

UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN

FACULTAD DE INGENIERÍA
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA ELÉCTRICA



Profesor Patrocinante:
Dr. Daniel Sbarbaro H.

Informe de Memoria de Título
para optar al título de:
Ingeniero Civil Electrónico

Simulación y Control de un Circuito de Molienda

UNIVERSIDAD DE CONCEPCIÓN
Facultad de Ingeniería
Departamento de Ingeniería Eléctrica

Profesor Patrocinante:
Dr. Daniel Sbarbaro H.

Simulación y Control de un Circuito de Molienda

Francisco Antonio Guerrero Monsalves

Informe de Memoria de Título
para optar al Título de

Ingeniero Civil Electrónico

Octubre 2014

Resumen

La intención de este trabajo es dar a demostrar la explotación de las técnicas de simulación dinámica que se utilizan en muchas industrias (en el entorno MATLAB®/SIMULINK®) para el desarrollo y aplicación en el procesamiento dinámico de simulación de plantas de procesamiento de mineral. Una de las razones de trabajar en circuitos de molienda es el interés en el control dinámico de operaciones de unidades problemáticas tales como los molinos SAG. Se aprovechan los modelos matemáticos del funcionamiento de unidades de molienda descritos en la literatura para convertirlos en una biblioteca de SIMULINK®, y la flexibilidad/capacidad de SIMULINK® para vincular estas unidades individuales en diagramas de flujos dinámicos complejos. De esta manera, los modelos validados de unidades individuales se pueden vincular de diversas maneras y se pueden utilizar para llevar a cabo simulaciones en tiempo real. La aplicación del enfoque de simulación dinámica puede ayudar mucho en la comprensión, a veces compleja, del comportamiento no lineal y las interacciones dinámicas en varios circuitos de conminución.

Se ha aportado al desarrollo de la biblioteca de módulos, actualizando algunas nomenclaturas, agregando dinámicas de la dureza del mineral dentro los equipos, traduciendo al inglés y proponiendo una estructura de trabajo con la cual se pretende continuar mejorándola continuamente.

Tomando en cuenta un diagrama de flujo de un proceso real (planta SAG1, División El Teniente, Codelco) se ha simulado utilizando la biblioteca de “Comminution Toolbox” desarrollada por la Universidad de Concepción. Se han escalado los parámetros de los equipos para que se comporten lo más cercano a la planta real, comparándolo con datos de la planta real, así como de valores típicos. Con la ayuda de referencias obtenidas del “Programa piloto de gestión del conocimiento” de Compañía Minera Doña Inés de Collahuasi se ha podido recopilar información de instrumentación y lazos de control. Debido a la no linealidad de la planta de molienda SAG, se ha propuesto desarrollar una estrategia de control de tal forma de asegurar que no se trabaje en valores prohibitivos. Se controla usando estrategias de control selectivo, específicamente “control override”, en conjunto con control de razón y control en cascada. Se ha tenido especial cuidado con técnicas de setpoint tracking, antiwindup y reseteo de integradores (en el caso de control override, en cascada y de relación), y en seguir normas industriales en las que se debe pasar cada controlador de automático/manual y remoto/local en las simulaciones en SIMULINK®, así como también en la conexión hecha directamente con un PLC ControlLogix de Rockwell Automation.

Una forma de comunicar un PLC con un PC es a través del protocolo de comunicación OPC

usado en las industrias. Este consta en crear un servidor, en donde gracias a RSLinx y el OPC Toolbox de SIMULINK[®] se puede establecer la comunicación de las variables a escoger, teniendo a las salidas y entradas del modelo en lazo abierto como las entradas y salidas, respectivamente, del controlador programado en RSLogix 5000 en el PLC. Una vez hecha la comunicación se procede a replicar el control hecho en SIMULINK[®] en RSLogix 5000.

Se desarrolla una interfaz gráfica en FactoryTalk, en donde se pueden manipular parámetros de control y ver tendencias de las variables.

La simulación en tiempo real puede realizarse gracias a una opción en OPC Toolbox de SIMULINK[®], en la cual es posible aumentar o disminuir la velocidad de la simulación. Esto afectará a como el PLC “ve” el proceso, viéndolo como un proceso con una dinámica más rápida cuando se aumenta la velocidad de simulación, y con una dinámica más lenta cuando se disminuye la velocidad de simulación. La consecuencia es notoria y es que si no se establecen los parámetros en función del tiempo de muestro (relacionada con la velocidad de simulación), el control del proceso se verá afectado, respondiendo a cambios en la referencia de forma muy lenta u oscilante, dependiendo si se aumenta o disminuye la dinámica del proceso. Se trabaja con control programado en SIMULINK y también con control en base a programación en diagrama de bloques, específicamente con el bloque PIDE (Enhanced PID, *PID* mejorado) de RSLogix 5000 v16.

Queda ejemplificado que es posible la conexión entre un controlador real muy usado en la industria y un proceso simulado en tiempo pseudo-real, mostrando los posibles problemas con los que se podría encontrar un usuario al intentarlo, dando paso a probar otras estrategias de control e integrar otros equipos a la biblioteca de módulos, dejando también la opción a ocupar controladores de diferentes fabricantes.



“If we knew what it was we were doing, it would not be called research, would it?”

Albert Einstein.

Agradecimientos

Me gustaría dar las gracias a mi supervisor, Prof. Daniel Sbarbaro, por enseñarme lo que es la investigación y haberme guiado a lo largo de este camino. También estoy agradecido por su enfoque en publicaciones como resultado de la investigación y sus contribuciones en el proceso.

Quisiera también dar las gracias al Prof. Éric Poulin de la Université Laval y al Prof. Juan Pablo Segovia por sus interesantes discusiones acerca de algunas de sus múltiples ideas.

Un gran agradecimiento va al Prof. Jocelyn Bouchard y su grupo de investigación en la Université Laval en Quebec. Gracias, en primer lugar, por permitir mi visita a Canadá, y en segundo lugar por toda la ayuda y orientación durante mi estancia. Esto realmente me ayudó a lograr más de lo que esperaba en el corto tiempo que estuve en mi pasantía allá.

Un agradecimiento especial a mis padres y familiares, así como a todos mis amigos y mi polola, Lorena; de ellos el apoyo durante mis estudios fue y es muy apreciado.

Quisiera también dar las gracias a Dios por permitirme la oportunidad y capacidad para completar este trabajo.



Acknowledgement

I would like to thank my supervisor, Prof. Daniel Sbarbaro, for teaching me what research is and guiding me along this path. I am also grateful for their focus on publications as research output and their contributions in the process.

I would like also to thank to Prof. Éric Poulin from Université Laval and Prof. Juan Pablo Segovia for his interesting discussions about some of his multitude of ideas.

A great thank you goes to Prof. Jocelyn Bouchard and his research group at the Université Laval in Québec City. Thanks, firstly for allowing my visit to Canada, and secondly for all the help and guidance during my stay. It really helped me achieve more than I expected in the short time I was in my internship there.

A special thanks goes to my parents and family, as well as to all my friends and my girlfriend, Lorena; theirs support during my studies was and is much appreciated.

I would like also to thank God for allowing me the opportunity and ability to complete this work.

Tabla de Contenidos

LISTA DE TABLAS	IX
LISTA DE FIGURAS	X
NOMENCLATURA.....	XIV
ABREVIACIONES.....	XVII
CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	18
1.1. INTRODUCCIÓN GENERAL.....	18
1.2. TRABAJOS PREVIOS.....	21
1.2.1 Modelación y Simulación	21
1.2.2 Plantas Virtuales, Conexión OPC y Normas de Interfaces Gráficas	27
1.2.3 Discusión	28
1.3. HIPÓTESIS DE TRABAJO	28
1.4. OBJETIVOS	28
1.4.1 Objetivo General.....	28
1.4.2 Objetivos Específicos.....	28
1.5. ALCANCES Y LIMITACIONES	29
1.6. TEMARIO Y METODOLOGÍA	29
CAPÍTULO 2. DESCRIPCIÓN DE SUBPROCESOS DE MOLIENDA	31
2.1. INTRODUCCIÓN	31
2.2. DESCRIPCIÓN DE EQUIPOS	31
2.2.1 Feeder (Alimentador)	31
2.2.2 Correas	33
2.2.3 Molino SAG.....	35
2.2.4 Pumps (Bombas)	38
2.2.5 Harneros	40
2.2.6 Analizadores en línea	42
CAPÍTULO 3. DEFINICIÓN DE MÓDULOS DE BIBLIOTECA USADOS EN COMMINUTION TOOLBOX	44
3.1. INTRODUCCIÓN	44
3.1.1 Modelo Matemático.....	46
3.1.2 Simulación Dinámica de Basado en MATLAB®/SIMULINK®.....	47
3.2. [M001] SETEO DE SIMULACIÓN	49
3.3. [M002] FEEDER (O ALIMENTADOR).....	50
3.4. [M012] POZO.....	51
3.5. [M015] MOLINO SAG.....	54
3.5.1 Proceso de Sólidos	56
3.5.2 Proceso del Agua	70
CAPÍTULO 4. BALANCE DEL CIRCUITO.....	71
4.1. DATOS DE PLANTA	71
4.2. AJUSTES PARÁMETROS INTERNOS	74
4.2.1 Matriz de Clasificación	75
4.2.2 Matriz de Fractura	75
4.3. COMPORTAMIENTO DE VARIABLES Y VALIDACIÓN DE MODELO.....	76
4.3.1 Variación del % de Sólidos en Pulpa de Entrada al Molino.....	76
4.3.2 Variación del Flujo de Mineral de Entrada al Molino	81
4.3.3 Variación de la Dureza del Mineral.....	86
4.3.4 Variación de la Velocidad del Molino.....	90
4.3.5 Variación del % de Llenado de Bolas.....	94
4.3.6 Variación de la Granulometría en el Mineral de Entrada al Molino.....	98

4.3.7	<i>Comportamiento No-Linealidad ante Variación del Flujo de Mineral de Entrada al Molino</i>	102
4.3.8	<i>Comportamiento No-Linealidad ante Variación del Peso de la Carga del Molino</i>	104
CAPÍTULO 5. DESARROLLO DE ESTRATEGIA DE CONTROL		105
5.1.	INTRODUCCIÓN	105
5.2.	ESTRATEGIAS DE CONTROL	105
5.2.1	<i>Control PI</i>	106
5.2.2	<i>Control de Relación</i>	107
5.2.3	<i>Control en Cascada</i>	107
5.2.4	<i>Control Override y Función del Integrador Windup</i>	108
5.3.	RESPUESTA DE LAZOS DE CONTROL EN SIMULINK	111
5.3.1	<i>Control PID de cada Lazo Independiente</i>	111
5.3.2	<i>Control de Relación</i>	115
5.3.3	<i>Control en Cascada de Lazos WIC-01 y JIC-01 por Separado</i>	115
5.3.4	<i>Control Override</i>	116
CAPÍTULO 6. CONEXIÓN OPC		120
6.1.	INTRODUCCIÓN	120
6.2.	OPC	120
6.3.	CREACIÓN TÓPICOS EN RSLINX	125
6.4.	LECTURA Y ESCRITURA DESDE FACTORYTALK	127
CAPÍTULO 7. DISEÑO HMI		128
7.1.	INTRODUCCIÓN	128
7.2.	ESTRATEGIAS DE CONTROL UTILIZANDO BLOQUE PIDE	128
7.2.1	<i>Ecuación del Bloque de Instrucción PIDE</i>	128
7.2.2	<i>Formas ganancias dependientes</i>	129
7.2.3	<i>Estados y Modos de Operación</i>	130
7.2.4	<i>Parametrización del regulador PIDE</i>	132
7.2.5	<i>Parámetros de los bloques PIDE usados en la automatización del proceso</i>	133
7.3.	DISEÑO DE LAZOS DE CONTROL EN RSLOGIX 5000	134
7.4.	INTERFAZ GRÁFICA EN FACTORYTALK ME	137
7.4.1	<i>Diseño Pantalla Regulador de PIDE</i>	138
7.4.2	<i>Diseño Pantalla Regulador de Parámetros de Control PIDE</i>	140
7.4.3	<i>Diseño de Pantalla que Mostrará Gráficamente el Comportamiento de Variables de Bloque PIDE</i>	141
7.4.4	<i>Diseño de Pantalla que Mostrará Tendencias en Forma Global</i>	141
7.4.5	<i>Pantalla Principal</i>	143
CAPÍTULO 8. SIMULACIÓN EN TIEMPO REAL		144
8.1.	RESPUESTA DE LAZOS DE CONTROL EN RSLOGIX 5000	144
8.1.1	<i>Control de % de Sólidos en Pulpa del Pozo</i>	144
8.1.2	<i>Control de Nivel de Pozo</i>	144
8.1.3	<i>Control de Flujo de alimentación de Agua al Molino</i>	145
8.1.4	<i>Control de Flujo de Alimentación de Mineral al Molino</i>	146
8.1.5	<i>Control de Peso de la Carga del Molino</i>	146
8.1.6	<i>Control de Potencia Consumida por el Molino</i>	147
8.1.7	<i>Control de Override</i>	147
CAPÍTULO 9. CONCLUSIONES		149
9.1.	INTRODUCCIÓN	149
9.2.	SIMULACIÓN I/O SOBRE EL SISTEMA DE CONTROL	151
9.3.	CONCLUSIONES	152
9.4.	TRABAJO FUTURO	153
BIBLIOGRAFÍA		154

Lista de Tablas

Tabla 3.1-1: Listado de módulos.....	44
Tabla 3.2-1: Tamaño de los tamices para procesos de conminución seca y húmeda.....	49
Tabla 5.3-1: Parámetros de controladores utilizados en simulación en Simulink.....	118
Tabla 7.2-1: Variables de Entrada Bloque PIDE	131
Tabla 7.2-2: Variables de Salida Bloque PIDE	131
Tabla 7.2-3: Peticiones de Estado de Control	132
Tabla 7.2-4: Nivel de prioridades peticiones de Estado de Control.....	132
Tabla 7.2-5: Nivel de prioridades de peticiones de Modo de Operación	132
Tabla 8.1-1: Parámetros de controladores utilizados en bloques PIDE	148



Lista de Figuras

Figura 1.1-1: Alternativas de construcción de modelos	18
Figura 1.1-2: Relación Sistema SCADA - PLC - Simulador.....	21
Figura 2.2-1: Feeder	31
Figura 2.2-2: Correa	33
Figura 2.2-3: Movimiento de la carga en un molino. [18]	36
Figura 2.2-4: Molino SAG. [18].....	36
Figura 2.2-5: Revestimientos molino SAG	37
Figura 2.2-6: Bomba	39
Figura 2.2-7: Harnero	41
Figura 2.2-8: Analizador en línea de mineral.....	42
Figura 3.1-1: Biblioteca Simulador	48
Figura 3.2-1: Módulo representativo del Seteo de Simulación.....	49
Figura 3.3-1: Módulo representativo del Feeder.	50
Figura 3.3-2: Dinámica Feeder.....	50
Figura 3.4-1: Módulo representativo del pozo	51
Figura 3.5-1: Modulo representativo del Molino SAG.	55
Figura 3.5-2: Diagrama de bloques del transporte de masa del molino SAG	56
Figura 3.5-3: Esquema representativo de flujos acumulados por malla	58
Figura 3.5-4: Efecto del porcentaje de sólidos sobre función de clasificación	66
Figura 3.5-5: Variación del % de sólidos (en peso) en la pulpa. (Los peaks decrecen en función del incremento del %SOL [68% 70% 72%], en rojo abertura parrilla de 63.5 mm.....	67
Figura 3.5-6: Función de dureza del mineral	69
Figura 4.1-1: Flowsheet de planta molienda SAG	71
Figura 4.1-2: Diagrama de flujo planta molienda SAG.....	73
Figura 4.1-3: Respuesta de válvula en lazo abierto.....	73
Figura 4.1-4: Respuesta de feeder en lazo abierto	74
Figura 4.1-5: Respuesta de motor del molino en lazo abierto.....	74
Figura 4.2-1: Curva potencia vs peso de la carga del molino SAG.	75
Figura 4.2-2: Variación velocidad de fractura según % de mineral de llenado.	75
Figura 4.3-1: Comportamiento de potencia del molino ante variación %Sólidos en pulpa de entrada.	76
Figura 4.3-2: Comportamiento de peso de carga del molino ante variación %Sólidos en pulpa de entrada.	77
Figura 4.3-3: Variación de flujo de agua para provocar una variación en %sólidos en pulpa de entrada.	77
Figura 4.3-4: Comportamiento del % de sólidos en la carga interna del molino ante variación %sólidos en pulpa de entrada.	78
Figura 4.3-5: Comportamiento del % de Pebbles ante variación %sólidos en pulpa de entrada.	78
Figura 4.3-6: Distribución de tamaño de salida ante variación de % de sólidos en pulpa de entrada.	79
Figura 4.3-7: Comportamiento clasificación y fractura ante variación de % de sólidos en pulpa de entrada.	79
Figura 4.3-8: Comportamiento de potencia del molino ante variación del flujo de mineral de entrada.	81

