del Molino SAG en [KW].
- P: flujo másico de sólidos en [T/h] en la descarga del harnero.
- Pa: flujo másico de agua en [T/h] en la descarga del harnero.
- R: flujo másico de sólidos en [T/h] en el rechazo del harnero.
- Ra: flujo másico de agua en [T/h] en el rechazo del harnero.
- hp: nivel del pozo en [m].
- G: flujo másico de agua en [T/h] que es adicionada al pozo.
- V: velocidad de la bomba centrífuga en [RPM].
- Fc: flujo másico de sólidos en [T/h] en la alimentación a hidrociclones.

- Fac: flujo másico de agua en [T/h] en la alimentación a hidrociclones.
- Cph: porcentaje de sólidos en [%] en la alimentación a hidrociclones.
- Pc: flujo másico de sólidos en [T/h] en rebose de hidrociclones.
- Pac: flujo másico de agua en [T/h] en rebose de hidrociclones.
- +65#: +65# en [%] en rebose de hidrociclones.
- Fb: flujo másico de sólidos en [T/h] en alimentación del molino de bolas.
- Fab: flujo másico de agua en [T/h] en alimentación del molino de bolas.
- C.C.: Carga circulante en [%].
- Pb: flujo másico de sólidos en [T/h] en descarga del molino de bolas.
- Pab: flujo másico de agua en [T/h] en descarga del molino de bolas.

En el extremo inferior izquierdo además de los botones para continuar y poner en pausa la simulación, hay una casilla para utilizar o no el chancador de *pebbles*.

El circuito de molienda secundaria tiene un pozo y dos circuitos paralelos formados cada uno por una bomba centrífuga, una batería de hidrociclones y un molino de bolas. Por razones visuales en el layout de la planta se ha representado un circuito equivalente a los dos circuitos reales, tal como se indica en el extremo inferior derecho de la pantalla. Por lo tanto, los flujos mostrados son la suma de los flujos de los dos circuitos.

4 Sesión de simulación

Para iniciar una nueva sesión presione el botón Comenzar. La simulación parte desde un estado de equilibrio. Este estado inicial sólo puede ser cambiado en forma externa (ver Configuración en la pag. 25).

Los controles del simulador están debajo de los gráficos. Con el *slider* “velocidad simulación” se hará más rápida o más lenta la simulación. Al apretar Pausa, el simulador se detiene y se podrá observar el estado de las diferentes variables al pasar de una ventana a otra con los botones SAG, SEC y Layout.

Para ver datos que quedaron fuera del intervalo de tiempo del gráfico actual, utilice el menú emergente “Interv. tiempo”. Los intervalos de tiempo mostrados en los gráficos son de 4 horas, es decir de 0 a 4 hr, de 4 a 8, etc. hasta llegar a 20 a 24 hr.

Puede utilizar zoom para explorar más en detalle los gráficos. Ponga el *mouse* sobre el punto donde desea hacer zoom, presione el botón izquierdo del *mouse* y el eje del tiempo se expandirá al doble centrado en el punto donde puso el *mouse*. Para realizar un “zoom out” siga el procedimiento anterior pero apretando el botón derecho del *mouse*.

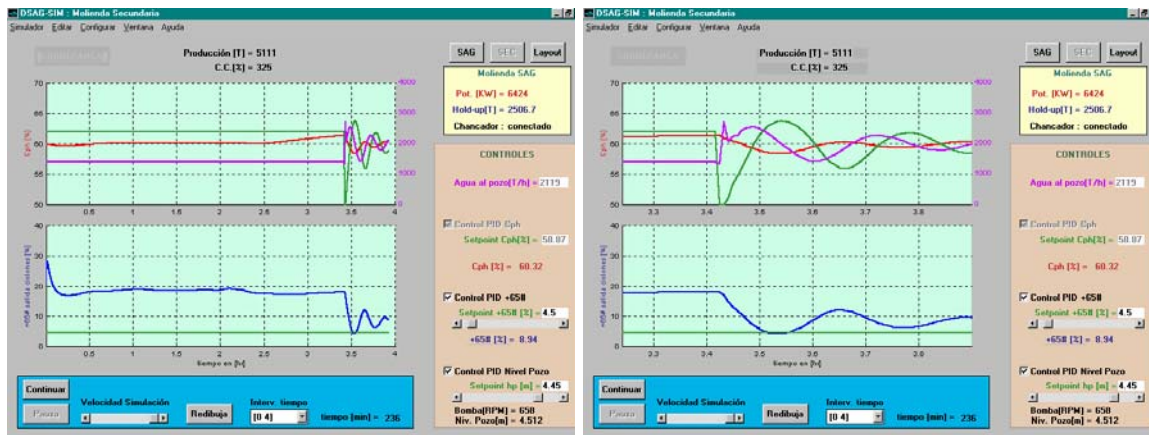


Figura 7. Realizando Zoom

Estando en “Pausa” si uno se cambia a otros programas, puede ocurrir que al volver al simulador no aparezca parte o todo el gráfico, si esto ocurriese, presione “Redibuja”, esto realizará una actualización del gráfico. Si presiona “Redibuja” cuando se encontraba el gráfico en zoom, se volverá al estado original sin zoom.

Terminada las primeras 24 hr de simulación el simulador quedará en pausa y le preguntará si desea guardar la sesión. Después de responder, si presiona “Continuar” seguirá la simulación, pero no podrá recorrer los valores anteriores. Si guardó la sesión podrá revisarla posteriormente en una planilla electrónica (Ver Guardando la sesión en la pag. 21).