Figura 4.3-9: Comportamiento de peso de carga del molino ante variación del flujo de mineral de entrada.	81
Figura 4.3-10: Variación de flujo de agua para provocar una variación del flujo de mineral de entrada con % de sólidos igual al 91%.....	82
Figura 4.3-11: Comportamiento del % de sólidos en la carga interna del molino ante variación del flujo de mineral de entrada.	82
Figura 4.3-12: Comportamiento del % de Pebbles ante variación del flujo de mineral de entrada. ..	83
Figura 4.3-13: Distribución de tamaño de salida ante variación de % de sólidos en pulpa de entrada.	83
Figura 4.3-14: Comportamiento clasificación y fractura ante variación del flujo de mineral de entrada.	84
Figura 4.3-15: Comportamiento de potencia del molino ante variación de la dureza del mineral. ...	86
Figura 4.3-16: Comportamiento de peso de carga del molino ante variación de la dureza del mineral.	86
Figura 4.3-17: Comportamiento del % sólidos en la carga interna del molino ante variación de la dureza del mineral.	87
Figura 4.3-18: Comportamiento del % de Pebbles ante variación de la dureza del mineral.....	87
Figura 4.3-19: Distribución de tamaño de salida ante variación de la dureza del mineral.	88
Figura 4.3-20: Comportamiento clasificación y fractura ante variación de la dureza del mineral. ...	88
Figura 4.3-21: Comportamiento de potencia del molino ante variación de la velocidad del molino. 90	
Figura 4.3-22: Comportamiento de peso de carga del molino ante variación de la velocidad del molino.....	90
Figura 4.3-23: Comportamiento del % de sólidos en la carga interna del molino ante variación de la velocidad del molino.	91
Figura 4.3-24: Comportamiento del % de Pebbles ante variación de la velocidad del molino.....	91
Figura 4.3-25: Distribución de tamaño de salida ante variación de % de sólidos en pulpa de entrada.	92
Figura 4.3-26: Comportamiento clasificación y fractura ante variación de la velocidad del molino. 92	
Figura 4.3-27: Comportamiento de potencia del molino ante variación del % de llenado de bolas. . 94	
Figura 4.3-28: Comportamiento de peso de carga del molino ante variación del % de llenado de bolas.	94
Figura 4.3-29: Comportamiento del % de sólidos en la carga interna del molino ante variación del % de llenado de bolas.	95
Figura 4.3-30: Comportamiento del % de Pebbles ante variación del % de llenado de bolas.	95
Figura 4.3-31: Distribución de tamaño de salida ante variación del % de llenado de bolas.	96
Figura 4.3-32: Comportamiento clasificación y fractura ante variación del % de llenado de bolas. . 96	
Figura 4.3-33: Comportamiento de potencia del molino ante variación F80.	98
Figura 4.3-34: Comportamiento de peso de carga del molino ante variación de F80.....	98
Figura 4.3-35: Comportamiento del % sólidos en la carga interna del molino ante variación de F80.	99
Figura 4.3-36: Comportamiento del % de Pebbles ante variación de la velocidad de F80.....	99
Figura 4.3-37: Distribución de tamaño de salida ante variación de F80.	100
Figura 4.3-38: Comportamiento clasificación y fractura ante variación de F80.	100
Figura 4.3-39: Comportamiento no lineal molino SAG, aumentando velocidad de ingreso de mineral.....	102
Figura 4.3-40: Comportamiento no-linealidad molino SAG, aumentando peso de la carga interna del molino.....	104

Figura 5.2-1: La alimentación del feeder es manipulada por cualquiera de los controladores que tenga la salida más baja.	106
Figura 5.2-2: Control override en Simulink	106
Figura 5.2-3: Configuración para el control de relación.	107
Figura 5.2-4: Controlador PI con mecanismo de protección anti-windup y con señal de seguimiento.	109
Figura 5.2-5: Representación del controlador con anti-windup, empleando el módulo de control básico con modo seguimiento.	111
Figura 5.3-1: Modos de operación del lazo FIC-01	112
Figura 5.3-2: Modos de operación del lazo WIC-02.....	113
Figura 5.3-3: Operación del lazo LIC-01	114
Figura 5.3-4: Operación del lazo AIC-01.....	114
Figura 5.3-5: Operación lazo WIC-01.....	115
Figura 5.3-6: Operación del lazo JIC-01	116
Figura 5.3-7: Operación lazo control Override	117
Figura 5.3-8: P&ID	118
Figura 5.3-9: Control en Simulink	119
Figura 6.2-1: OPC client manager y OPC configuration	122
Figura 6.2-2: Bloques OPC Read y OPC Write	124
Figura 6.3-1: Creación de tópico en RSLinx.....	125
Figura 6.3-2: Tags que están siendo transferidos desde y hacia el PLC	126
Figura 6.3-3: Bloques OPC Write y OPC Read.....	126
Figura 6.3-4: Modelo conectado a PLC, vía OPC.....	126
Figura 6.4-1: Selección de tag para referenciarlo con objetos de interfaz	127
Figura 6.4-2: Selección de tags para almacenar en DataLog	127
Figura 7.2-1: Ventana de propiedades del bloque PIDE	133
Figura 7.3-1: Control de % de sólidos en el pozo.	134
Figura 7.3-2: Control de nivel de lechada en el pozo.....	134
Figura 7.3-3: Control de relación, para % de sólidos en pulpa de entrada al molino SAG	134
Figura 7.3-4: Control en cascada, para controlar el ingreso de mineral al molino SAG	135
Figura 7.3-5: Control Override (anulador), para controlar carga y potencia del molino protegiendo de no trabajar en límites dados por las referencias.....	136
Figura 7.3-6: Opción de diseño de controlador override	137
Figura 7.4-1: Creación de archivo "Parameters"	137
Figura 7.4-2: Utilización "Parameters" en una barra del regulador PIDE	138
Figura 7.4-3: Diseño de PID Configuration	138
Figura 7.4-4: Diseño regulador para control en cascada, con modos automático y manual, con y sin PV Tracking	139
Figura 7.4-5: Diseño regulador para control override.....	140
Figura 7.4-6: Diseño regulador para control de relación	140
Figura 7.4-7: Ajuste de parámetros de controlador PIDE	140
Figura 7.4-8: Diseño de pantalla que muestra tendencia de PV, SP y CV de un controlador seleccionado	141
Figura 7.4-9: Diseño de ventana de tendencias principales del proceso	142
Figura 7.4-10: Diseño de ventana de tendencias de perturbaciones (posibles de cambiar)	142
Figura 7.4-11: Diseño ventana principal y estados automático o manual diferenciados	143
Figura 8.1-1: Comportamiento lazo AIC-01	144
Figura 8.1-2: Comportamiento lazo LIC-01.....	145

Figura 8.1-3: Comportamiento lazo FIC-01	145
Figura 8.1-4: Comportamiento lazo WIC-02	146
Figura 8.1-5: Comportamiento lazo WIC-01	146
Figura 8.1-6: Comportamiento lazo JIC-01	147
Figura 8.1-7: Respuesta del controlador Override ante cambios suaves en la velocidad del molino.	147
Figura 8.1-8: Respuesta del controlador Override ante variaciones bruscas en % de bolas.	148
Figura 9.2-1: Relación Sistema Scada- PLC - Simulador.....	151



Nomenclatura

Matrices

B	: matriz de fractura.
C	: matriz de clasificación.
D	: matriz triangular inferior de velocidad de molienda.
K^A	: matriz diagonal de tasas de molienda de mineral acumulado por malla.
K^{AE}	: matriz de velocidad efectiva específica de molienda.
S	: matriz de selección.
I	: matriz identidad.
R	: matriz triangular inferior para conversión de vector de flujo acumulado por malla a un vector de flujo másico por tamaños.

Vectores

f	: vector de flujos másicos de alimentación de mineral ordenado por tamaños.
p	: vector de flujos másicos de producto por tamaños.
\bar{f}	: vector de fracciones de flujos másicos de alimentación de mineral por tamaños.
\bar{p}	: vector de fracciones de flujos másicos del producto de mineral por tamaños.
f*	: vector de flujos másicos de mineral de alimentación a la cámara de molienda.
p*	: vector de flujos másicos de mineral de descarga desde cámara de molienda.
m	: vector másico de mineral retenido ordenado por tamaños.
m₀	: vector másico de mineral retenido ordenado por tamaños inicialmente
\bar{m}	: vector de fracción másica de mineral retenido ordenado por tamaños.
\bar{m}_0	: vector de granulometría del mineral retenido inicialmente.
a	: vector de flujo másico.
f^{*A}	: vector de flujos másicos de mineral de alimentación a la cámara de molienda acumulados por malla ordenado por tamaños.
p^{*A}	: vector de flujos másicos de mineral de la descarga de la cámara de molienda acumulados por malla ordenado por tamaños.
m^A	: vector másico de mineral acumulado por malla.

Escalares

f	: flujo másico de alimentación de mineral.
p	: flujo másico del producto de mineral.
γ_f	: dureza del mineral de alimentación.
γ_p	: dureza del mineral del producto.
γ	: dureza del mineral retenido en el molino SAG (o el equipo que corresponda).
γ_0	: dureza inicial del mineral retenido.
m	: masa retenida de mineral (Hold-up de mineral).
m₀	: masa retenida de mineral inicialmente (Hold-up inicial de mineral).
q_f	: flujo másico de alimentación de agua.
q_p	: flujo másico del producto de agua.
q	: masa retenida de agua (Hold-up de agua).
q₀	: masa retenida de agua inicialmente (Hold-up inicial de agua).
X_i	: tamaño representativo de partículas en la posición <i>i</i> del vector

χ	: intervalo de tamaño de partículas.
Q_{sf}	: flujo volumétrico de la pulpa de entrada del pozo.
Q_{sp}	: flujo volumétrico de la pulpa de salida del pozo.
L	: nivel del pozo.
L_0	: nivel inicial del pozo.
c_0	: concentración inicial de sólidos en peso.
c_f	: concentración de sólidos en peso de la pulpa de entrada.
c_p	: concentración de sólidos en peso de la pulpa de salida.
c	: concentración de sólidos en peso de la pulpa retenida.
Cap	: capacidad del pozo.
ρ_o	: densidad del mineral de entrada al pozo.
ρ_w	: densidad del agua.
ρ_f	: densidad de la pulpa de entrada.
ρ_p	: densidad de la pulpa de salida.
ρ	: densidad de la pulpa retenida.
V	: volumen del pozo.
V_0	: volumen inicial del pozo.
M_p	: potencia consumida por el molino SAG.
x_i	: tamaño representativo de partículas que pertenecen a un cierto intervalo de tamaños.
f^*	: flujo másico total de alimentación a la cámara de molienda.
p^*	: flujo másico total de descarga desde la cámara de molienda.
q_{mill}	: masa de agua retenida en el molino SAG.
J_B	: fracción de llenado de bolas del molino SAG.
J	: fracción de llenado de mineral en el molino SAG.
ϕ_c	: fracción de velocidad crítica del molino SAG.
ε_B	: porosidad efectiva de la carga del molino.
L	: largo interno del molino.
D	: diámetro interno del molino.
w_c	: fracción en peso de rocas en agua y rocas en el molino.
A	: constante adimensional relacionada con el ángulo de inclinación efectivo de la carga y el ángulo medio que subtiende la superficie del deslizamiento de la carga.
K	: constante calculada con datos reportados.
ρ_c	: densidad aparente de la carga del molino SAG.
W_B	: hold-up de bolas en el molino SAG.
r_i	: flujo de rechazo de mineral para el tamaño representativo x_i
c_i	: tasa de rechazo de la parrilla del molino SAG.
C_p	: fracción de sólidos en peso de la pulpa retenida en el molino SAG.
W	: hold-up de agua en el molino SAG.
d_{50}	: abertura de parrilla de molino SAG.
m_γ	: pendiente de función de dureza.
Γ_f	: dureza de entrada del molino SAG escalada en Mohs.
Γ_p	: dureza de salida del molino SAG escalada en Mohs.
k_{qmill}	: tasa de descarga de agua del Molino SAG.
τ_{feeder}	: constante de tiempo de feeder.
τ_{valve}	: constante de tiempo de válvula de agua.

τ_{motor}	: constante de tiempo de motor molino SAG.
R	: relación de flujo controlable.
T_t	: contante de tiempo de reseteo de integrador.
e_s	: diferencia entre la salida del controlador y su valor una vez saturado.
v	: salida del controlador.
CV	: señal enviada al actuador, variable de control.
I	: ganancia integral.
P	: ganancia proporcional.
SP	: referencia al controlador.
PV	: variable de proceso al controlador.
T_i	: tiempo integrativo controlador.
e	: error de control.
$CV_{lím}$: valor de saturación de la variable de control.
T_d	: tiempo derivatido del controlador.
w	: señal de seguimiento controlador.



Abreviaciones

Mayúsculas

SAG	: Semi-Autogenous Grinding.
PLC	: Programmable logic controller.
OPC	: OLE for Process Control.
OLE	: Object Linking and Embedding.
PID	: Controlador proporcional, integral, derivativo.
PIDE	: PID mejorado (<i>PID Enhanced</i>)
DCS	: Sistema de control distribuido.
RTU	: Unidad de terminal remota.
HMI	: Interfaz hombre máquina. (<i>Human machine interface</i>)
I/O	: entradas/salidas

Minúsculas

c.i.	: condiciones iniciales.
------	--------------------------



Capítulo 1. Introducción

1.1. Introducción General

Un enfoque dinámico de simulación flexible y potente para circuitos de conminución se ha estado desarrollando en los últimos 10 años en la Universidad de Concepción. El entorno de programación gráfica MATLAB®/SIMULINK® ha sido usado para construir una biblioteca de modelos fenomenológicos dinámicos de dispositivos de chancado y molienda con el fin de simular el comportamiento de diferentes circuitos de conminución. La simulación dinámica en tiempo real y la visualización de las operaciones de proceso de las unidades de conminución, interrelacionadas en circuitos de variada complejidad, se logran conseguir fácilmente con esta herramienta.

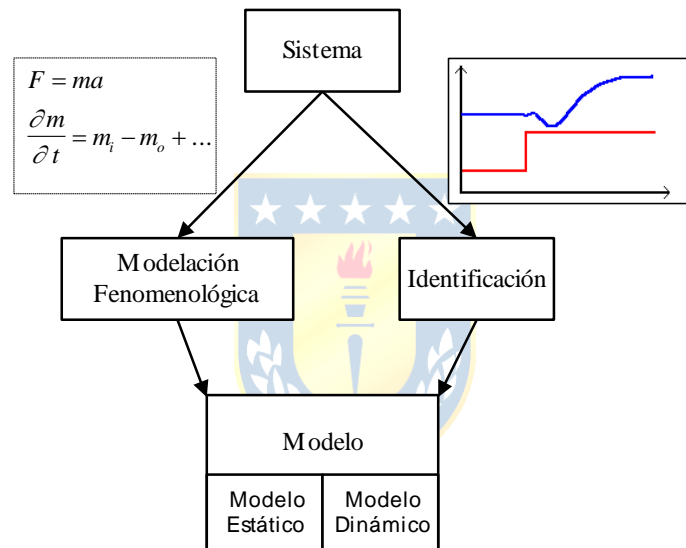


Figura 1.1-1: Alternativas de construcción de modelos

La simulación en tiempo real ha sido una herramienta poderosa no solo en las industrias aeroespacial y militar, sino que también en otras áreas tales como la fabricación de acero, las industrias automotrices y las de procesos químicos. Sin embargo, relativamente desde hace muy poco, ha comenzado la aplicación de la simulación dinámica en la industria de procesamiento de minerales, con el fin de aportar a los estudios de plantas piloto y/o simulación de diagramas de flujo en estado estacionario para el diseño de la planta, dimensionamiento de equipos y optimización del control.

Con los recientes avances en la medición en línea en procesamiento de minerales, hay un número cada vez mayor de las variables de esta área que se puede medir en tiempo real. También modelos de observadores se están desarrollando cada vez más para las variables críticas de la planta que anteriormente no han estado disponibles. Este progreso ha mejorado, en gran medida, las

oportunidades de usar técnicas de control más avanzadas, aplicadas al procesamiento de mineral. Para ello, es crucial una comprensión completa del comportamiento dinámico del circuito y de las interacciones dinámicas entre las variables de proceso manipulables e internas del circuito, antes de cualquier control avanzado del proceso, para que así pueda ser aplicado con éxito. La simulación en tiempo real entrega una poderosa herramienta para lograr tal comprensión con un mínimo de costo asociado.

Muchos paquetes y técnicas de simulación ya existen para la simulación de procesos en la industria de procesamiento de minerales. Se han utilizado ampliamente y con éxito para el diseño, la planificación de la capacidad de la planta, la optimización del circuito, diagnóstico de problemas y propósitos de costeo. Sin embargo, la mayoría de estos paquetes de simulación existentes se basan en el análisis en estado estacionario (por ejemplo METSIM[®], USIM PAC[®], Limn[®] y JKSimMet[®]) y pueden utilizar modelos empíricos limitados (en el peor de los casos cajas negras) para las operaciones de cada unidad. Estos paquetes no pueden simular el comportamiento dinámico y la interacción de las unidades de procesamiento en un circuito durante los periodos de transición entre los distintos estados estacionarios (incluida la predicción de los tiempos de transición), ni pueden capturar las interacciones dinámicas en tiempo real entre las variables de proceso externas (por ejemplo, variaciones en la alimentación), variables internas (por ejemplo, la carga del molino, densidad de pulpa dentro del molino), y las variables de rendimiento de un circuito de procesamiento (por ejemplo, la distribución del tamaño del producto y la tasa de flujo). Tales variaciones dinámicas y las interacciones pueden causar grandes problemas para el control y optimización de procesos, sobre todo en el caso de trituración autógena y semiautógena (AG/SAG) en circuitos de molienda primaria. Existen algunos paquetes de simulación dinámica como por ejemplo Aspen Dynamics[®] y SysCAD[®]. En el caso de Aspen Dynamics, es una solución de gama alta a las necesidades del modelado de diagramas de flujo y es de un costo relativamente alto. En el caso de SysCAD[®], la capacidad dinámica está disponible, pero se ha estado usando en gran medida para obtener resultados de análisis de configuraciones en estado estacionario. Sin embargo, el enfoque de estos no ha sido extendido al uso general en la industria de procesamiento de mineral.

La intención de este trabajo es dar a demostrar la explotación de las técnicas de simulación dinámica que se utilizan en otras industrias (en el entorno MATLAB[®]/SIMULINK[®]) para el desarrollo y aplicación en el procesamiento dinámico de simulación de diagramas de procesos de mineral. Las principales razones por la que se utiliza SIMULINK[®] son su enfoque modular para la construcción de modelos (en donde estos modelos son de estructura abierta), la facilidad de cambio

de configuración de los circuitos y enlaces, potentes funciones de visualización gráfica en tiempo real para las variables del proceso, y *solvers* avanzados de sistemas dinámicos no lineales. Una de las razones para la elección de trabajar en circuitos de molienda es el interés en el control dinámico de operaciones de unidades problemáticas tales como los molinos SAG. Se aprovechan los modelos matemáticos del funcionamiento de unidades de molienda descritos en la literatura para convertirlos en una biblioteca de SIMULINK® y la flexibilidad/capacidad de SIMULINK® para vincular estas unidades individuales en diagramas de flujos dinámicos complejos. De esta manera, los modelos validados de unidades individuales se pueden vincular de diversas maneras y se utilizan para llevar a cabo simulaciones en tiempo real. Algunos modelos pueden ser desarrollados usando simplemente bloques propios del software, pero dado la mayor complejidad de algunos se opta por requerir además de bloques personalizados escritos en forma de código.

La aplicación del enfoque de simulación dinámica puede ayudar mucho en la comprensión, a veces compleja, del comportamiento no lineal y las interacciones dinámicas en varios circuitos de conminución. La simulación dinámica se puede utilizar para probar “qué pasa si” en operaciones de procesos de conminución, tales como la respuesta del circuito a las variaciones en la alimentación y las características de funcionamiento de la unidad. Es un medio barato y eficaz de la investigación de optimización de circuitos sin el riesgo de posibles daños a las unidades de funcionamiento o la producción de una gran cantidad de producto no deseado durante un proceso de optimización si se hiciera en forma física. La simulación dinámica también es útil en el desarrollo y prueba de nuevas ideas para el diseño de estrategias de control en el proceso, en donde a través de comunicación OPC entre el PLC y PC, utilizando los softwares Toolbox OPC de Simulink y RSLinx/RSLogix es posible conectar las señales correspondientes para poder visualizar en un HMI el comportamiento de las variables frente a perturbaciones manipuladas desde la simulación en tiempo real en Simulink, como se muestra en la Figura 1.1-2.

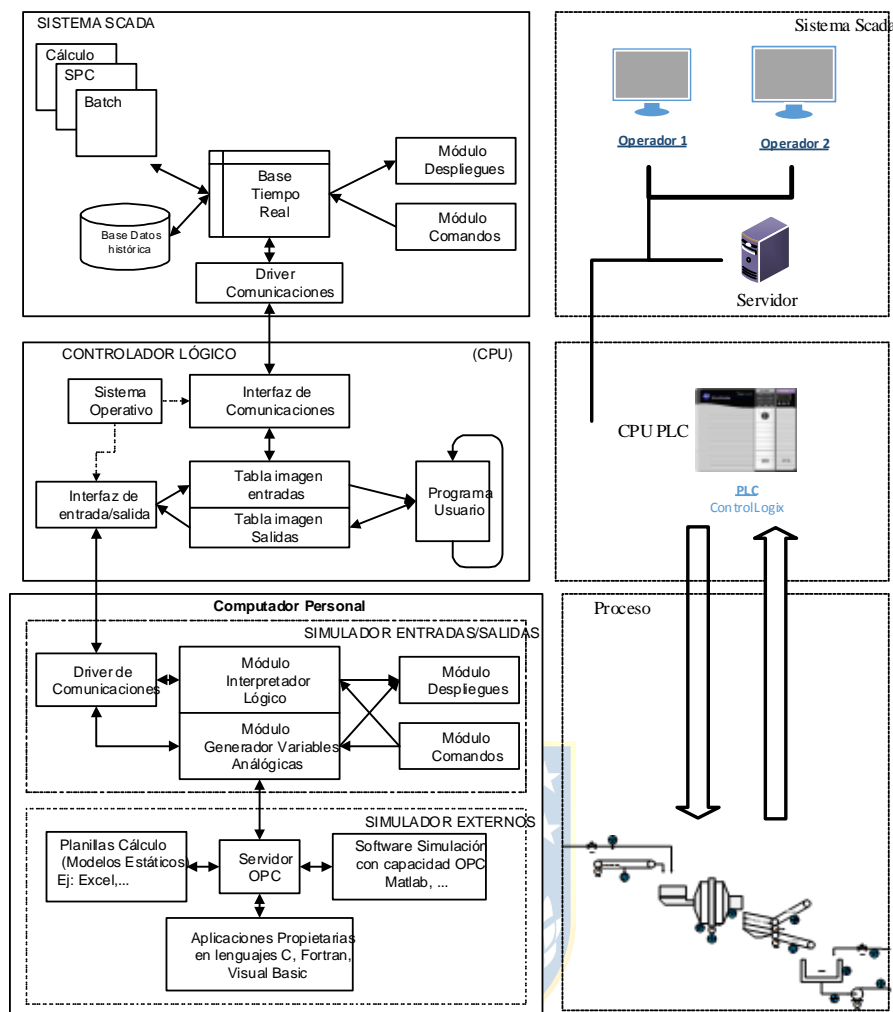


Figura 1.1-2: Relación Sistema SCADA - PLC - Simulador.

1.2. Trabajos Previos

Se realizó una investigación bibliográfica en base a libros relacionados con el proceso de molienda, memorias de título en las cuales se trabajó con modelos para simular subprocesos y un simulador de conminución desarrollado en forma constante por la Universidad de Concepción.

1.2.1 Modelación y Simulación

- ♣ R. Amestica, G. Gonzalez, J. Menacho y J. Barria, “A Mechanistic State Equation Model for Semiautogenous Mills,” *International Journal of Mineral Processing*, pp. 44-45;349-360, 1996. [1]

En este trabajo se ejemplifica un modelo mecánico de un molino SAG, en donde se modela el transporte de masa de mineral y agua en el molino. En base a otras publicaciones determinan reglas

empíricas para calcular material retenido en el molino, estudian el comportamiento de la forma en que se clasifica la roca dependiendo de la densidad de la pulpa (mineral más agua).

- ♣ L. Austin, "A Mill Power Equation for SAG Mills," *Minerals and Metallurgical Processing*, pp. 57-62, 1990. [2]

Se desarrolla un modelo mejorado de la potencia consumida por un molino SAG, aquí se detallan aproximaciones para poder llegar a un modelo más simplificado. Se rescata la demostración de aproximaciones que dependen del torque provocado por la forma del “riñón” formado por la carga dentro molino, centro de masa y ángulo de inclinación de esta.

- ♣ L. G. Austin y F. Concha A., “Grinding Circuit Design and Simulation, and Classification (in Spanish)”, Concepción, Chile: CYTED, 1994. [3]

En este trabajo se estudia el diseño y simulación de la etapa húmeda de conminución. Se explican los principales términos involucrados en estos procesos.

También se detallan los fundamentos de la mecánica de fractura aplicada a la ruptura de partículas de materiales frágiles. Posterior a esto, se comienza con el análisis del diseño de los molinos y se estudian la cinética de la molienda (molinos de bolas, molino de barras, molino SAG) incluyendo los estudios de casos de molienda húmeda de cobre y molienda de fosfato.

Además, se explican los procesos de clasificación más usados como los harneros vibratorios y los hidrociclones.

- ♣ J. Salazar, L. Magne, G. Acuña y F. Cubillos, “Dynamic Modelling and Simulation of Semi-Autogenous Mills,” *Minerals Engineering* 22, pp. 70-77, 2008. [4]

En este trabajo se presenta un simulador dinámico de una planta de molienda semiautógena junto a un esquema de estimación de parámetros en línea capaz de simular una operación industrial para efectos de control. Las ecuaciones del modelo son basadas bajo el enfoque de balance poblacional no estacionario convencional, para desarrollar el modelo de una operación de molienda semiautógena con la dinámica necesaria. El modelo es capaz de predecir el tiempo de evolución de las variables clave operativas tales como, la tasa de flujo del producto, nivel de carga, potencia consumida y la posición de la carga, esto en función de otras variables importantes tales como la velocidad rotacional del molino y las características de la alimentación fresca. El conjunto de EDO's se resuelve en ambiente MATLAB/SIMULINK. Se usa un estimador de parámetros en línea, el cual fue probado y validado en un molino procesador de mineral de cobre a una tasa de alimentación de 1800 TPH, que muestra una eficacia del sistema para rastrear el comportamiento dinámico de las variables. En la

actualidad se sigue utilizando para el estudio de los sistemas de control avanzados. Se modela el consumo de potencia, y transporte de masa, aplicando como referencia a [1].

- ♣ D. Sbárbaro and R. Del Villar, “Advanced Control and Supervision of Mineral Processing Plants,” Québec and Concepción: Springer, 2010. [5]

En este libro se expone en forma detallada el proceso de conminución y flotación en la minería. Se comienza explicando en forma avanzada en que consiste una planta de concentración dentro de un punto de vista de las funciones de automatización. Posteriormente se enfatiza en técnicas de observadores utilizados comúnmente en los procesos mineros, así como también sobre la reconciliación de datos usando ecuaciones de balance de masa y energía. Se prosigue con una explicación al análisis de imagen multivariable en procesamiento de minerales, continuando con sensores virtuales ocupados, su desarrollo, estimación de parámetros en línea y su uso en lazos de control.

Se explica con énfasis sobre la simulación dinámica y diseño basado en modelos de sistemas de control de circuitos de conminución, en donde se comienza por modelar matemáticamente equipos utilizados en plantas de conminución, distribuyendo estos últimos en dos etapas, la primera de trituración (o también llamada etapa seca) y la segunda de molienda húmeda. En la primera etapa se modelan el chancador de cono, harnero y correa transportadora, y en la segunda se modelan el molino a bolas, molino a barras, molino SAG, hidrociclón y pozo. Se consideran, para las variables de entrada y salida, el flujo másico de mineral, flujo másico de agua, granulometría y dureza del mineral. Se diseñan estrategias de control basados en modelos para circuitos de molienda.

Se finaliza con la descripción del proceso de flotación, la incorporación del control automático, con la investigación de sensores avanzados y conceptos para control avanzado.

- ♣ J. Sepulveda y L. Gutierrez, “Dimensionamiento y Optimización de Plantas Concentradoras mediante Técnicas de Modelación Matemática,” Santiago, Chile: CIMM, *Centro de Investigación Minera y Metalúrgica*, 1986. [6]

En este texto, se presentan materias que van desde los aspectos teóricos de los distintos procesos unitarios de conminución y concentración de minerales, incluyendo su caracterización en la forma de modelos matemáticos realistas, hasta su aplicación a la resolución de problemas prácticos, tales como la evaluación metalúrgica de diversos minerales, como así también el diseño de nuevas plantas concentradoras, concluyendo con el estudio de diferentes alternativas de procesamiento, tendientes a la optimización global del sistema.

- ♣ L. Magne, R. Améstica, J. Barría y J. Menacho, “Modelización Dinámica de Molienda Semiautógena Basada en un Modelo Fenomenológico Simplificado,” *Revista de Metalurgia*, vol. 31, n° 2, 1995. [7]

Se presenta un modelo simplificado dinámico de molienda semiautógena, basado en consideraciones fenomenológicas. En dicho modelo se propone una ecuación para el transporte de pulpa a través del molino. La clasificación interna del molino se modela ajustándosele una ecuación que depende del porcentaje de sólidos al interior del equipo. Se muestra la consistencia del modelo a través de resultados de una campaña experimental efectuada en un molino continuo de cascada de 1.83 m x 0.61 m (diámetro x longitud). En tal campaña se investigó el efecto del flujo de alimentación, granulometría y porcentaje de sólidos en la alimentación y la fracción de llenado de bolas sobre la respuesta metalúrgica del molino.

- ♣ C. Garrido, “Model Based Control Strategies for SAG Mills (in Spanish),” Memoria de Título, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Universidad de Concepción, Concepción Chile, 2004. [8]

En este trabajo se analizan los posibles modelos para un molino SAG, estudiando las principales variables de interés del proceso e identificando las perturbaciones más relevantes como son ciertos tipos de granulometría y dureza del mineral con el que se alimenta el molino. Además se contrastaron los datos provenientes de las simulaciones con los obtenidos de la planta SAG 1, del concentrador Colón de La División El Teniente de CODELCO.

Luego de tener el modelo del molino SAG definido, se procedió al diseño de la estrategia de Control Predictivo con restricciones, basada en LP MPC (Linear Programming Model Predictive Control) para lograr que las variables de interés trabajen en un punto de operación deseado.

- ♣ A. Chamorro, “Simulador Integrado de Molienda y Chancado,” Memoria de Título, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Universidad de Concepción, Concepción, Chile, 2010. [9]

En esta memoria se presentó el desarrollo de un simulador para el proceso de conminución en la minería, considerando dos etapas, la primera de chancado y la segunda de molienda. El objetivo fue integrar en un mismo simulador los módulos de la etapa de chancado y de molienda. A medida que se fue integrando cada módulo, se fue realizando un estudio del comportamiento del modelo de cada equipo, analizando enfáticamente su granulometría, flujo másico de mineral, flujo másico de agua y dureza del mineral.

En una primera etapa se estudió un proceso común de conminución, presente en las plantas concentradoras de mineral. Para la etapa seca, se consideró el harnero vibratorio seco, correa transportadora, chancador de cono (secundario y terciario) y mezclador de mineral. Para la etapa húmeda, se consideró la válvula de carga de agua, mezclador agua-mineral, mezclador de pulpa, mezclador agua-pulpa, molino SAG, harnero vibratorio húmedo, pozo, hidrociclón, divisor de pulpa, molino de barras y molino de bolas.

Una vez que se definieron los equipos a considerar dentro del proceso de conminución se procedió a establecer las entradas y salidas de cada módulo, que integraron los modelos que representan a cada equipo. Luego se trabajó en SIMULINK y MATLAB para implementar los módulos de la biblioteca llamada “SimuladorIntegrado”.

- ♣ L. Magne, “Mass Transport in Semiautogenous Mills (In Spanish),” Tesis Doctoral, Departamento de Ingeniería Metalúrgica, Universidad de Concepción, Concepción, Chile, 1999. [10]

Tesis doctoral en donde se realiza un extenso trabajo empírico para demostrar comportamiento de masa de un molino SAG. Dentro de la investigación se trabajó con un molino SAG de laboratorio, realizando pruebas en donde se analizaban variables como la granulometría, porcentaje de sólidos y bolas y carga, logrando con ello diseñar un modelo de las matrices de clasificación y fractura en función de las variables anteriormente señaladas.

- ♣ G. Palma, “Modelación Dinámica y Control Predictivo con Restricciones para una Planta de Chancado de Minerales,” Memoria de Título, Ingeniería Civil Electrónica, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Facultad de Ingeniería, Universidad de Concepción, Concepción, Chile, 2002. [11]

En la siguiente memoria, se aborda la modelación de una planta de chancado, centrándose en la modelación del harnero y en la modelación del chancador de cono. Después de la obtención de los modelos se procede a identificar los parámetros asociados al modelo del harnero, del chancador de cono secundario y del chancador de cono terciario. Para que contrastando los valores obtenidos de las simulaciones con datos reales, se logre determinar el error de la modelación de estos procesos en la etapa de chancado de minerales.

Luego de validados los modelos, se procede a diseñar una estrategia de control para el proceso completo de chancado (correa transportadora, harnero, chancador secundario y chancador terciario) con control GPC (Control Predictivo generalizado) y control MCPLP (Control con Modelo Predictivo

Basado en Programación Lineal con Restricciones), para así poder establecer la técnica más óptima, de un mejor control del proceso.