Para terminar la simulación elija la opción “salir” en el menú simulador.

5 Controles Automáticos

El simulador cuenta con cuatro controles automáticos:

- Control PI de *hold-up* del Molino SAG el que actúa sobre la alimentación fresca al molino.
- Control PID de nivel del pozo que actúa sobre la velocidad de la bomba centrífuga del pozo.
- Control PID de porcentaje de sólidos en la alimentación a hidrociclones que actúa sobre el agua que se agrega al pozo.
- Control PID de +65# en el producto final que actúa en cascada con el control anterior variando el *set-point* del control de Cph.

Para activar los controles se debe seleccionar la casilla correspondiente en el panel de control del simulador.

5.1 Cambio de parámetros

Para cambiar los parámetros de los controles, en el menú “Configurar” elija la opción PID (figura 8).

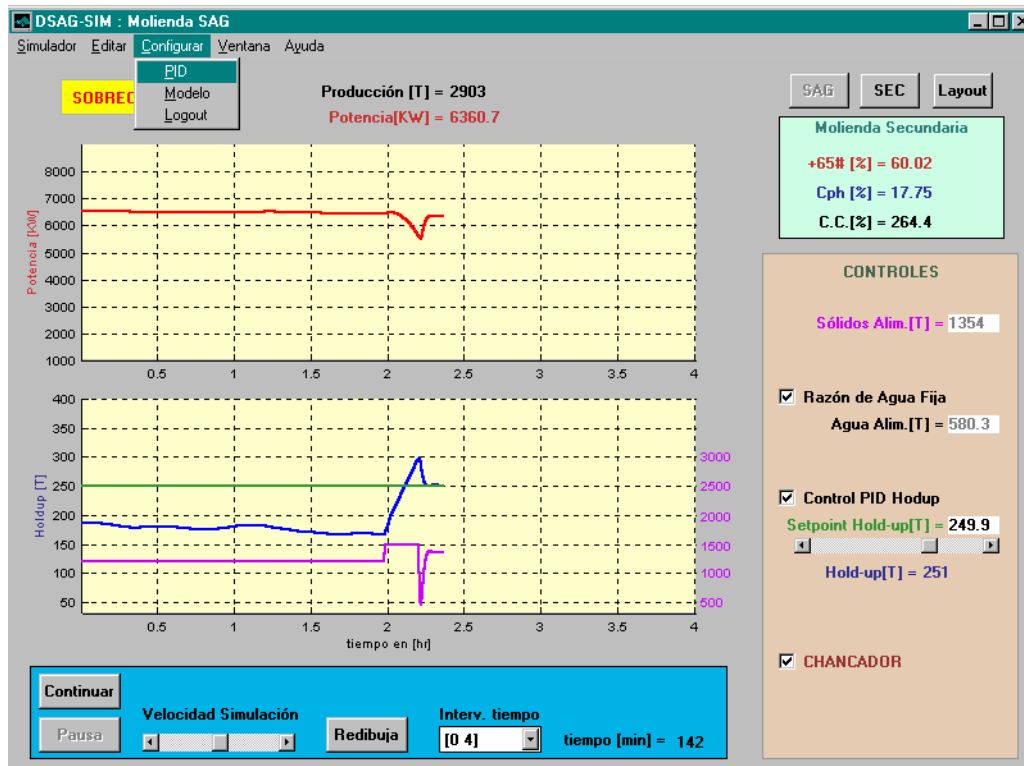


Figura 8. Llamando a la ventana de parámetros de los PID

Esto desplegará una ventana (figura 9) donde Ud. puede editar y cambiar el valor de los parámetros de los controladores.

Para cambiar el valor póngase con el *mouse* en la casilla de edición correspondiente y apriete el botón izquierdo, así la editará. Escriba el valor deseado. Para que el simulador asuma el nuevo valor presione el botón Aceptar.

Controlador	Kc	Ti	Td
PI Hold-up	20	0.5	
PID Cph	-1500	0.005	0.04
PID nivel pozo	-250	0.1	0
PID +65#	1	1	0

Figura 9. Parámetros de los PID

El botón Cerrar cierra la ventana, si realizó cambios y no apretó Aceptar, al cerrar la ventana no se realiza ningún cambio en los parámetros.

El botón Guardar, cambia el valor predeterminado del control por el que usted está especificando, así la próxima vez que utilice el simulador tendrá el último valor guardado.

El botón Restaurar preguntará si desea volver a los últimos valores guardados (es decir de la última vez que apretó Guardar) o los valores predeterminados del *software*.

5.2 Lazos de control

Los lazos de control se resumen en el esquema de la figura 10.