- ♣ M. Maldonado, "Modelación Dinámica y Control Predictivo con Restricciones de un Circuito de Molienda," Memoria de Título, Ingeniero Civil Electrónico, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Universidad de Concepción, Concepción, Chile, 2002. [12]

En este trabajo, se desarrolla un modelo dinámico para un proceso de molienda húmeda típico en configuración de circuito inverso compuesto por un molido de bolas, molino de barras, hidrociclón y un pozo.

Con este modelo se obtuvieron simulaciones del proceso, para así proceder a realizar un control predictivo basado en programación lineal con restricciones (MPCLP) que permita llevar al proceso a su punto de operación óptimo.

- ♣ J. Barriga, "Simulador Dinámico para Circuitos de Molienda Húmeda," Manual de Usuario, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Facultad de Ingeniería, Universidad de Concepción, Concepción, Chile, 2002. [13]

Este documento es una manual de usuario del Simulador Dinámico para la Molienda Húmeda. En el manual se describen los distintos módulos que representan algunos de los procesos que están involucrados en la conminución húmeda de las plantas de procesamiento de minerales, definiendo para cada módulo ciertas entradas y salidas que se consideran relevantes para cada modelo matemático que se utilizó para representar el proceso de cada máquina.

Algunos de los equipos que considera el simulador son el molino de barras, el molino de bolas, el hidrociclón, mezclador de mineral con agua, mezclador pulpa con agua, mezclador de pulpas, mezclador, divisor de pulpa y un controlador PID.

- ♣ T. Napier-Munn, S. Morrel, R. Morrison and T. Kojovic, "Mineral Comminution Circuits, Their Operation and Optimization," Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre, JKMRRC, University of Queensland, Isles Road, Indooroopilly, Queensland, Australia, 1996. [14]

En este trabajo se hace una descripción de la teoría en que se basan los conceptos involucrados en el proceso de conminución, además se presentan los modelos matemáticos que se utilizan en el simulador "JKSIMMET".

Los procesos que se describen detalladamente son los de clasificación y los de conminución, específicamente el harnero vibratorio, hidrociclones, chancadores, molinos SAG, molinos de barras y molinos de bolas. En un último capítulo, se abordan los conceptos involucrados en la optimización de

los procesos de conminución seca y húmeda.

1.2.2 Plantas Virtuales, Conexión OPC y Normas de Interfaces Gráficas

- ♣ M. Schwarz y J. Boercsoek, “A Survey on OLE for Process Control (OPC),” *Proc. of the 7th WSEAS International Conference on Applied Computer Science, Venice, Italy.*, pp. 186 - 191, 2007. [15]

Esta publicación detallada información acerca de OPC, y de cómo su uso puede ser beneficioso para la investigación y desarrollo, dando también una visión general de las últimas novedades y normas.

- ♣ M. Mrosko y E. Miklovicová, “Real-time implementation of predictive control using programmable logic controllers,” *INTERNATIONAL JOURNAL OF SYSTEMS APPLICATIONS, ENGINEERING & DEVELOPMENT*, vol. 6, n° 1, pp. 106 - 113, 2012. [16]

En este trabajo se investigan los aspectos en tiempo real de la implementación de un sistema de control digital. El diseño del sistema de control se basa en el control predictivo basado en modelo, que es una de las técnicas de control avanzado más populares. Se propone y comparan dos alternativas de implementación del control predictivo usando controladores lógicos programables (PLC). En el primer caso, el diseño de la ley de control y la ejecución se lleva a cabo en el PC utilizando el entorno MATLAB/SIMULINK y el PLC se utiliza únicamente para llevar a cabo la adquisición de datos y control de la aplicación de entrada (planta). La comunicación entre PC y PLC está asegurada por el protocolo de comunicación OPC. En el segundo caso, la ley de control se implementa directamente en el PLC mediante instrucciones disponibles. En este caso no se necesita el PC para la ejecución del control en tiempo real; sólo es compatible con el diseño de control y el procesamiento de señales y visualización. En ambos casos la planta controlada está conectada al PLC.

- ♣ M. Mrosko y L. Marafko, “OPC Communication in Real Time,” Slovak University of Technology, Faculty of Electrical Engineering and Information Technology, Bratislava, Slovak Republic, 2012. [17]

En éste artículo se trabaja con OPC Toolbox de MATLAB®, en donde se analiza el funcionamiento de una conexión con PLC, observando cómo va variando el tiempo de retraso a medida que se van agregando más interconexiones de lectura y escritura.

1.2.3 Discusión

En la literatura se puede encontrar diferentes formas de modelar equipos de conminución (ver [1], [2], [3], [7], [10], [14], [4], [5], [6]), unos más complejos que otros, esto es principalmente porque algunos modelos son ocupados para diseño de equipos, necesitándose que sean lo más detallados posibles, considerando variables que solo serán utilizadas en diseño; y otro tipo de modelos se ocupan para aplicar estrategias de control, poniendo más énfasis en variables de proceso y comportamiento de las variables internas que influyan en el control. Se ha encontrado que la actual nomenclatura usada por Sbarbaro D. en [5], no estaba sincronizada con los modelos desarrollados SIMULINK® en [13], [9], [8], [12], [11]. Por lo que además de formalizar la nomenclatura de los módulos, se han traducido la biblioteca al idioma inglés, así como también configurar los módulos agregando un grado más de realismo en las variables internas.

El contraste con el comportamiento de equipos utilizados en forma real se puede apreciar en el balance del circuito. En trabajos anteriores no se había utilizado este tipo de comunicación (OPC, ver [17], [16], [15]) con un controlador lógico programable (PLC), y era una de las posibilidades de trabajo a futuro que se ha mencionado en trabajos como [9] y [5]. Con el hecho de agregar una interfaz gráfica se espera que se comience a trabajar a futuro en el diseño de esta para que sea posible implementarla de manera real en una planta de procesamiento de minerales.

1.3. Hipótesis de Trabajo

Es posible realizar una revisión del comportamiento de variables internas y optimización del algoritmo a los simuladores construidos en trabajos anteriores, para posteriormente interconectar un circuito de molienda simulado a un PLC y manipular variables desde una interfaz gráfica, obteniendo tendencias en tiempo pseudo-real.

1.4. Objetivos

1.4.1 Objetivo General

Integrar la biblioteca Comminution Toolbox a un PLC, simulando un proceso real, probar técnicas de control, trabajando en tiempo pseudo-real.

1.4.2 Objetivos Específicos

- Desarrollo de un modelo de circuito de molienda usando Comminution Toolbox

(MATLAB[®]/SIMULINK[®]).

- Desarrollo de una interfaz hombre máquina para el circuito.
- Simulación en tiempo real mediante conexión OPC al sistema de control.
- Desarrollo de estrategias de control para el circuito

1.5. Alcances y Limitaciones

- 1) La biblioteca de módulos de Comminution Toolbox (MATLAB[®]/SIMULINK[®]) está en constante desarrollo, por más de 10 años, por el Departamento de Ingeniería Eléctrica de la Facultad de Ingeniería, Universidad de Concepción, Chile. Por motivo de no dejar obsoletas las versiones de biblioteca utilizadas en trabajos anteriores se trabajará MATLAB 2011a, asegurando una compatibilidad hasta esta versión hacia atrás.
- 2) Se cuenta con disponibilidad de un sistema industrial PLC/DCS (Rockwell Automation / Emerson DeltaV). Se utilizará PLC ControlLogix y la interfaz gráfica será diseñada en FactoryTalk.
- 3) Se trabajó bajo la co-supervisión de profesores Dr. Jocelyn Bouchard^[1] y Dr. Éric Poullin^[2], en una pasantía de 03/Feb/2014 hasta 03/Jun/2014 (bajo la Beca para Líderes Emergentes de América [ELAP]) en LOOP (Laboratoire d'observation et d'optimisation des procédés), Département de Génie des Mines, de la Métallurgie et des Matériaux^[1] & Département de Génie Électrique et de Génie Informatique^[2], Faculté des Sciences et de Génie, Université Laval, Quebec City, Quebec, Canadá.

1.6. Temario y Metodología

- En el Capítulo 2 “Descripción de Subprocesos de Molienda” se lleva a cabo una descripción a nivel macro de lo que son algunos de los subprocesos de molienda, se enfatiza en los subprocesos en los cuales se trabajará más adelante en los capítulos posteriores.
- En el Capítulo 3 “Definición de Módulos de Biblioteca Usados en Comminution Toolbox” se definen fenomenológicamente los modelos de algunos de los módulos ocupados en la biblioteca, con énfasis en los módulos con los cuales se trabajara en este trabajo.
- En el Capítulo 4 “Balance del Circuito”, se realiza un ajuste de los principales parámetros de los modelos para que calcen con datos típicos de proceso, se observará el comportamiento que tienen las principales variables del molino SAG al variar perturbaciones y otras variables.
- En el Capítulo 5 “Desarrollo de Estrategia de Control” se diseñan en Simulink las estrategias

de control a ocupar posteriormente en RSLogix 5000, se observa la respuesta de cada uno de los lazos.

- En el Capítulo 6 “Conexión OPC” se explica cómo funciona y configuran los bloques de OPC toolbox de Simulink.
- En el Capítulo 7 “Diseño HMI” se diseña cada pantalla de la interfaz gráfica de la planta en FactoryTalk, además se diseña sincronizándolo con las estrategias de control ocupando ahora los bloques PIDE.
- En el Capítulo 8 “Simulación en Tiempo Real” se observa el comportamiento de los lazos controlados por el PLC. Se recolectan los datos y se grafican.
- En el Capítulo 9 “Conclusiones” se concluyen las funcionalidades de la topología de trabajo, se explican algunas complicaciones durante el desarrollo de este trabajo, y se deja posibles trabajos futuros.



Capítulo 2. Descripción de Subprocesos de Molienda

2.1. Introducción

A continuación se detalla una descripción específica para cada equipo presente en el proceso de conminución, con el propósito de conocer su funcionamiento y tener un conocimiento general de detalles que puedan ser relevantes en el transcurso de esta memoria. Gracias a información de una planta real de molienda SAG, se recolecta información para los equipos desde [18], explicando su principio de funcionamiento, componentes críticos, sensores, alarmas y antecedentes técnicos, para así comprender lo que representa cada modelo incluido en la biblioteca.

2.2. Descripción de Equipos

2.2.1 Feeder (Alimentador)

A. Principio de funcionamiento

Los feeders o alimentadores extraen el mineral almacenado en el Stock Pile y lo descargan sobre la correa de alimentación a los molinos SAG. Con lo que además se puede modificar la granulometría (cantidad de finos y gruesos) de la alimentación. La correa cuenta con un pesómetro que controla el tonelaje y con cuyo valor se regula la velocidad de los feeders. Es posible estimar el tamaño de partículas al hacer un procesamiento de imágenes.

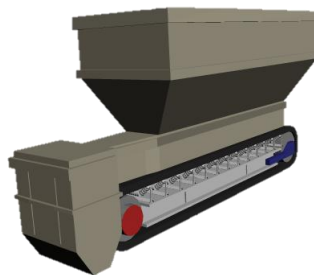


Figura 2.2-1: Feeder

B. Componentes críticos

A ..1 Correa

La correa de cada feeder cuenta con una capa superior de caucho grueso para prevenir daños producto de rocas afiladas. Además, antes de poner en marcha el feeder, se controla que exista una cama de mineral sobre él mediante un sensor de nivel (nuclear) en la alimentación, con el fin de reducir

el impacto directo sobre la correa

A ..2 Unidad Hidráulica

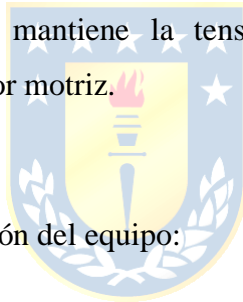
Esta unidad está compuesta por un depósito de aceite, una bomba y un motor hidráulico. La bomba levanta la presión requerida para accionar el motor. El motor cuenta con pistones radiales, los cuales al recibir el aceite presurizado se desplazan linealmente accionando un anillo de levas que los envuelve. Cuando el vástago empuja el anillo de levas, se produce el movimiento circular.

A ..3 Supresión de Polvo

En el chute de descarga de los feeders existe un sistema de abatimiento de polvo del tipo Neblina Seca. Para lograr la atomización, el agua se mezcla con aire comprimido, obteniéndose una fina neblina de pequeñas gotas que atrapan el polvo generado.

A ..4 Tensor Hidráulico

Es un sistema hidráulico que mantiene la tensión de la correa para evitar posibles deslizamientos entre la correa y el tambor motriz.



C. Sensores y Alarmas

Las siguientes alarmas causan la detención del equipo:

1. Baja velocidad de la correa.
2. Accionamiento del cordón de emergencia.
3. Correa desalineada.
4. Obstrucción del chute de descarga.
5. Bajo nivel de mineral en la tolva de alimentación del feeder.
6. Sensor de ruptura.
7. Alta temperatura del depósito de aceite (unidad hidráulica).
8. Bajo nivel de aceite en el depósito.

La siguiente alarma es solo indicativa:

1. Alta o baja presión de la unidad hidráulica.

2.2.2 Correas

A. Principio de funcionamiento

La correa de alimentación del molino SAG recibe el mineral desde los feeders y lo descarga en el cajón de alimentación del molino. La correa cuenta con un pesómetro que controla el tonelaje y con cuyo valor se regula la velocidad de los feeders.

El accionamiento de la correa se realiza gracias a un motor de 300 kW, con partida rampa controlada por el variador de frecuencia del motor, esto implica una partida gradual desde velocidad cero hasta su condición máxima, sin que el operador tenga opciones de control posterior de la velocidad.

En esta correa también se recibe la carga de bolas de acero requeridas para el proceso de molienda.



Figura 2.2-2: Correa

B. Componentes críticos

A ..1 Pesómetro

Es el responsable de medir la tasa de alimentación a los molinos, valor con el cual se realizan balances metalúrgicos. Además esta señal es utilizada por el controlador para determinar la velocidad de los feeders que alimentan la correa

A ..2 Pull Cord

Son dispositivos de seguridad ubicados a lo largo de la correa. El accionamiento de uno de ellos produce una detención inmediata de ésta.

A ..3 Tensor de Correa

Este mecanismo permite mantener una tensión adecuada en la correa, evitando deslizamientos entre ella y el tambor motriz.

A ..4 Analizador de Tamaño de Partículas

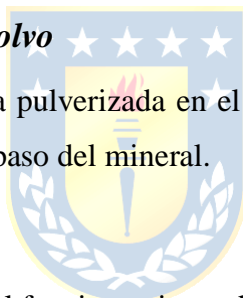
Consiste en una cámara que captura imágenes del mineral sobre la correa. Luego un computador calcula e informa la distribución de tamaños existente. Al procesar la imagen las sombras definen bordes de grano, y en base a éstos determina el tamaño de partículas.

A ..5 Carguío de Bolas

Dos silos de almacenamiento de bolas – cada uno con una capacidad de 350 toneladas –, dosifican la cantidad de bolas a través de un tambor rotatorio según el modo de funcionamiento del lazo de control existente.

A ..6 Sistema Supresor de Polvo

Comprende la inyección de agua pulverizada en el chute de alimentación de la correa, esto para abatir el polvo generado por el traspaso del mineral.



C. Sensores y Alarmas

Las siguientes alarmas detienen el funcionamiento de la correa de alimentación al Molino SAG:

1. Baja velocidad de la correa.
2. Accionamiento del cordón de emergencia.
3. Correa desalineada.
4. Correa rota.
5. Polea de compensación baja – Sensor tensión.
6. Obstrucción del chute de descarga.
7. Alta temperatura del reductor.
8. Detector de incendio local y del área.

Las siguientes alarmas son indicativas, pero no detienen el funcionamiento de la correa de alimentación del Molino SAG:

1. Cantidad de alimentación excesiva en la correa.

2.2.3 Molino SAG

A. Principio de funcionamiento

La molienda se realiza en cilindros rotatorios que utilizan diferentes medios moledores como el propio mineral (molinos autógenos) o medios metálicos (molinos de barras o de bolas), los que son levantados por la rotación del cilindro, para fracturar las partículas minerales por medio de la combinación de diferentes mecanismos de fractura, como son impacto y abrasión principalmente.

La palabra autógena indica que la molienda ocurre debido a la propia acción de caída de las colpas minerales desde una altura cercana al diámetro del molino, es decir, no se emplea otro medio de molienda adicional que la roca misma. Por lo tanto, se considera que la carga de alimentación debe impactar y friccionar las fracciones de menor granulometría de la carga hasta reducir sus tamaños.

La molienda semiautógena (SAG) es una variación del proceso de molienda autógena, es la más frecuente en la práctica y en ella se adicionan medios de molienda metálicos al molino. El nivel volumétrico de llenado de bolas varía normalmente de 12 a 18% con respecto al volumen interno del molino. La concepción inicial de los molinos semiautógenos fue que el mecanismo de fractura del mineral era a través de fractura por impacto, esta aseveración implicaba que el molino debía tener un gran diámetro (2 a 3 veces su largo) y operar a altas velocidades, con el consiguiente resultado de desperdicio de energía, daños a los revestimientos y a la carga de bolas principalmente. Sin embargo, la evolución que ha experimentado la operación de molinos semiautógenos en los últimos años, ha permitido visualizar que en un molino semiautógeno alrededor del 5% de la fractura del mineral se produce a través del mecanismo impacto y la fractura restante es por atrición y compresión.