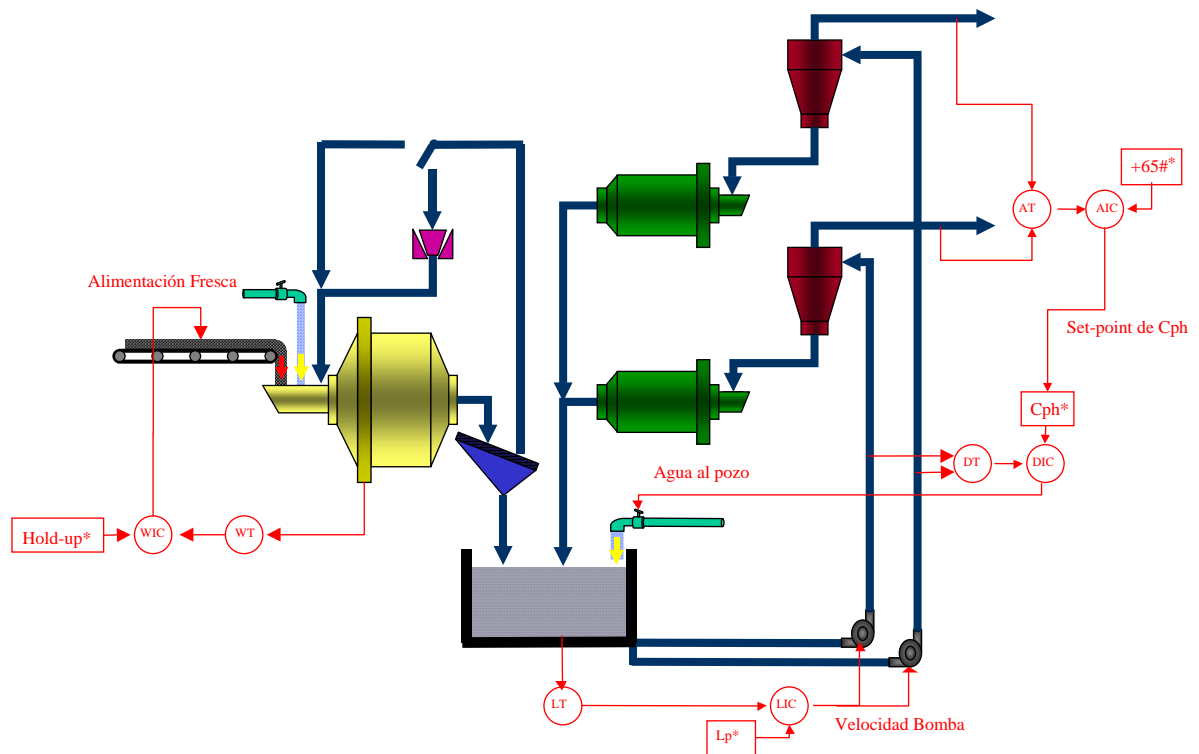


Figura 10. Lazos de control

A continuación se da una explicación de cada uno de los controles automáticos y como manejarlos.

5.2.1 Control PI de hold-up

Este es un control PI que controla el *hold-up* del molino SAG manipulando la alimentación de sólidos. Por lo tanto, al conectar el control uno pierde la opción de variar manualmente el valor de la alimentación y el *slider* correspondiente desaparecerá del panel de control.

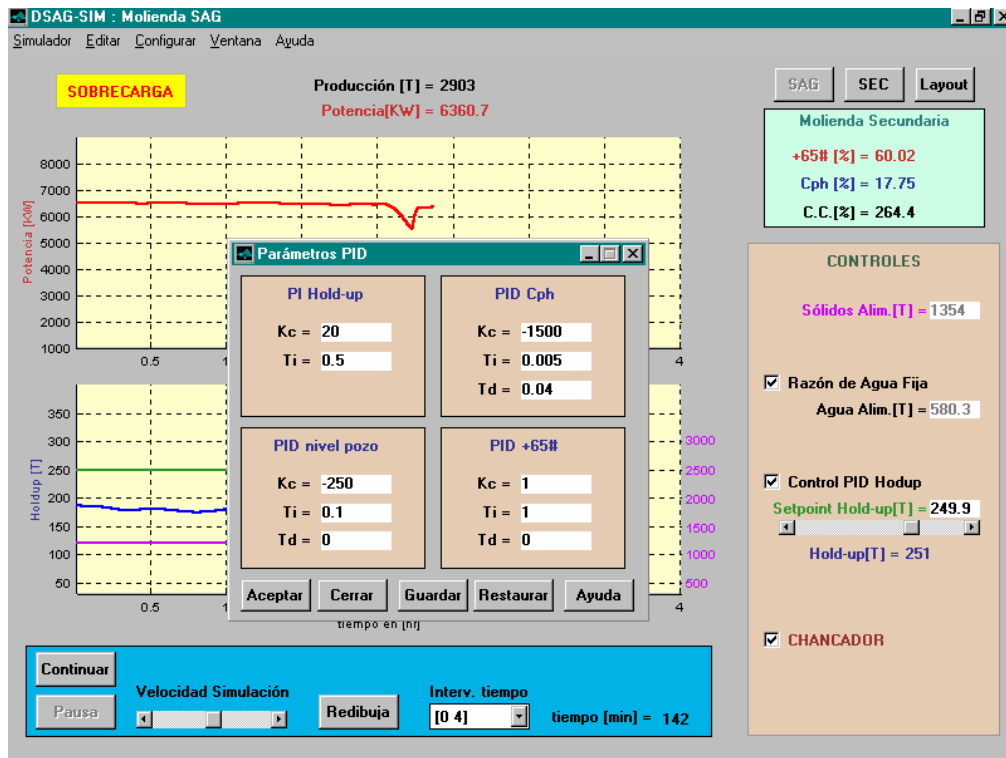


Figura 11. Trabajando con el control PI de *hold-up*

El control implementado es la versión discreta incremental del controlador PI:

$$F(t) = F(t-1) + K_c \left(\frac{e(t) - e(t-1)}{\Delta t} + \frac{e(t)}{T_i} \right)$$

Donde F es el flujo de sólidos en la alimentación en [T/h], K_c es la constante proporcional, T_i el tiempo integral y $e(t)$ el error, dado por

$$e(t) = \text{Hold-up}^*(t) - \text{Hold-up}(t). \quad [\text{Hold-up}^* \text{ es el set-point}].$$

5.2.2 Controles PID en molienda secundaria

Estos controles también son discretos y se activan en las casillas correspondientes. Al igual que en el caso del control PI de *hold-up*, las variables manipuladas de los PID dejarán de estar disponibles al usuario mientras esté conectado el control (los *sliders* desaparecen y las casillas de valor no se pueden acceder).

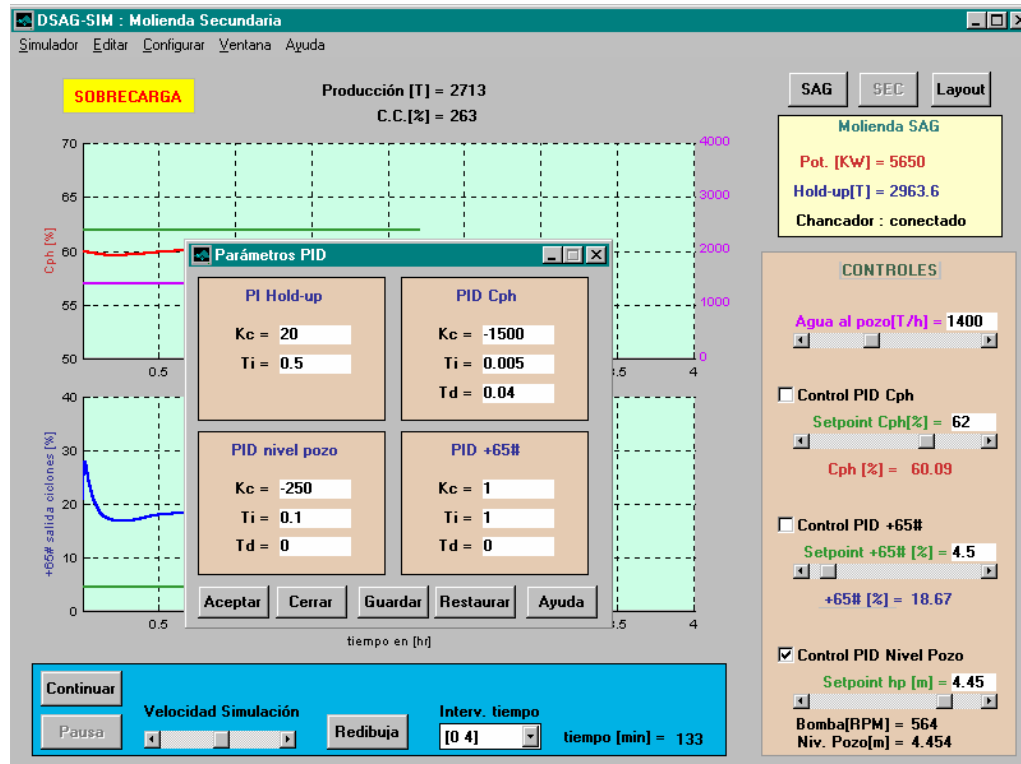


Figura 12. Trabajando con los controles PID de la molienda secundaria

Los controles son los siguientes:

Control PID del nivel del pozo (hp)

$$V(t) = V(t-1) + K_c \left(\frac{e(t) - e(t-1)}{\Delta t} + \frac{e(t)}{T_i} + T_d \frac{e(t) - 2e(t-1) + e(t-2)}{\Delta t^2} \right)$$

en que:

$$e(t) = hp^*(t) - hp(t)$$

V : Velocidad de la bomba en [RMS]

T_d : tiempo derivativo.

Control PID del porcentaje de sólidos en alimentación de Hidrociclones (Cph)

$$G(t) = G(t-1) + K_c \left(\frac{e(t) - e(t-1)}{\Delta t} + \frac{e(t)}{T_i} + T_d \frac{e(t) - 2e(t-1) + e(t-2)}{\Delta t^2} \right)$$

en que:

$$e(t) = Cph^*(t) - Cph(t)$$

G : Flujo de agua al pozo en [T/h]

Control PID del +65# en producto final

$$C_{ph}^*(t) = C_{ph}^*(t-1) + K_c \left(\frac{e(t) - e(t-1)}{\Delta t} + \frac{e(t)}{T_i} + T_d \frac{e(t) - 2e(t-1) + e(t-2)}{\Delta t^2} \right)$$

en que:

$$e(t) = +65\#^*(t) - +65\#(t)$$

C_{ph}^* : es el *set-point* del control PID de Cph

Este control de granulometría en el producto final es un control en cascada con el control PID de porcentaje de sólidos en la alimentación a hidrociclones, es decir, el *set-point* del control de porcentaje de sólidos es la variable manipulada para el controlador de +65#.

6 Guardando la sesión

Para guardar la sesión con el objetivo de algún análisis posterior, en el menú “Simulador” elija la opción “Guardar” (figura 13).