En adición, inicialmente se decía que “La molienda semiautógena requiere de colpas de gran tamaño en la alimentación, que cumplen el rol de medios de molienda adicionales de bolas”. Sin embargo, en la práctica se ha observado que los tamaños de partícula mayores presentan una menor tasa de molienda, generan partículas de tamaño crítico al interior del molino y, en consecuencia requieren de un mayor tiempo de residencia y mayor necesidad de energía para ser fracturadas a tamaños menores.

El movimiento de la carga de un molino semiautógeno se caracteriza por una acción de volteo, en donde la carga asciende hasta un punto en que vuelve a caer nuevamente, denominado “hombro de carga”, ver Figura 2.2-3. Dependiendo de la velocidad de giro y la posición de los medios que componen la carga durante el ascenso, la caída puede ocurrir:

- Por desmoronamiento sobre la carga lo que se conoce como “cascada”, favoreciéndose la

abrasión generando una cantidad de finos.

- Por caída libre “catarata” el que conduce a fractura por impacto, produciendo partículas no tan finas como en el caso de fractura por abrasión.

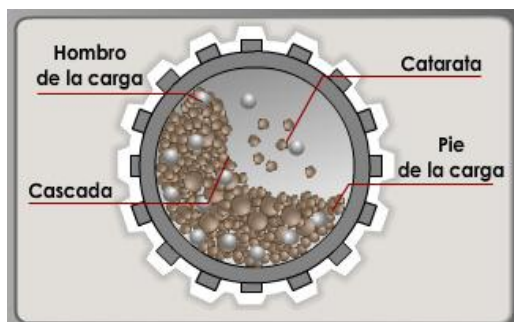


Figura 2.2-3: Movimiento de la carga en un molino. [18]

El conjunto visto de lado adquiere una forma similar a un riñón, en cuyo extremo inferior puede reconocerse una zona de movimiento caótico llamada “pie de carga”, donde se disipa la energía restante de la caída para que la carga sea nuevamente empujada hacia arriba.

Para que la carga no se resbale, el revestimiento interior del molino se diseña provisto de resaltes o depresiones que evitan que la superficie de contacto sea geoméricamente lisa. La forma de este perfil tiene una influencia sumamente importante en el movimiento de carga.

El material fracturado, posteriormente es clasificado por una parrilla interna. Las partículas con tamaños menores a la abertura (slot) de las parrillas de descarga del molino SAG pasan a través de ella mientras que las partículas de tamaño mayor permanecerán al interior del molino hasta que alcancen un tamaño menor al de la abertura de la parrilla interna del molino.

Las partículas que atraviesan la parrilla de descarga, son transportadas y evacuadas fuera del molino a través de los pulp lifter para posteriormente ser descargadas.

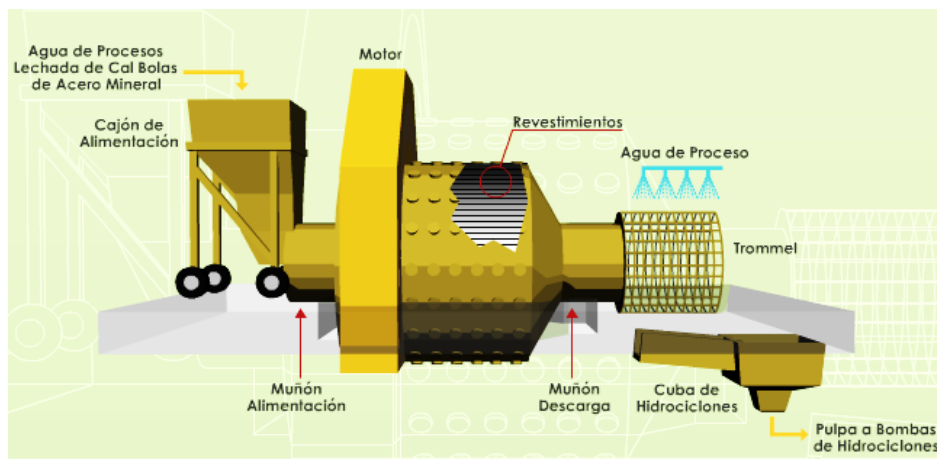


Figura 2.2-4: Molino SAG. [18]

B. Componentes críticos

A ..1 Revestimiento

La función más general del revestimiento es proteger la estructura del molino contra el desgaste: sin embargo, cada componente del revestimiento presenta además tareas específicas.

- Los revestimientos del manto cilíndrico, además de proteger la estructura del molino del desgaste, sirven de medio de transferencia de energía al interior del molino y modulan el movimiento de la carga y la distribución espacial y energética de eventos de impacto.
- Los revestimientos de la tapa de alimentación la protegen contra el desgaste.
- En la tapa de descarga la presencia de las parrillas agrega los objetivos de retención de medios de molienda, clasificación del producto y control del nivel de llenado y transporte de masa.
- Los revestimientos de la tapa de descarga la protegen contra el desgaste.
- Los Pulp lifter (o cajones de descarga) son responsables de evacuar la pulpa desde el molino.

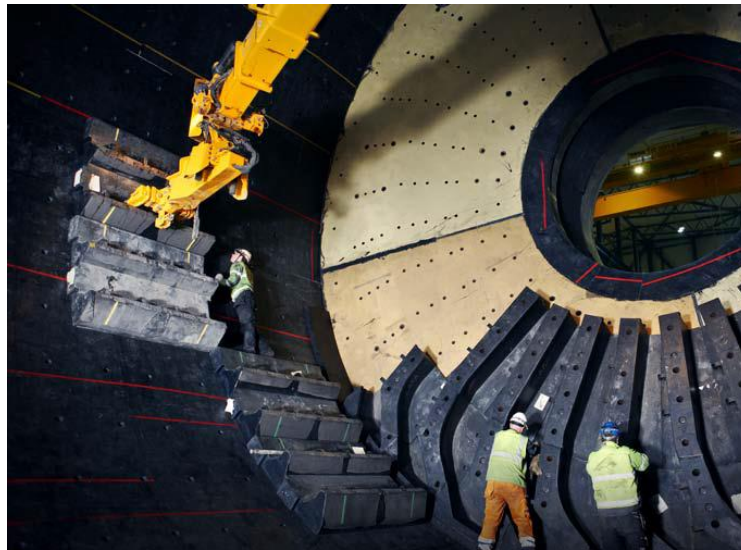


Figura 2.2-5: Revestimientos molino SAG

A ..2 Sistema de Lubricación y Sistema de Frenos

El correcto funcionamiento de estos sistemas es fundamental para la operación del equipo, una falla en uno de ellos detiene o evita la puesta en marcha del molino.

A ..3 Sistema Impulsor

El sistema impulsor permite la rotación del molino SAG, con lo que se obtiene una adecuada molienda del mineral. Son usados con frecuencia sistemas impulsores basados en sistemas de

transmisión piñón-corona y también accionamientos mediante un motor de anillo de velocidad variable enfriado por aire.

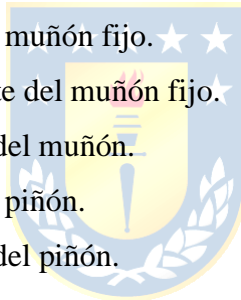
A ..4 Drenaje de pulpa

Cerca de la zona de descarga del molino se encuentran las parrillas de descarga que tienen una apertura (slot) de 2", *aprox. 5.1 cm*, que definen el tamaño máximo de las partículas que abandonan el molino. Luego de que las partículas atraviesan estas parrillas, los elevadores de pulpa levantan el material y logran que salga a través del muñón de descarga.

C. Sensores y Alarmas

Las siguientes alarmas detienen el funcionamiento del molino SAG:

1. Alta temperatura de entrada de aire al motor.
2. Alta vibración de los cojinetes del motor.
3. Alta temperatura del cojinete del motor.
4. Alta temperatura del cojinete del muñón fijo.
5. Baja presión de aceite del cojinete del muñón fijo.
6. Bajo flujo de aceite del cojinete del muñón.
7. Alta temperatura del cojinete del piñón.
8. Bajo flujo de aceite del cojinete del piñón.
9. Espacio entre hierros.
10. Humedad dentro del bobinado.



Las siguientes alarmas son indicativas, pero no detienen el funcionamiento del molino:

1. Bajo flujo de agua de proceso de dilución.
2. Bajo flujo de agua de proceso de rociado del Trommel.
3. Bajo flujo de agua de proceso en cuba de alimentación a ciclones.
4. Bajo flujo de agua fresca en cuba de alimentación a ciclones

2.2.4 Pumps (Bombas)

A. Principio de funcionamiento

Las bombas para el transporte de pulpa son bombas centrifugas que cuentan con un impulsor (rodete) que al girar acelera la pulpa, haciéndola circular a través de la carcasa, esta última reduce su sección a medida que se acerca a la descarga de la bomba, con lo que transforma la velocidad en

presión, logrando impulsar el fluido.

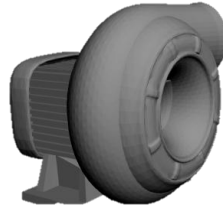


Figura 2.2-6: Bomba

B. Componentes críticos

A ..1 Variador de Frecuencia

El variador de frecuencia instalado permite ajustar la velocidad de operación de las bombas según los requerimientos del proceso. Es importante destacar que una baja velocidad de las bombas puede ocasionar el embancamiento (sedimentación) de la pulpa en las líneas, ya que al bajar la velocidad de rotación disminuye el flujo bombeado, pudiéndose alcanzar velocidades menores a la mínima requerida para evitar el embancamiento (sedimentación).

A ..2 Impulsor (Rodete)

Es la parte principal de la bomba y está formado por álabes cuya forma, distribución e inclinación permiten el impulso de la pulpa sin atascarse por la presencia de los sólidos disueltos. La velocidad de giro del rodete determina el flujo y la presión que se obtendrá en la descarga de la bomba.

C. Sensores y Alarmas

Las siguientes alarmas detienen el funcionamiento de las bombas de alimentación a hidrociclones:

1. Alta temperatura de cojinetes del motor.
2. Alta temperatura del reductor (motor-bomba).
3. Alta temperatura de bobinado del motor.
4. Desconexión acoplamiento del motor-reductor.
5. Problema del relé de protección del motor (alta potencia).
6. Bajo nivel de agua de sello en la prensa estopa.
7. Vibraciones.

2.2.5 Harneros

A. Principio de funcionamiento

El harneado es una operación donde los granos de mineral, de formas y dimensiones variadas, son presentados sobre una superficie perforada (malla) que deja pasar los granos de dimensiones inferiores a las dimensiones de las aberturas de la malla, mientras que los granos de dimensiones superiores son rechazados y evacuados separadamente.

Idealmente las partículas mayores que las aberturas de la malla son retenidas sobre la superficie mientras que las partículas menores pasan a través de las aberturas.

La eficiencia del harneado se basa en las oportunidades de paso de la partícula de mineral a través de las aberturas de la malla de clasificación. Estas oportunidades son función de la trayectoria de los granos (velocidad, dirección), de la forma de las partículas, del espesor de las aberturas de la malla, la forma de estas aberturas, del número sucesivo de orificios que puede encontrar una partícula determinada, entre otras.

Los harneros vibratorios, son los más utilizados en plantas de procesamiento de minerales. Su función es presentar las partículas de mineral repetitivamente en su superficie, de manera de aumentar la probabilidad de que la partícula con tamaño menor a la abertura de la malla pase al bajotamaño del harnero. Por la vibración, el lecho de material sobre la superficie del harnero tiende a distribuirse de manera que las partículas gruesas se ubiquen en la parte superior, permitiendo que las partículas más pequeñas se separen a través de los intersticios de las mayores, encontrando su trayectoria hacia el fondo del harnero.

Esta característica de orientación del lecho se denomina estratificación, y es la que permite presentar a las partículas más pequeñas sobre la superficie del harnero para que pasen a través de ella. Sin estratificación no habría oportunidad para que la separación por tamaños tome lugar.

Si el espesor del lecho es muy delgado, faltará material para estratificar la carga, los gruesos estarán en contacto directo con la superficie del harnero y los finos aparecerán en el sobretamaño. Si se tiene un adecuado espesor del lecho, se podrá observar que el material será estratificado en copas de finos y gruesos, con los finos cerca de la superficie del harnero y con pocos finos apareciendo en el sobretamaño.

Tipos de harneros vibratorios:

- Harnero inclinado de 2 rodamientos.
- Harneros inclinados de 4 rodamientos.

- Harnero vibratorio horizontal.
- Harnero vibratorio de alta velocidad.

Los harneros del tipo horizontal, son ocupados para “lavar” el pebbles, y en éstos, la vibración es producida por un movimiento lineal a 45° y 800 a 1000 ciclos por minuto lo cual se efectúa por la acción de 2 ejes excéntricos rotando en dirección opuesta. La vibración a 45° produce el levantamiento provocando la estratificación y el transporte del material aumentando la probabilidad de separación.

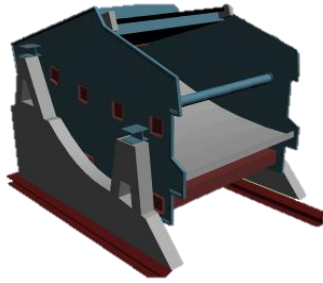


Figura 2.2-7: Harnero

B. Componentes críticos

A ..1 Contrapesos

El harnero con los contrapesos, uno a cada lado del equipo. Éstos deben girar en sentido contrario, de manera tal que las fuerzas laterales se anulen entre sí, mientras que las verticales y longitudinales se sumen, generando un movimiento lineal. Si dichos contrapesos girasen en el mismo sentido ocasionarían la destrucción del equipo.

A ..2 Malla

El tamaño de apertura de la malla es fundamental para la correcta clasificación del mineral a procesar. Además el material del que esté formada (poliuretano) debe ser resistente a la continua abrasión que sufre, ya que una rotura de la malla produce una mala clasificación del mineral procesado o embancamiento en las líneas de recirculación al molino.

C. Sensores y Alarmas

Las siguientes alarmas detienen el funcionamiento del harnero:

1. Correa de evacuación de pebbles activa.
2. Nivel alto chute descarga harnero (atollo)

2.2.6 Analizadores en línea

A. Principio de funcionamiento

Para el control del proceso, es común utilizar estaciones de análisis en línea que proporcionan lecturas del contenido de Cobre (Cu), Hierro (Fe), porcentaje de sólidos y tamaño de partículas de pulpa en corrientes críticas seleccionadas. Para ello es necesario tener instalado en cada una de las líneas de producción un analizador de tamaño de partícula (PSI) y un analizador de leyes (Courier), con los que es factible monitorear el comportamiento individual de cada línea. A continuación se describe el funcionamiento de cada equipo.



Figura 2.2-8: Analizador en línea de mineral

A ..1 Analizador Courier

El principio de medición de este equipo considera el concepto de luz fluorescente. En este fenómeno, la energía eléctrica aplicada a ciertos elementos provoca que éstos puedan fluorescer emitiendo luz de un tipo característico. Si se aplican rayos X a metales como Cobre o Hierro, ellos también fluorescen, en este caso la energía emitida es energía de rayos X, y dicha emisión también es distinta para cada elemento.

El analizador Courier irradia rayos X sobre la muestra del flujo de pulpa tomada por el equipo, posteriormente analiza la cantidad y tipo de los Rayos X fluorescentes resultantes para determinar cuánto de cada metal está presente en la pulpa muestreada. Se debe tener presente que el equipo se calibra para analizar sólo ciertos metales como Cobre, Hierro, Plomo, Zinc y Plata y adicionalmente

puede medir la densidad (porcentaje de sólidos) de la muestra. Cabe destacar que esta misma muestra se acostumbra a ser enviada a un laboratorio químico, con lo que se pueden obtener resultados de los mismos elementos para su posterior comparación.

A ..2 PSI

El analizador de tamaño de partícula es un equipo que se utiliza para evaluar la granulometría del flujo de alimentación a la flotación Rougher, y con ello establecer si el circuito de molienda secundaria está entregando un producto con las especificaciones de tamaño de producto establecidas.

El analizador de tamaño de partículas toma una muestra primaria representativa de 50 a 170 [l/min] del flujo del proceso esta muestra es lavada a presión. Luego el sistema de muestreo secundario toma una muestra representativa de 0.01 a 0.03 litros cada 10 a 30 segundos de la muestra primaria. Posteriormente esta última muestra es diluida y almacenada por alrededor de un minuto en el estanque de dilución. Allí, el cabezal del sensor óptico envía un haz de luz a través de la muestra diluida, luego un lente lo amplifica y un detector de anillo mide su dispersión al otro extremo del estanque. La determinación de la distribución de tamaños de las partículas se realiza en base a la dispersión que sufre el haz de luz.



Capítulo 3. Definición de Módulos de Biblioteca Usados en Comminution Toolbox

3.1. Introducción

A continuación se realiza la definición de los modelos matemáticos de operaciones unitarias interrelacionados mediante sus flujos de entrada y salida. Además se describen modelos (utilizados como sensores) que extraen la medición de variables relevantes del proceso y también un módulo de configuración de parámetros globales. La mayoría de los módulos construidos utilizarán modelos que ya han sido validados en trabajos anteriores y/o son adaptaciones de estos. Los módulos se ordenarán de la siguiente forma:

Tabla 3.1-1: Listado de módulos

M001	Simulation Setup - module
M002	Feeder - module
M003	Conveyor belt - module file
M004	Ore mixer - module file
M005	Water supply valve - module file
M006	Water-Ore mixer - module file
M007	Water Slurry mixer - module file
M008	Slurry mixer - module file
M009	Slurry splitter - module file
M010	Dry vibratory screen - module file
M011	Wet vibratory screen - module file
M012	Sump - module file
M013	Ball mill - module file
M014	Rod mill - module file
M015	SAG mill - module file
M016	Hydrocyclone - module file
M017	Secondary cone crusher - module file
M018	Tertiary cone crusher - module file
M019	Slurry density transmitter - module file
M020	Solid volume percentage - module file
M021	Water flow transmitter - module file
M022	Percentage Size Mesh - module file
M023	Wet ore flow transmitter - module file
M024	Granulometry transmitter - module file

En este capítulo se analizará cada proceso en forma independiente y se dará una descripción de cómo se formulan sus modelos matemáticos.

En general se llamará “flujo de alimentación” a las entradas de mineral y agua a los distintos procesos; “descargas” o “producto”, 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:

- Con la letra \mathbf{f} se representará al vector de flujos másicos de alimentación de mineral sólido ordenados por tamaño, se le llamará “distribución de flujos de alimentación por tamaño”.
- Como regla general, cuando se trabaje con vectores, se referirá al primer elemento del vector como el de mayor tamaño.
- Con la letra f se representará al flujo másico de alimentación de mineral. Siendo $f = \sum_{i=1}^n \mathbf{f}_i$
- Con la letra $\bar{\mathbf{f}}$ se representará al vector de fracciones de flujos másicos de alimentación de mineral sólido ordenado por tamaño. Siendo $\bar{\mathbf{f}} = \mathbf{f}/f$.
- Con la letra γ_f se representará a la dureza del mineral de alimentación.
- Con la letra q_f se representará al flujo másico de alimentación de agua.
- Con la letra \mathbf{p} se representará al vector de flujos másicos de producto de mineral sólido ordenados por tamaño, se le llamará “distribución de flujos de descarga por tamaño”.
- Con la letra p se representará al flujo másico del producto de mineral. Siendo $p = \sum_{i=1}^n \mathbf{p}_i$
- Con la letra $\bar{\mathbf{p}}$ se representará al vector de fracciones de flujos másicos del producto de mineral sólido ordenado por tamaño. Siendo $\bar{\mathbf{p}} = \mathbf{p}/p$.
- Con la letra γ_p se representará a la dureza del mineral del producto.
- Con la letra q_p se representará al flujo másico del producto de agua.
- Con la letra \mathbf{m} se representará al vector másico de mineral sólido retenido ordenado por tamaños.
- Con la letra m se representará a la masa retenida total. Siendo $m = \sum_{i=1}^n \mathbf{m}_i$
- Con la letra $\bar{\mathbf{m}}$ se representará al vector de fracción másica de mineral retenido, ordenado por tamaños. Siendo $\bar{\mathbf{m}} = \mathbf{m}/m$
- Letras latinas mayúsculas negritas representan matrices asociadas a los equipos.

El listado de las variables y constantes utilizadas se encuentran en “Nomenclatura” al principio de esta memoria. En los modelos matemáticos empleados, tanto las entradas como las salidas corresponden a flujos másicos [ton/min] de mineral sólido y agua. Los flujos másicos de sólidos son modelados como vectores de flujos másicos de partículas que están dentro de un intervalo de tamaño definido. Cada intervalo de tamaños está representado por un tamaño representativo que corresponde a la media geométrica del intervalo. Es decir:

Sea \mathbf{a} un vector de flujo másico:

$$\mathbf{a} = [\mathbf{a}_1 \quad \mathbf{a}_2 \quad \dots \quad \mathbf{a}_n]$$

, en donde \mathbf{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:

$$X_1 \geq \chi > X_2$$

3.1.1 Modelo Matemático

El diseño y validación de un modelo matemático requiere un conocimiento del proceso a modelar. Estas actividades pueden demandar mucho tiempo si un proceso es complejo, o con muchos equipos que interactúan con características no lineales. Los simuladores han demostrado ser una herramienta poderosa en el diseño y la validación de las estructuras de control para estos tipos de procesos complejos.

Los circuitos de conminución se encuentran entre los principales procesos de una planta concentradora, siendo también los más exigentes energéticamente hablando. Debido a su importancia en la operación de la planta, ha habido muchos estudios con respecto a su optimización. Las herramientas clave en la búsqueda de diseño y funcionamiento óptimo de la planta de conminución, han sido el modelado y la simulación.

El modelado de estos procesos se ha llevado a cabo para satisfacer diferentes objetivos, tales como el diseño y optimización de plantas, optimización operativa, diseño y verificación del sistema de control, así como la formación del operador. Hoy en día, los modelos juegan un papel importante en la planificación y funcionamiento de las plantas de procesamiento de minerales.

Básicamente, cada modelo que representa un proceso tiene asociado un conjunto de variables, que se clasifica como sigue:

- *Variables manipuladas*: Pueden ser modificadas con el fin de cambiar el estado del modelo.
- *Variables de salida*: Se asocian con el objetivo de análisis. Estos son generalmente medibles.
- *Perturbaciones*: Son variables de entrada que no se pueden modificar a voluntad. Estos generalmente representan el efecto del medio ambiente en el proceso. Estas variables se pueden medir (u estimar) en algunos casos.
- *Parámetros*: Son variables asociadas con las características del sistema. En general, éstos no cambian durante el estudio.
- *Estados*: Son variables internas que definen unívocamente el comportamiento del modelo.

Un modelo matemático consiste en una serie de relaciones matemáticas entre estas variables. Estas relaciones se pueden establecer ya sea a través del conocimiento empírico o por el uso de los

principios fundamentales, tales como las ecuaciones de balance de masa y energía. Como los procesos de minerales implican fenómenos muy complejos, es común el uso de una combinación de modelos empíricos y fenomenológicos. Estas relaciones matemáticas describen cómo se transforman las características asociadas con un flujo de material dado a lo largo del proceso.

Las ecuaciones que describen cada proceso se pueden encapsular en módulos con el fin de simplificar la programación y la depuración. Además, los módulos hacen que sea más fácil para el usuario configurar un escenario de simulación, ya que la adición y la supresión de los modelos no cambian la estrategia de simulación. El simulador a continuación, se puede definir como un conjunto de módulos interconectados que representan un proceso. Las interfaces gráficas de herramientas de simulación modernos permiten dar al diagrama de simulación una mirada mucho más cercana a los documentos de ingeniería reales como diagramas de tubería e instrumentación (P & ID).

Si las relaciones matemáticas son independientes del tiempo, entonces, los modelos son estáticos. Estos modelos sirven principalmente para la determinación de puntos de funcionamiento (a través del efecto de estado estacionario de constantes variables manipuladas dentro de una ventana de tiempo), alteraciones y cambios de los parámetros de la planta. Los modelos estáticos han sido utilizados con éxito en el diseño de nuevas plantas y en la optimización de los ya existentes a través de la definición de nuevos parámetros de funcionamiento.

Los modelos dinámicos consideran todas las variables dependientes del tiempo. De esta manera, es posible simular las condiciones transitorias generadas por los cambios en las variables manipuladas, trastornos, diferentes tipos de fallos (por ejemplo, proceso, instrumentación, fallos del sistema de control), cambios de parámetros de la planta, etc. Estos tipos de modelos son muy útiles para el diseño y la verificación de los sistemas de control, para la optimización on-line y la formación de los operarios.

3.1.2 Simulación Dinámica de Basado en MATLAB®/SIMULINK®

Como se describe en la sección anterior, con el fin de modelar un circuito de conminución, es necesario disponer de un entorno de simulación flexible y modular. Este ambiente debe tener la flexibilidad para configurar y combinar procesos y modelos de equipos de control. Hay muchas herramientas de simulación disponibles en el mercado que cumplen con estos requisitos. Uno de ellos es MATLAB®/SIMULINK®. Esta herramienta tiene muchas características deseables, tales como un enfoque modular, permite un modelo de estructura abierta, tiene facilidad en el cambio de configuraciones de circuito, una interfaz gráfica de gran alcance, avanzados *solvers* de sistemas no

lineales y una caja de herramientas para diseño de estrategias de control. Esta sección describe los esfuerzos llevados a cabo en la Universidad de Concepción durante los últimos diez años en la construcción de un simulador dinámico flexible para el diseño de sistemas de control. El simulador incluye una biblioteca de equipos y modelos de interconexión que se pueden mezclar para configurar plantas complejas. La biblioteca también considera módulos sensores que extraen información de las interconexiones. Esta biblioteca ha sido objeto de constante desarrollo y perfeccionamiento desde su concepción. La Figura 3.1-1 muestra los módulos disponibles a la fecha.

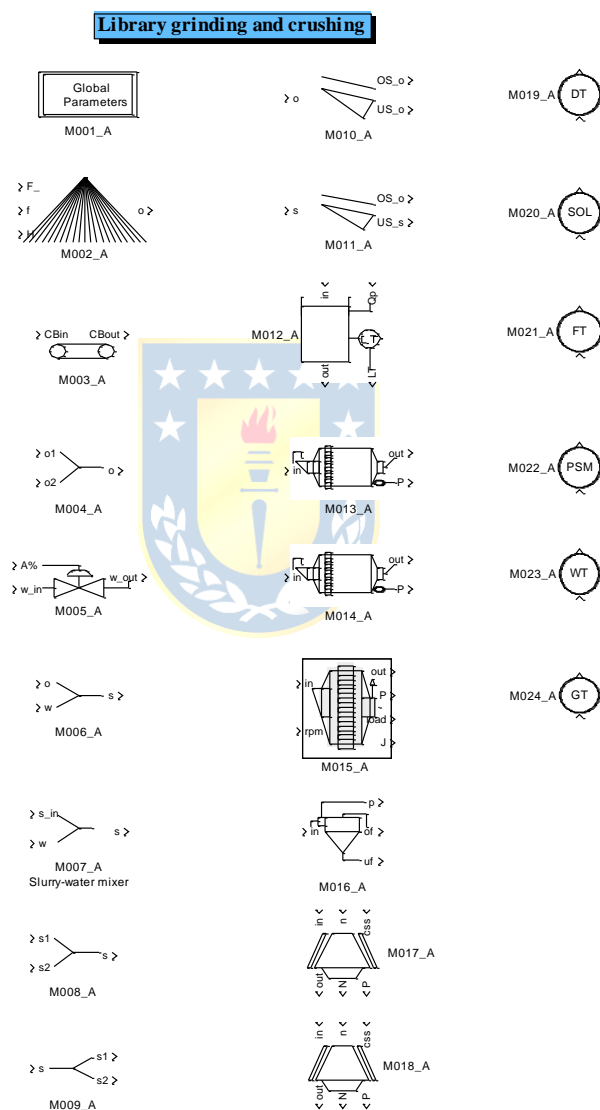


Figura 3.1-1: Biblioteca Simulador

3.2. [M001] Seteo de Simulación

Este módulo da una interfaz para definir algunos parámetros globales que se utilizarán en conjunto con los demás módulos. Estos parámetros son el vector de tamices [mm], la densidad del mineral $\left[\frac{\text{Ton}}{\text{m}^3}\right]$ y la densidad de agua $\left[\frac{\text{Ton}}{\text{m}^3}\right]$.

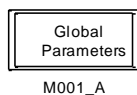


Figura 3.2-1: Módulo representativo del Seteo de Simulación

Cabe resaltar que el vector de tamices esta dado en milímetros, con un largo de 56 tamaños, ordenados de mayor a menor. En la Tabla 3.2-1 se muestra la tabla de tamaños utilizados en el vector de tamices, los cuales se tomaron del American Standard Sieve Series ASTM E11:87.

Tabla 3.2-1: Tamaño de los tamices para procesos de conminución seca y húmeda

American Standard Sieve Series ASTM E11:87			
Nº Tamaño	Tamaño	Nº Tamaño	Tamaño
1	125 mm	29	2.36 mm
2	106 mm	30	2 mm
3	100 mm	31	1.7 mm
4	90 mm	32	1.4 mm
5	75 mm	33	1.18 mm
6	63 mm	34	1 mm
7	53 mm	35	850 um
8	50 mm	36	710 um
9	45 mm	37	600 um
10	37.5 mm	38	500 um
11	31.5 mm	39	425 um
12	26.5 mm	40	355 um
13	25 mm	41	300 um
14	22.4 mm	42	250 um
15	19 mm	43	212 um
16	16 mm	44	180 um
17	13.2 mm	45	150 um
18	12.5 mm	46	125 um
19	11.2 mm	47	106 um
20	9.5 mm	48	90 um
21	8 mm	49	75 um
22	6.7 mm	50	63 um
23	6.3 mm	51	53 um
24	5.6 mm	52	45 um
25	4.75 mm	53	38 um
26	4 mm	54	32 um
27	3.35 mm	55	25 um
28	2.8 mm	56	20 um

3.3. [M002] Feeder (o Alimentador)

Entradas:

\bar{f} : Vector de granulometría de entrada al Feeder.

f : Flujo másico de entrada al Feeder [Ton/min].

γ_f : Dureza del material de entrada al Feeder

Salidas:

\bar{p} : Vector de granulometría de salida del Feeder.

p : Flujo másico de salida del Feeder [Ton/min].

γ_p : Dureza del material de salida del Feeder

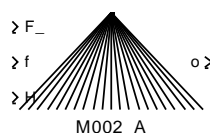


Figura 3.3-1: Módulo representativo del Feeder.

Se ha agregado una dinámica al cambio de flujo másico que entrega el feeder. Esta dinámica corresponde a un sistema de primer orden, en donde es posible setear τ , la constante de tiempo en el cual se llega al 63% del cambio

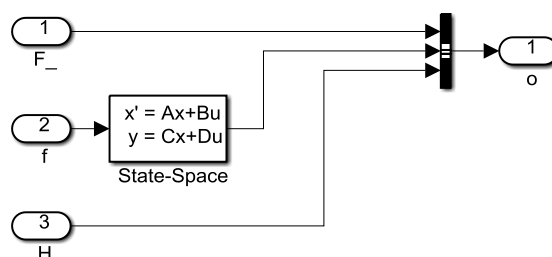


Figura 3.3-2: Dinámica Feeder

Como se comentó en la sección anterior, este módulo representa la alimentación que llega desde la mina hasta la planta de procesamiento. El módulo lo que hace es reunir las 3 variables (granulometría, flujo másico y dureza) en un mismo vector. Es este vector el que será la entrada para los subprocesos posteriores, así como también determinará el comportamiento de otras variables propias de otros subprocesos de la etapa seca y húmeda de conminución.

La dureza se definió dentro del rango de 1 a 10, siendo 1 para los minerales más blandos y siendo 10 para minerales más duros.

3.4. [M012] Pozo

Entradas:

\bar{f} : Vector de granulometría del mineral en la pulpa de entrada al Pozo [%].

f : Flujo másico del mineral en la pulpa de entrada al Pozo [Ton/min].

γ_f : Dureza del mineral en la pulpa de entrada al Pozo.

q_f : Flujo másico del agua en la pulpa de entrada al Pozo [Ton/min].

Q_{sp} : Flujo volumétrico de la pulpa de salida del pozo [m^3 /min].

Salidas:

\bar{p} : Vector de granulometría del mineral en la pulpa de salida del Pozo [%].

p : Flujo másico del mineral en la pulpa de salida del Pozo [Ton/min].

γ_p : Dureza del mineral en la pulpa de salida del Pozo.

q_p : Flujo másico del agua en la pulpa de salida del Pozo [Ton/min].

L : Nivel del pozo [%].

Parámetros internos:

L_0 : Nivel inicial del pozo [%].

c_0 : Concentración de sólidos en peso inicial [p.u.]

\bar{m}_0 : Vector de granulometría del mineral contenido en el pozo inicialmente [%]

γ_0 : Dureza del mineral retenido en el pozo inicial

Cap : Capacidad del pozo [m^3]

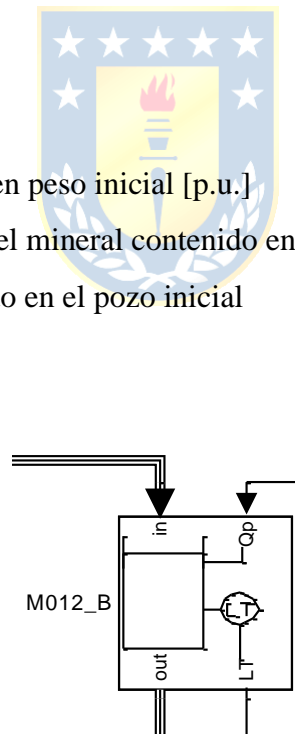


Figura 3.4-1: Módulo representativo del pozo

Para la modelación del pozo se utilizaron los conceptos de balance de masa por tamaños, de la variación de la concentración de pulpa dentro del pozo y variación de la dureza del mineral dentro del pozo.