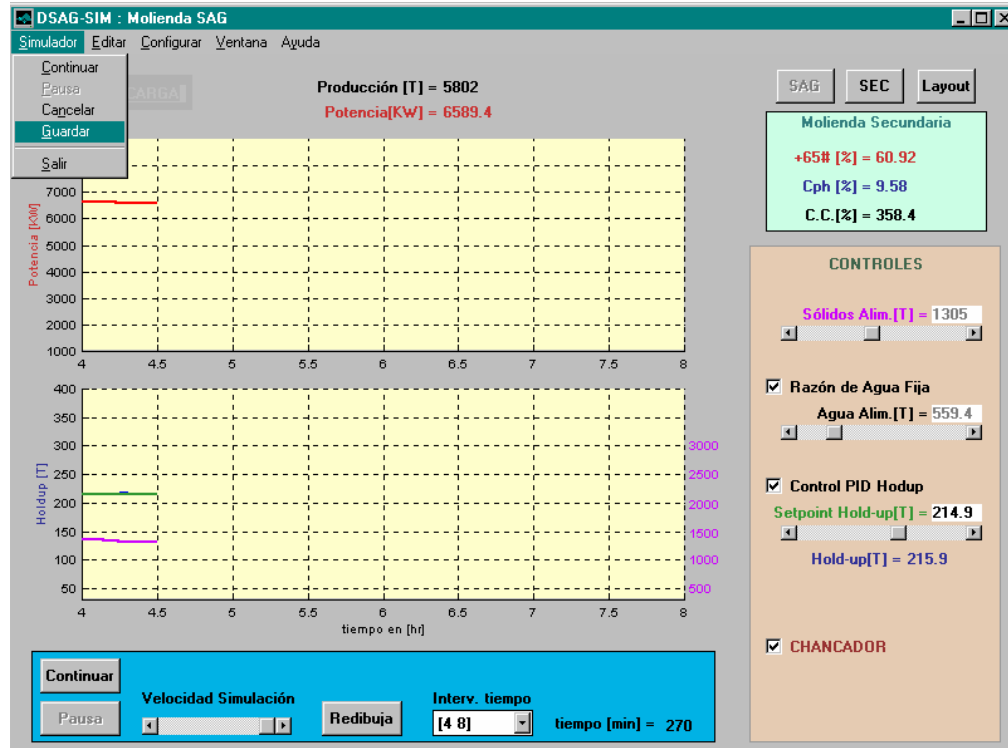


Figura 13. Menú “Simulador” “Guardar”

El simulador desplegará una ventana proponiendo un nombre, que será de la forma Día_Hora_Minuto (Ej: propondrá el nombre “12_16_23” si en el momento de guardar son las 16:23 del día 12). Sin embargo usted puede poner el nombre que deseé al archivo, siempre y cuando utilice 8 dígitos y símbolos permitidos. Si coloca un nombre de más de 8 caracteres, se guardará la sesión con los primeros 8 caracteres del nombre que dio.

El archivo con la sesión quedará en el directorio donde se corrió el simulador y tendrá extensión “sag” (Ej: 12_16_23.sag). Este archivo tiene formato texto.

Después de guardar Ud. puede seguir simulando. Puede guardar todas las veces que deseé, la sesión de simulación.

Para recuperar la información de la sesión de simulación, abra el archivo desde una planilla electrónica.

6.1 Recuperando la sesión desde EXCEL

Si corrió el simulador desde el directorio DSAG, después de guardar la sesión al observar este directorio verá el archivo guardado, en este caso 3_17_32.sag.

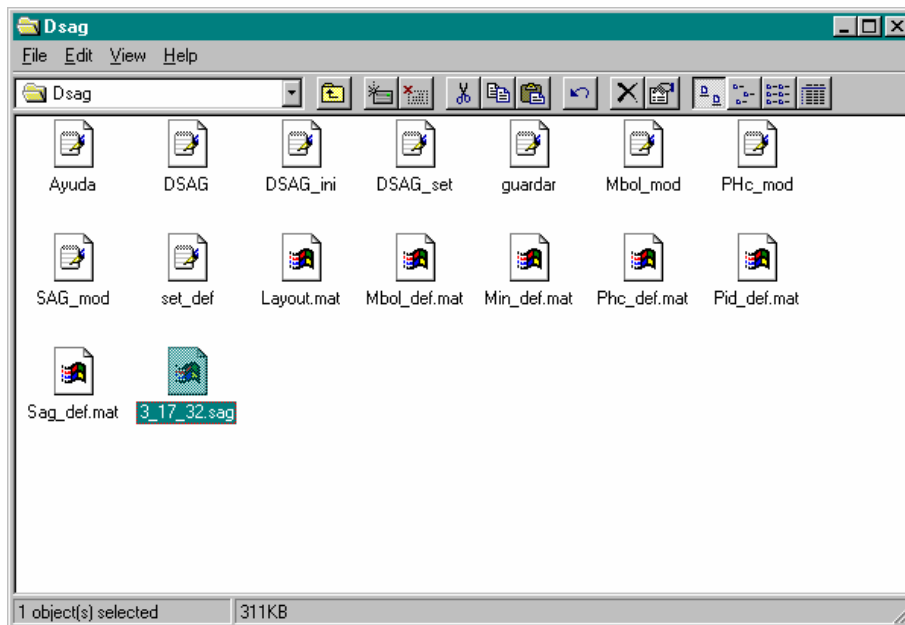


Figura 14. Archivo de sesión de simulación

Inicie EXCEL y en el menú “Archivo” elija “abrir”, seleccione el archivo de la sesión de simulación, EXCEL comenzará una ayuda para importación de datos.