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

$$Q_{sf} = \frac{f}{\rho_o} + \frac{q_f}{\rho_w} \quad (3.4-1)$$

La variación en el tiempo del volumen de pulpa en el pozo, será igual al flujo volumétrico de pulpa de alimentación al pozo menos el flujo volumétrico de pulpa de descarga, por lo que se tiene:

$$\frac{d}{dt}(V(t)) = Q_{sf}(t) - Q_{sp}(t) \quad (3.4-2)$$

Si ρ es la densidad de la pulpa en el pozo y se considera que la densidad de la pulpa de salida es igual a la densidad de la pulpa en el pozo (mezcla perfecta) la ecuación de flujos máxicos es la siguiente:

$$\frac{d}{dt}(V(t)\rho(t)) = Q_{sf}(t)\rho_f(t) - Q_{sp}(t)\rho(t) \quad (3.4-3)$$

donde:

$$\rho_f = \frac{f + q_f}{\frac{f}{\rho_o} + \frac{q_f}{\rho_w}} \quad (3.4-4)$$

Si c es la concentración de sólidos en peso de la pulpa en el pozo y se considera mezcla perfecta la ecuación de variación de flujo máxico de sólido es la siguiente:

$$\frac{d}{dt}(V(t)\rho(t)c(t)) = Q_{sf}(t)\rho_f(t)c_f(t) - Q_{sp}(t)\rho(t)c(t) \quad (3.4-5)$$

donde:

$$c_f = \frac{f}{f + q_f} \quad (3.4-6)$$

Desarrollando:

$$c(t) \frac{d}{dt}(V(t)\rho(t)) + V(t)\rho(t) \frac{d}{dt}c(t) = Q_{sf}(t)\rho_f(t)c_f(t) - Q_{sp}(t)\rho(t)c(t) \quad (3.4-7)$$

Reemplazando el valor de $\frac{d}{dt}(V(t)\rho(t))$, en (3.4-3), se tiene:

$$\begin{aligned} c(t) \left(Q_{sf}(t)\rho_f(t) - Q_{sp}(t)\rho(t) \right) + V(t)\rho(t) \frac{d}{dt}c(t) \\ = Q_{sf}(t)\rho_f(t)c_f(t) - Q_{sp}(t)\rho(t)c(t) \end{aligned} \quad (3.4-8)$$

Simplificando y despejando $\frac{d}{dt}c(t)$, se tiene:

$$\boxed{\frac{d}{dt}c(t) = \frac{Q_{sf}(t)\rho_f(t)}{V(t)\rho(t)}(c_f(t) - c(t))} \quad (3.4-9)$$

Se define ρ en función de c , sabiendo que:

$$\rho = \frac{m + q}{\frac{m}{\rho_o} + \frac{q}{\rho_w}} \quad (3.4-10)$$

y,

$$c = \frac{m}{m + q} \quad (3.4-11)$$

Con m siendo la masa de mineral contenido en el pozo y q la masa de agua contenido en el pozo. Despejando q de (3.4-11) y reemplazando en (3.4-10), se tiene que:

$$\rho = \frac{\frac{m}{c}}{\frac{m}{\rho_o} + \frac{m}{\rho_w}\left(\frac{1}{c} - 1\right)} \quad (3.4-12)$$

Simplificando se llega a:

$$\rho = \frac{\rho_o\rho_w}{\rho_o - c(\rho_o - \rho_w)} \quad (3.4-13)$$

Luego los flujos máxicos de mineral y agua en la descarga del pozo son:

$$p = Q_{sp}\rho c \quad (3.4-14)$$

y,

$$q_p = Q_{sp}\rho(1 - c) \quad (3.4-15)$$

La distribución granulométrica del flujo de sólidos en la descarga del pozo $\bar{\mathbf{p}}$, es la misma distribución que tiene el material contenido en el pozo $\bar{\mathbf{m}}$ y está dada por la siguiente función de estado:

$$\boxed{\frac{d}{dt}\mathbf{m}(t) = \mathbf{f}(t) - p(t)\bar{\mathbf{m}}(t)} \quad (3.4-16)$$

De esta última se obtiene el vector \mathbf{m} , del cual se obtiene m y $\bar{\mathbf{m}}$. Así se puede obtener el volumen ocupado por la pulpa en el pozo, en función de m , c y ρ de la ecuación (3.4-13). Luego como:

$$\rho = \frac{m + q}{V} \quad (3.4-17)$$

de la ecuación (3.4-11) y despejando V se llega a:

$$V = \frac{m}{\rho c} \quad (3.4-18)$$

La dureza viene dada bajo la suposición de mezcla perfecta, por la ecuación presentada en [5]:

$$\boxed{\frac{d}{dt}\gamma(t) = \frac{Q_{sf}(t)}{V(t)}(\gamma_f(t) - \gamma(t))} \quad (3.4-19)$$

Al resolver las ecuaciones (3.4-9), (3.4-16) y (3.4-19) se deben ingresar las condiciones iniciales, estas vendrán dadas en función de:

- nivel L_0 del estanque
- concentración inicial c_0
- vector de granulometría inicial $\bar{\mathbf{m}}_0$
- dureza inicial γ_0

Particularmente la condición inicial de (3.4-16) será:

$$\mathbf{m}_0 = m_0 \bar{\mathbf{m}}_0, \quad (3.4-20)$$

donde m_0 se puede obtener de la siguiente expresión:

$$c_0 = \frac{m_0}{m_0 + q_0} \quad (3.4-21)$$

donde q_0 es obtenida de:

$$V_0 = \frac{m_0}{\rho_o} + \frac{q_0}{\rho_w} \Rightarrow q_0 = \rho_w \left(V_0 - \frac{m_0}{\rho_o} \right) \quad (3.4-22)$$

donde V_0 es obtenida de:

$$L_0 = \frac{V_0}{Cap} 100 \Rightarrow V_0 = \frac{L_0 Cap}{100} \quad (3.4-23)$$

Despejando m_0 utilizando las ecuaciones (3.4-21) a (3.4-23) se llega a:

$$m_0 = \frac{c_0 \rho_w \rho_o}{\rho_o - c_0(\rho_o - \rho_w)} \frac{L_0 Cap}{100} \quad (3.4-24)$$

Finalmente basta ingresar condiciones iniciales de dureza, granulometría, concentración y nivel, para poder correr el modelo.

3.5. [M015] Molino SAG

Entradas:

$\bar{\mathbf{f}}$: Vector de granulometría de entrada al Molino SAG.

f : Flujo másico de entrada al Molino SAG [Toneladas/Min].

γ_f : Dureza del material de entrada al Molino SAG.

q_f : Volumen de entrada de agua al Molino SAG.

Salidas:

\bar{p} : Vector de granulometría de salida del Molino SAG.

p : Flujo másico de salida del Molino SAG [Toneladas/Min].

γ_p : Dureza del material de salida del Molino SAG.

q_p : Volumen de salida de agua del Molino SAG.

M_p : Potencia consumida por el Molino SAG.

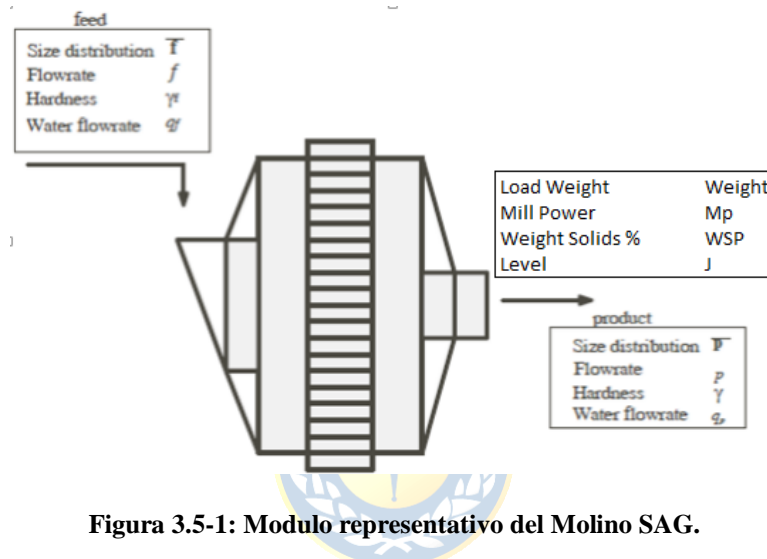


Figura 3.5-1: Módulo representativo del Molino SAG.

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

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 las partículas más pequeñas, mediante el impacto entre ellas mismas. En los molinos SAG, a diferencia de los molinos AG (autógenos), se agregan algunas bolas de acero para ayudar a la molienda. En los molinos de bolas o de barras son estos elementos los que producen la conminución.

El modelamiento de los molinos SAG ha sido desarrollado por diferentes investigadores [1], [2], [3] y [8]. En este simulador, el modelo desarrollado por Amestica [1] fue implementado. Las variables de entrada y salida se muestran en la Figura 3.5-1.

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

3.5.1 Proceso de 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 de menor tamaño, ayudadas por el impacto de bolas de acero, reducen tamaño del mineral contenido en el molino. Se tendrá una tasa específica de molienda para cada tamaño y está dependerá principalmente del hold-up de mineral, así como también de la dureza con que viene en ese momento el mineral (también del diámetro de las bolas y de la configuración del circuito, ver [8]). Se dirá 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 él. El mineral que es rechazado por la parrilla permanece dentro del molino continuando su reducción de tamaño. La clasificación para cada tamaño dependerá principalmente de las variables de densidad del material retenido dentro el molino y de la apertura de la parrilla.

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 usados en [1], [2], [3], [7] y [10].

El simulador trabaja con vectores de flujos máxicos de mineral por intervalos de tamaño (\mathbf{f}). Se define x_i como el tamaño representativo de partículas que pertenecen a un cierto intervalo de tamaños. Como convención x_1 es el tamaño mayor y x_n es el tamaño menor, así ($\forall i \in \mathbb{N}, 1 \leq i \leq n \Rightarrow x_1 \geq x_i \geq x_n$).

El fenómeno de molienda dentro del molino, es modelado por el siguiente diagrama de bloques:

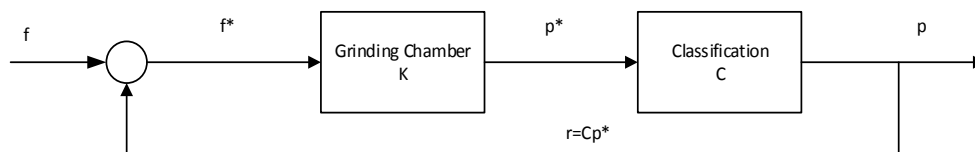


Figura 3.5-2: Diagrama de bloques del transporte de masa del molino SAG

De la Figura 3.5-2, se describen los siguientes parámetros

\mathbf{m}_i es la masa de mineral en el intervalo de tamaño i ,

\mathbf{f}_i es el flujo máxico de mineral de alimentación en el intervalo de tamaño i ,

\mathbf{f}_i^* es el flujo máxico de mineral de alimentación a la cámara de molienda en el intervalo de tamaño i ,

\mathbf{p}_i es el flujo máxico de mineral de descarga en el intervalo de tamaño i ,

p_i^* es el flujo másico de mineral de descarga desde cámara de molienda en el intervalo de tamaño i ,
 m es la masa de mineral total contenido en el molino (Hold-up de mineral),
 f es el flujo másico total de alimentación al molino,
 p es el flujo másico total de descarga del molino,
 f^* es el flujo másico total de alimentación a la cámara de molienda,
 p^* es el flujo másico total de descarga desde la cámara de molienda,
 q_f es el flujo másico de alimentación de agua al molino,
 q_p es el flujo másico de descarga de agua desde el molino, y
 q_{mill} es la masa de agua contenida en el molino (Hold-up de agua).

El proceso es dividido en dos pasos. El primer bloque representa la cámara de molienda, el proceso de reducción de partículas es identificado y modelado. El segundo bloque representa la clasificación del flujo de mineral emergente desde la cámara de molienda y considera el efecto de la parrilla y los alzadores de pulpa. Para completar la descripción del sistema es necesario considerar la relación entre el flujo de alimentación y el nivel de carga del molino. Las partículas alimentadas al molino son molidas en la cámara de molienda y posteriormente transportadas a la zona de descarga, donde de acuerdo a una probabilidad de clasificación, ellas son devueltas a la cámara de molienda para su posterior molienda o en otro caso se convierten en parte del flujo de salida del molino.

A. Velocidad específica de molienda

Se analiza el proceso de molienda dentro del molino. El mecanismo de molienda usado aquí es uno usado por Amestica en [1], este utiliza 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 \mathbf{f}_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, \mathbf{f}_1^{*A} contiene sólo los flujos de tamaño x_1 , es decir $\mathbf{f}_1^{*A} = \mathbf{f}_1$. De forma análoga, \mathbf{f}_2^{*A} representa la suma de los flujos de mineral de tamaños representativos mayores o iguales a x_2 ($\mathbf{f}_2^{*A} = \mathbf{f}_1 + \mathbf{f}_2$), \mathbf{f}_3^{*A} representa la suma de los flujos de mineral de tamaños representativos mayores o iguales a x_3 ($\mathbf{f}_3^{*A} = \mathbf{f}_1 + \mathbf{f}_2 + \mathbf{f}_3$), etc. y el último elemento \mathbf{f}_n^{*A} representa la suma de los flujos de mineral de los tamaños representativos mayores o iguales a x_n o todos los tamaños ($\mathbf{f}_n^{*A} = \sum_{k=1}^n \mathbf{f}_k$).

En Figura 3.5-3 es mostrada en forma esquemática los flujos retenidos por malla para la alimentación a la cámara de molienda.

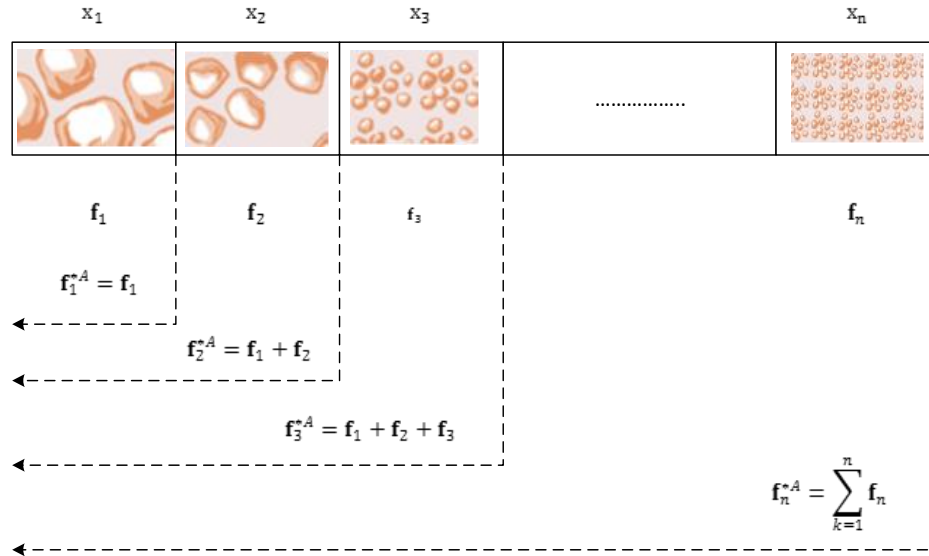


Figura 3.5-3: Esquema representativo de flujos acumulados por malla

Se definen 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:

$$\mathbf{f}_i^{*A} = \sum_{k=1}^i \mathbf{f}_k^* \quad \mathbf{f}^{*A} = [\mathbf{f}_1^{*A} \mathbf{f}_2^{*A} \mathbf{f}_3^{*A} \dots \mathbf{f}_n^{*A}] \quad (3.5-1)$$

- Flujos de descarga de la cámara de molienda:

$$\mathbf{p}_i^{*A} = \sum_{k=1}^i \mathbf{p}_k^* \quad \mathbf{p}^{*A} = [\mathbf{p}_1^{*A} \mathbf{p}_2^{*A} \mathbf{p}_3^{*A} \dots \mathbf{p}_n^{*A}] \quad (3.5-2)$$

El mineral acumulado dentro del molino se denomina hold-up y se representa por $\mathbf{m} = [\mathbf{m}_1 \mathbf{m}_2 \mathbf{m}_3 \dots \mathbf{m}_n]$ en que \mathbf{m}_1 es la cantidad de mineral de tamaño representativo x_1 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:

$$\mathbf{m}_i^A = \sum_{k=1}^i \mathbf{m}_k \quad \mathbf{m}^A = [\mathbf{m}_1^A \mathbf{m}_2^A \mathbf{m}_3^A \dots \mathbf{m}_n^A] \quad (3.5-3)$$