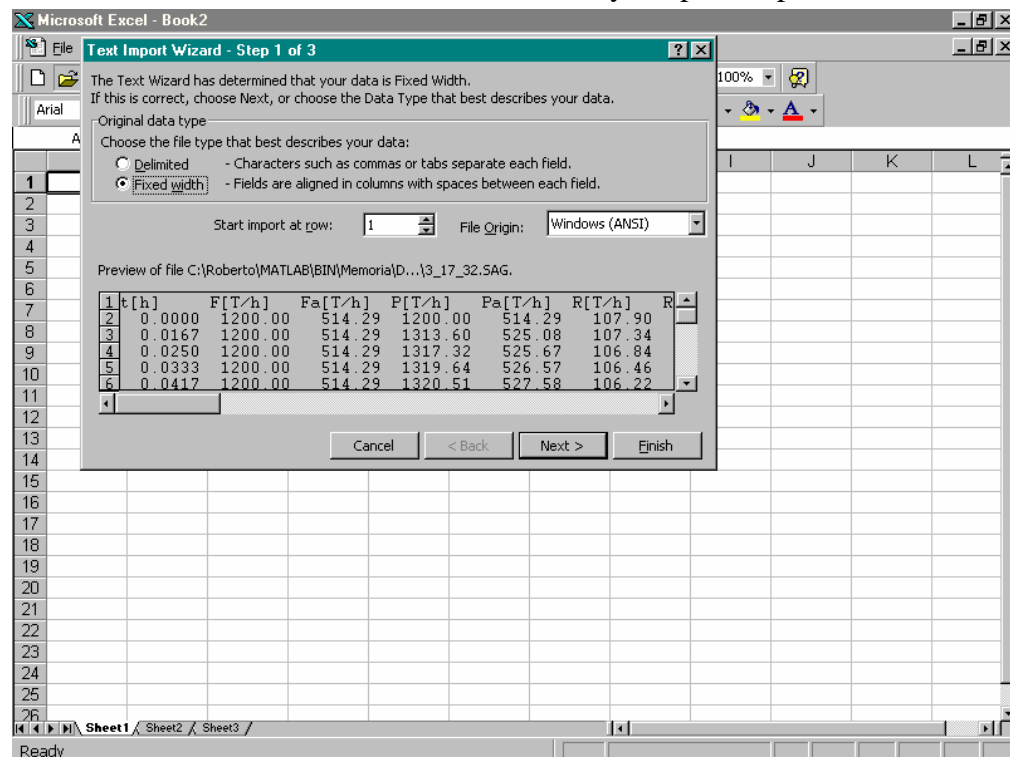


Figura 15. Rescatando con EXCEL archivo de sesión de simulación

Si sigue las opciones propuestas por EXCEL, abrirá en forma exitosa el archivo.

Obtendrá una hoja EXCEL como la siguiente:

1	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L
1	t[h]	F[T/h]	Fa[T/h]	P[T/h]	Pa[T/h]	R[T/h]	Ra[T/h]	Pot[kW]	W[T]	PID_W	spW[T]	+65#_P
2	0	1200	514.29	1200	514.29	107.9	10.79	6522.2	186.47	0	249.9	0.543
3	0.0167	1200	514.29	1313.6	525.08	107.34	10.73	6522.23	186.47	0	214.9	0.580
4	0.025	1200	514.29	1317.32	525.67	106.84	10.68	6522.23	186.36	0	214.9	0.579
5	0.0333	1200	514.29	1319.64	526.57	106.46	10.65	6522.88	186.19	0	214.9	0.578
6	0.0417	1200	514.29	1320.51	527.58	106.22	10.62	6523.82	185.97	0	214.9	0.578
7	0.05	1200	514.29	1321.01	528.53	106.02	10.6	6524.83	185.73	0	214.9	0.578
8	0.0583	1200	514.29	1321.74	529.4	105.78	10.58	6525.69	185.48	0	214.9	0.577
9	0.0667	1200	514.29	1322.57	530.23	105.53	10.55	6526.39	185.21	0	214.9	0.577
10	0.075	1200	514.29	1323.87	531.02	105.21	10.52	6526.96	184.93	0	214.9	0.576
11	0.0833	1200	514.29	1325.16	531.85	104.87	10.49	6527.43	184.62	0	214.9	0.576
12	0.0917	1200	514.29	1326.36	532.7	104.53	10.45	6527.85	184.28	0	214.9	0.575
13	0.1	1200	514.29	1327.71	533.56	104.17	10.42	6528.21	183.92	0	214.9	0.575
14	0.1083	1200	514.29	1328.86	534.46	103.81	10.38	6528.5	183.52	0	214.9	0.574
15	0.1167	1200	514.29	1329.24	535.35	103.52	10.35	6528.71	183.11	0	214.9	0.574
16	0.125	1200	514.29	1329.19	536.17	103.28	10.33	6528.82	182.68	0	214.9	0.57
17	0.1333	1200	514.29	1328.44	536.86	103.12	10.31	6528.75	182.25	0	214.9	0.573
18	0.1417	1200	514.29	1327.43	537.38	103	10.3	6528.45	181.82	0	214.9	0.573
19	0.15	1200	514.29	1326.81	537.72	102.84	10.28	6527.9	181.42	0	214.9	0.573
20	0.1583	1200	514.29	1326.58	537.95	102.65	10.27	6527.1	181.02	0	214.9	0.573
21	0.1667	1200	514.29	1326.15	538.13	102.48	10.25	6526.14	180.62	0	214.9	0.572
22	0.175	1200	514.29	1325.67	538.24	102.32	10.23	6525.09	180.22	0	214.9	0.572
23	0.1833	1200	514.29	1325.49	538.3	102.13	10.21	6523.93	179.83	0	214.9	0.572
24	0.1917	1200	514.29	1325.19	538.34	101.95	10.2	6522.69	179.45	0	214.9	0.572
25	0.2	1200	514.29	1324.55	538.36	101.82	10.18	6521.4	179.06	0	214.9	0.572
26	0.2083	1200	514.29	1324.27	538.31	101.64	10.16	6520.05	178.68	0	214.9	0.571

Figura 16. Archivo de sesión de simulación abierto desde EXCEL

En la primera fila está el encabezado de cada variable. La nomenclatura de variables es la siguiente:

- t[h]: Tiempo en horas
- F[T/h]: Flujo de sólidos en alimentación al SAG en [T/h]
- Fa[T/h]: Flujo de agua en alimentación al SAG en [T/h]
- P[T/h]: Flujo de sólidos en descarga del harnero en [T/h]
- Pa[T/h]: Flujo de agua en descarga del harnero en [T/h]
- R[T/h]: Flujo de sólidos en rechazo del harnero en [T/h]
- Ra[T/h]: Flujo de agua en rechazo del harnero en [T/h]
- Pot[KW]: Potencia consumida por el motor del SAG en [KW]
- W[T]: *Hold-up* del SAG en [T]
- PID_W: Estado del control PI del SAG (0 desconectado 1 conectado)
- spW[T]: *Set-point* del control PI de *hold-up* en [T]
- +65#_P: +65# del bajo tamaño del harnero en [°/1]
- Chancado: Estado del chancador de pebbles (0 desconectado 1 conectado)

- Raz.Agua: Estado del control de razón fija de agua en un 30% en alimentación fresca al SAG (0 desconectado 1 conectado)
- hp[m]: Nivel del pozo en [m]
- PID_hp: Estado del control PID de nivel del pozo (0 desconectado 1 conectado)
- sphp[m]: *Set-point* del control PID de nivel del pozo en [m]
- V[RPM]: Velocidad de la bomba centrífuga del pozo en [RMP]
- G[T/h]: Flujo de agua agregada al pozo en [T/h]
- Cph: Porcentaje de sólidos en alimentación a hidrociclones en [°/1]
- PID_Cph: Estado del control PID de porcentaje de sólidos en alimentación a hidrociclones (0 desconectado 1 conectado)
- spCph: *Set-point* del control PID de Cph en [°/1]
- Fc[T/h]: Flujo de sólidos en alimentación a hidrociclones en [T/h]
- Pc[T/h]: Flujo de sólidos en rebose de hidrociclones en [T/h]
- +65#_Pc: +65# en rebose de hidrociclones en [°/1]
- PID_+65#: Estado del control PID de +65# en rebose de hidrociclones (0 desconectado 1 conectado)
- sp+65#Pc: *Set-point* del control PID de +65# en rebose de hidrociclones en [°/1]
- CpPc: Porcentaje de sólidos en producto final (rebose de hidrociclones) en [°/1]
- +65#_Pb: +65# en descarga del molino de bolas en [°/1]
- C.C.: Carga circulante del circuito de molienda en [%]
- mu: Dureza del mineral (0 = el más blando, 1 = el más duro)

Hay que tener cuidado en la configuración regional que tenga el computador, el punto debe ser separador de decimales, si no tendrá problemas al abrir el archivo de sesión de simulación. La configuración regional se establece en el “Panel de Control” de Windows. Para abrir el panel de control seleccione Inicio, Configuración, Panel de control.

7 Configuración

Para cambiar el valor de las variables del simulador, en el menú “Configurar” elija la opción “Modelo”. Aparecerá una ventana preguntando por la contraseña (*password*) de acceso. Ingrese la *password* y presione aceptar.



Figura 17. Ventana de *password*

La primera ventana que se despliega es la llamada “Mineral” que trae el *set-up* de parámetros y variables relacionadas con el tipo de mineral. Además aquí es donde puede Ud. cambiar la *password* de acceso (para un detalle de cada una de estas variables vea el Manual Técnico).

Mineral SAG SEC

Ruido

Gamma = 0.1

Delta = 0.8

Especificaciones

Dureza[* /1] = 0.5

Porosidad[* /1] = 0.4

Densidad[* /1] = 2.7

Tasas específicas de molienda (dureza)

ke= [0.3836 0.3836 0.2959 0.2959
0.3178 0.2959 0.2411 0.1863
0.1315 0.1096 0.0767 0]

Granulometría Blando, Medio, Duro

fB= [0 0.2909 0.2988 0.2384
0.0503 0.0823 0.0172 0.0098
0.0055 0.003 0.0017 0.0021]

fM= [0.03 0.3 0.15 0.36
0.08 0.0642 0.0091 0.0039
0.0016 0.0007 0.0003 0.0002]

fD= [0.3843 0.1791 0.1839 0.1468
0.031 0.0507 0.0106 0.006
0.0034 0.0019 0.001 0.0013]

Password = dsag

Aceptar Cerrar Guardar Restaurar Ayuda

Figura 18. Ventana de Configuración de Mineral

Para cambiar un valor, cámbielo en el cuadrado de texto y presione “Aceptar”. El botón “Cerrar” cierra la ventana, el botón “Guardar” cambia el valor predeterminado de la variable, el botón “Restaurar” preguntará si desea redefinir las variables con los valores de la última vez que se guardaron o con los valores de fabricación.

El botón ayuda despliega la ventana de ayuda correspondiente.

Si presiona el botón SAG, se desplegará las variables relacionadas con el *set-up* del molino SAG, el harnero y el chancador de pebbles.

Configuración

Mineral **SAG** SEC

Datos físicos del Molino

Largo[m] = 5.1816

Diámetro[m] = 9.7536

Volumen[m3] = 359.1

Constantes Motor

KC = 6

A = 1.1

Tasas de descarga

P0 = 250

A0 = 3.7696

A1 = 0.70733

Constantes de clasificación

c=[1 1 1 0.9
0.4 0.35 0.3 0.25
0.2 0.15 0.01 0]

Chancador

Ac=[0.1 1 0 0
0.1 2 0 0
0.9 0.03 0.08 0.05 0.016]

Setting cerrado = 12.7

Carga de bolas y harnero

Carga bolas[*1] = 0.085

Ap. harnero[mm] = 12.7

Aceptar Cerrar Guardar Restaurar Ayuda

Figura 19. Ventana de Configuración del SAG

Los botones inferiores tienen la misma función que en la ventana “Mineral”. Todos los botones, excepto “Cerrar”, actúan sobre las variables desplegadas. Así, si Ud. cambió un valor en la ventana Mineral y no apretó “Guardar”, después se cambió a la ventana SAG y cambió otro valor y luego apretó “Guardar”, sólo guardará el cambio en la variable de la ventana SAG.

Por último, apretando el botón SEC (secundaria) se despliega la ventana con variables y parámetros relacionados con el pozo, la bomba centrífuga, las baterías de hidrociclones y los molinos de bolas (figura 20).

Mineral	SAG	SEC
		Pozo
		Area[m2] = 80
		Bomba
		Const1 = 16.155
		Const2 = 277.83
		Molino de Bolas
		alfa = 12.1
		Hidrociclón
		Nc[cant / bat] = 6
		hc[altura bat][m]=14
		Apex[cm] = 15.24
		Vortex[cm] = 26.416
		K1 = 13
		K2 = 72.9829
		K3 = 5.371
		param. Plitt = 0.876

Figura 20. Ventana de Configuración del SEC

Una vez cerrada la ventana de configuración el simulador asume que el usuario actual tiene acceso a la configuración, luego la próxima vez que uno elija del menú “Configurar” la opción “Mineral” en la misma sesión, no se preguntará por la *password*. Para quitar este privilegio al usuario, en el menú “Configurar” elija “Logout”.

Existen algunos valores que utiliza el simulador y que no están disponibles en estas ventanas, principalmente porque su cambio no debería ser necesario para los usuarios corrientes. Para realizarlo se requiere de un profundo conocimiento tanto de los modelos como de la programación. Tal es el caso de las matrices de molienda secundaria. Para mayor información al respecto ver el Manual Técnico de este simulador [10].

8 *Indice de Ilustraciones*

Figura 1. Partiendo el simulador desde Matlab.....	2
Figura 2. Pantalla inicial al partir el simulador	3
Figura 3. Layout del circuito de molienda	4
Figura 4. Pantalla de molienda SAG.....	5
Figura 5. Pantalla de molienda secundaria (SEC).....	8
Figura 6. Pantalla de Layout	10
Figura 7. Realizando Zoom.....	12
Figura 8. Llamando a la ventana de parámetros de los PID.....	14
Figura 9. Parámetros de los PID	15
Figura 10. Lazos de control.....	16
Figura 11. Trabajando con el control PI de <i>hold-up</i>	17
Figura 12. Trabajando con los controles PID de la molienda secundaria.....	18
Figura 13. Menú “Simulador” “Guardar”	20
Figura 14. Archivo de sesión de simulación	21
Figura 15. Rescatando con EXCEL archivo de sesión de simulación	21
Figura 16. Archivo de sesión de simulación abierto desde EXCEL	22
Figura 17. Ventana de <i>password</i>	24
Figura 18. Ventana de Configuración de Mineral.....	24
Figura 19. Ventana de Configuración del SAG	25
Figura 20. Ventana de Configuración del SEC	26

9 Referencias

- [1] Améstica Valenzuela, Rodrigo. Memoria para optar al título de Ingeniero Civil Electricista: “Nuevos Modelos de Molienda Semiautógena para Simulación y Control” 1995.
- [2] R. Améstica, G. González, J. Menacho and J. Barría (1996). “A mechanistic state equation model for a semiatogenous grinding mill”. *International Journal of Mineral Processing*, v. 44-45, 349-360.
- [3] Orellana Araya, Roberto. Memoria para optar al título de Ingeniero Civil Electricista: “Simulador DSAG” 1999.
- [4] V. K. Karra, “Development of a Model for Predicting the Screening Performance of a Vibrating Screen” *CIM Bulletin*, April 1979, pp. 167 – 171.
- [5] JKSIMMET, “Steady State Mineral Processing Simulator, User Manual”, JKMRC, 1991. pp.: A34-A49
- [6] Mular A. L. & Bhauppu, R. B. 1978 “Mineral Processing Plant Desing”. pp.: 335-336.
- [7] A. Lynch and T. C. Rao, “Modeling and scale-up of hydrocyclone classifiers”, *Proc. 11th International Mineral Processing Congress*, Cagliari, Italy. 4-25.
- [8] L. R. Plitt, “A Mathematical Model of Hydrocyclone Classifier” *CIM Bulletin* December 1976 p. 114.
- [9] González, G. “Informe Final del Proyecto CONICYT N°124: Control óptimo de una planta concentradora de minerales de cobre”. Departamento de Electricidad, U. de Chile, Sept. 1971
- [10] Orellana, Roberto “Manual Técnico DSAG” Proyecto DOCENMIN Departamento de Ingeniería en Minas y Departamento de Ingeniería Eléctrica, Universidad de Chile, 1999.