En la cámara de molienda se tiene que la variación en el tiempo del mineral de tamaño mayor o igual a x_i contenido dentro del molino, será igual al mineral de tamaño mayor o igual a x_i que entre, menos el que salga y menos el mineral de tamaño mayor o igual a x_i que producto de la molienda pase

a tamaños inferiores a x_i . Si \mathbf{K}_{ii}^A es la tasa con que partículas de tamaño i o mayor pasan a tamaños inferiores a i , se puede escribir que:

$$\frac{d}{dt} \mathbf{m}_i^A(t) = \mathbf{f}_i^{*A}(t) - \mathbf{p}_i^{*A}(t) - \mathbf{K}_{ii}^A(t) \mathbf{m}_i^A(t) \quad (3.5-4)$$

Y en forma matricial se tiene:

$$\frac{d}{dt} \mathbf{m}^A(t) = \mathbf{f}^{*A}(t) - \mathbf{p}^{*A}(t) - \mathbf{K}^A(t) \mathbf{m}^A(t) \quad (3.5-5)$$

donde \mathbf{K}^A es una matriz diagonal que contiene las tasas de molienda de mineral acumulado por malla.

$$\mathbf{K}^A = \begin{pmatrix} \mathbf{K}_1^A & 0 & 0 \\ 0 & \ddots & 0 \\ 0 & 0 & \mathbf{K}_n^A \end{pmatrix} \quad (3.5-6)$$

El elemento \mathbf{K}_n^A se define como la tasa de desaparición del material total en el sistema, por lo tanto, respetando la ley de conservación de masa se tiene que:

$$\mathbf{K}_n^A = 0 \quad (3.5-7)$$

Luego la variación del hold-up total será la diferencia entre los flujos de entrada y salida, es decir:

$$\frac{d}{dt} m(t) = f^*(t) - p^*(t) \quad (3.5-8)$$

Vale decir: “La variación en el tiempo de todo 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 intervalos de tamaños, se transforman las ecuaciones obtenidas para flujos acumulados por malla en ecuaciones por intervalos de tamaño:

Para el tamaño x_1 :

$$\frac{d}{dt} \mathbf{m}_1^A(t) = \mathbf{f}_1^{*A}(t) - \mathbf{p}_1^{*A}(t) - \mathbf{K}_1^A(t) \mathbf{m}_1^A(t) \quad (3.5-9)$$

Como:

$$\mathbf{m}_1^A = \mathbf{m}_1 \qquad \mathbf{f}_1^{*A} = \mathbf{f}_1^* \qquad \mathbf{p}_1^{*A} = \mathbf{p}_1^*$$

Se tiene:

$$\boxed{\frac{d}{dt} \mathbf{m}_1(t) = \mathbf{f}_1^*(t) - \mathbf{p}_1^*(t) - \mathbf{K}_1^A(t) \mathbf{m}_1(t)} \quad (3.5-10)$$

Para el tamaño x_2 :

$$\frac{d}{dt} \mathbf{m}_2^A(t) = \mathbf{f}_2^{*A}(t) - \mathbf{p}_2^{*A}(t) - \mathbf{K}_2^A(t) \mathbf{m}_2^A(t) \quad (3.5-11)$$

Como:

$$\mathbf{m}_2^A = \mathbf{m}_1 + \mathbf{m}_2 \quad \mathbf{f}_2^{*A} = \mathbf{f}_1^* + \mathbf{f}_2^* \quad \mathbf{p}_2^{*A} = \mathbf{p}_1^* + \mathbf{p}_2^*$$

Se tiene:

$$\frac{d}{dt} \mathbf{m}_1(t) + \frac{d}{dt} \mathbf{m}_2(t) = \mathbf{f}_1^*(t) + \mathbf{f}_2^*(t) - (\mathbf{p}_1^*(t) + \mathbf{p}_2^*(t)) - \mathbf{K}_2^A(t)(\mathbf{m}_1(t) + \mathbf{m}_2(t)) \quad (3.5-12)$$

Utilizando (3.5-12):

$$\boxed{\frac{d}{dt} \mathbf{m}_2(t) = \mathbf{f}_2^*(t) - \mathbf{p}_2^*(t) - (\mathbf{K}_2^A(t) - \mathbf{K}_1^A(t)) \mathbf{m}_1(t) - \mathbf{K}_2^A(t) \mathbf{m}_2(t)} \quad (3.5-13)$$

Para el tamaño \mathbf{x}_3 :

$$\frac{d}{dt} \mathbf{m}_3^A(t) = \mathbf{f}_3^{*A}(t) - \mathbf{p}_3^{*A}(t) - \mathbf{K}_3^A(t) \mathbf{m}_3^A(t) \quad (3.5-14)$$

Como:

$$\mathbf{m}_2^A = \mathbf{m}_1 + \mathbf{m}_2 + \mathbf{m}_3 \quad \mathbf{f}_2^{*A} = \mathbf{f}_1^* + \mathbf{f}_2^* + \mathbf{f}_3^* \quad \mathbf{p}_2^{*A} = \mathbf{p}_1^* + \mathbf{p}_2^* + \mathbf{p}_3^*$$

Se tiene:

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt} \mathbf{m}_1(t) + \frac{d}{dt} \mathbf{m}_2(t) + \frac{d}{dt} \mathbf{m}_3(t) &= \mathbf{f}_1^*(t) + \mathbf{f}_2^*(t) + \mathbf{f}_3^*(t) - (\mathbf{p}_1^*(t) + \mathbf{p}_2^*(t) + \mathbf{p}_3^*(t)) \\ &\quad - \mathbf{K}_3^A(t)(\mathbf{m}_1(t) + \mathbf{m}_2(t) + \mathbf{m}_3(t)) \end{aligned} \quad (3.5-15)$$

Utilizando (3.5-12) y (3.5-15):

$$\boxed{\frac{d}{dt} \mathbf{m}_3(t) = \mathbf{f}_3^*(t) - \mathbf{p}_3^*(t) - (\mathbf{K}_3^A(t) - \mathbf{K}_2^A(t))(\mathbf{m}_1(t) + \mathbf{m}_2(t)) - \mathbf{K}_3^A(t) \mathbf{m}_3(t)} \quad (3.5-16)$$

Para el tamaño \mathbf{x}_i :

$$\frac{d}{dt} \mathbf{m}_i^A(t) = \mathbf{f}_i^{*A}(t) - \mathbf{p}_i^{*A}(t) - \mathbf{K}_i^A(t) \mathbf{m}_i^A(t) \quad (3.5-17)$$

Como:

$$\mathbf{m}_i^A = \sum_{k=1}^i \mathbf{m}_k \quad \mathbf{f}_i^{*A} = \sum_{k=1}^i \mathbf{f}_k^* \quad \mathbf{p}_i^{*A} = \sum_{k=1}^i \mathbf{p}_k^*$$

Procediendo de la misma forma que antes se obtiene:

$$\boxed{\frac{d}{dt} \mathbf{m}_i(t) = \mathbf{f}_i^*(t) - \mathbf{p}_i^*(t) - (\mathbf{K}_i^A(t) - \mathbf{K}_{i-1}^A(t)) \sum_{k=1}^{i-1} \mathbf{m}_k(t) - \mathbf{K}_i^A(t) \mathbf{m}_i(t)} \quad (3.5-18)$$

Para el tamaño \mathbf{x}_n :

$$\frac{d}{dt} \mathbf{m}_n(t) = \mathbf{f}_n^*(t) - \mathbf{p}_n^*(t) - (\mathbf{K}_n^A(t) - \mathbf{K}_{n-1}^A(t)) \sum_{k=1}^{n-1} \mathbf{m}_k(t) - \mathbf{K}_n^A(t) \mathbf{m}_n(t) \quad (3.5-19)$$

Dado que $\mathbf{K}_n^A = 0$ se tiene:

$$\boxed{\frac{d}{dt} \mathbf{m}_n(t) = \mathbf{f}_n^*(t) - \mathbf{p}_n^*(t) + \mathbf{K}_{n-1}^A(t) \sum_{k=1}^{n-1} \mathbf{m}_k(t)} \quad (3.5-20)$$

Escribiendo las ecuaciones en forma matricial se obtiene:

$$\boxed{\frac{d}{dt} \mathbf{m}(t) = \mathbf{f}^*(t) - \mathbf{p}^*(t) + \mathbf{D}(t) \mathbf{m}(t)} \quad (3.5-21)$$

en donde los elementos de la matriz \mathbf{D} tienen los siguientes valores:

$$\mathbf{D}_{i,j} = \begin{cases} 0 & i < j \\ \mathbf{K}_i^A & i = j \\ \mathbf{K}_i^A - \mathbf{K}_{i-1}^A & i > j \end{cases} \quad (3.5-22)$$

Donde \mathbf{D} es una matriz triangular inferior.

En general, para cualquier vector de flujo másico, se tiene la siguiente ecuación:

$$\mathbf{f}^A = \mathbf{R} \cdot \mathbf{f} \quad (3.5-23)$$

Esto convierte un vector de flujo acumulado por malla, en un vector de flujo másico por tamaños. En donde \mathbf{R} es una matriz triangular inferior dada por:

$$\mathbf{R} = \begin{cases} 0 & i < j \\ 1 & i \geq j \end{cases} \quad (3.5-24)$$

Luego,

$$\mathbf{m}^A = \mathbf{R} \cdot \mathbf{m} \quad \mathbf{f}^{*A} = \mathbf{R} \cdot \mathbf{f}^* \quad \mathbf{p}^{*A} = \mathbf{R} \cdot \mathbf{p}^*$$

Reemplazando esto último en (3.5-5)

$$\frac{d}{dt} \mathbf{R} \cdot \mathbf{m}(t) = \mathbf{R} \cdot \mathbf{f}^*(t) - \mathbf{R} \cdot \mathbf{p}^*(t) - \mathbf{K}^A(t) \cdot \mathbf{R} \cdot \mathbf{m}(t) \quad (3.5-25)$$

Multiplicando por la inversa de \mathbf{R} por la izquierda:

$$\boxed{\frac{d}{dt} \mathbf{m}(t) = \mathbf{f}^*(t) - \mathbf{p}^*(t) - \mathbf{R}^{-1} \cdot \mathbf{K}^A(t) \cdot \mathbf{R} \cdot \mathbf{m}(t)} \quad (3.5-26)$$

Igualando (3.5-21) con (3.5-26) se llega a la siguiente relación:

$$\boxed{\mathbf{D} = \mathbf{R}^{-1} \mathbf{K}^A \mathbf{R}} \quad (3.5-27)$$

Hasta el momento se han 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 \mathbf{K}_i^A para poder determinar \mathbf{D} .

Se ha observado experimentalmente que las tasas \mathbf{K}_i^A dependen fuertemente del flujo de mineral, hold-up de mineral, potencia eléctrica consumida por el motor del molino y características intrínsecas del mineral, como su dureza.

En [2] se determinó que el producto entre el material retenido dentro del molino m y la tasa efectiva de molienda \mathbf{K}_i^A son directamente proporcionales a la potencia consumida por el molino M_p y a la tasa específica efectiva de molienda \mathbf{K}_i^{AE} las cuales dependen sólo de características del mineral. Por lo que:

$$m\mathbf{K}_i^A = M_p\mathbf{K}_i^{AE} \quad (3.5-28)$$

Luego:

$$\mathbf{K}_i^A = \frac{M_p}{m} \mathbf{K}_i^{AE} \quad (3.5-29)$$

Otra forma de determinar \mathbf{K}_i^A es usando la correlación desarrollada por Austin y utilizada en [7],

$$\mathbf{k}_i^A = \hat{a} \left(\frac{x_i}{x_n} \right)^{\hat{\alpha}} \frac{1}{1 + \left(\frac{x_i}{\hat{\mu}} \right)^{\hat{\Lambda}}} + \hat{a}_s \left(\frac{x_i}{x_1} \right)^{\hat{\alpha}_s} \quad (3.5-30)$$

Donde \hat{a} , $\hat{\mu}$, $\hat{\Lambda}$, \hat{a}_s son parámetros ajustables y $\hat{\alpha}$, $\hat{\alpha}_s$ son parámetros fijos de la función de tasa efectiva de molienda. Estos parámetros están relacionados con J_B (fracción de llenado de bolas del molino). Formándose $\mathbf{K}^A = \text{diag}(\mathbf{k}^A)$

$$\hat{\alpha} = 0.34 \quad (3.5-31)$$

$$\hat{a}_s = 4.42 \quad (3.5-32)$$

$$\hat{a} = 0.25 + 50J_B \left[\frac{1}{h} \right] \quad (3.5-33)$$

$$\hat{\mu} = 9.3 + 173.6J_B [mm] \quad (3.5-34)$$

$$\hat{\Lambda} = 0.8 + 2.2J_B \quad (3.5-35)$$

$$\hat{a}_s = 11.1 + 48J_B \left[\frac{1}{h} \right] \quad (3.5-36)$$

En [8] es usada la expresión (3.5-30) para encontrar \mathbf{K}_i^{AE} acomodando los parámetros para que ahora estén en función de J (fracción de la carga total del molino),

$$\mathbf{k}_i^{AE} = a \left(\frac{x_i}{x_n} \right)^\alpha \frac{1}{1 + \left(\frac{x_i}{\mu} \right)^\Lambda} + a_s \left(\frac{x_i}{x_1} \right)^{\alpha_s} \quad (3.5-37)$$

Donde a, μ, Λ, a_s son parámetros ajustables y α, α_s son parámetros fijos de la función de tasa específica efectiva de molienda. Formándose $\mathbf{K}^{AE} = \text{diag}(\mathbf{k}^{AE})$.

$$\alpha = 0.4 \quad (3.5-38)$$

$$\alpha_s = 4 \quad (3.5-39)$$

$$a = 0.165 \left[\frac{1}{h} \right] \quad (3.5-40)$$

$$\mu = 6.36J^{-0.552} [mm] \quad (3.5-41)$$

$$\Lambda = 0.495J^{-0.327} \quad (3.5-42)$$

$$a_s = 0.199 \left[\frac{1}{h} \right] \quad (3.5-43)$$

Luego \mathbf{D} es representado por:

$$\mathbf{D} = \frac{M_p}{m} \mathbf{R}^{-1} \mathbf{K}^{AE} \mathbf{R} \quad (3.5-44)$$

Luego,

$$\boxed{\frac{d}{dt} \mathbf{m}(t) = \mathbf{f}^*(t) - \mathbf{p}^*(t) - \mathbf{D}(t) \mathbf{m}(t)} \quad (3.5-45)$$

B. Potencia

Cuando el molino gira con velocidad constante, la potencia eléctrica que este consume dependerá de la carga interna del molino. En Austin [2] fue desarrollada una ecuación del efecto del volteo de la carga de mineral con bolas, comparándola con datos de plantas industriales, la que sugiere que la potencia neta para los molinos semiautógenos cilíndricos puede calcularse a partir de:

$$M_p = K D^{2.5} L (1 - A J) f(\phi_c) J \rho_c, \quad (3.5-46)$$

Con:

$$f(\phi_c) = \phi_c \left(1 - \frac{0.1}{2^{9-10\phi_c}} \right) \quad (3.5-47)$$

Donde M_p está en kW ; D es el diámetro interno del molino (*metros*), L es el largo interno del molino (*metros*); J es la fracción de carga interna total del molino; J_B es la fracción de llenado de bolas del molino; ε_B es la porosidad efectiva de la carga, tomada como 0.3; ρ_o y ρ_b son las densidades de

rocas y bolas (*tons por metro cúbico*), respectivamente; w_c es la fracción en peso de rocas en agua y rocas en el molino, tomado como 0.8; ϕ_c es la fracción de velocidad crítica; A es una constante adimensional relacionada con el ángulo de inclinación efectivo de la carga y el ángulo medio que subtiende la superficie del deslizamiento de la carga; y K es una constante calculada con datos reportados ($L = 4.9$ [m], $D = 9.1$ [m] and $\frac{L}{D} = 0.54$) de los molinos SAG [$kW/ton m^{0.5}$].

Considerando que el material dentro del molino es de un solo tipo, este material equivalente se determina por el hold-up de mineral, hold-up de agua y hold-up de bolas. La densidad de este material equivalente será:

$$\rho_c = \frac{m + q_{mill} + W_B}{V_{eq}} \quad (3.5-48)$$

En donde:

- q_{mill} : Hold-up de agua
- W_B : Hold-up de bolas
- V_{eq} : Volumen que ocupa el material equivalente

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

$$\rho_c = \frac{m + q_{mill} + W_B}{J V} \quad (3.5-49)$$

Así,

$$J \rho_c = \frac{m + q_{mill} + W_B}{V} \quad (3.5-50)$$

El hold-up de mineral se puede calcular basado en la suma del vector de distribución de masa retenida por intervalo de tamaño:

$$m = \sum_{k=1}^n \mathbf{m}_k \quad (3.5-51)$$

Se tiene el sub-modelo asociado al modelo de potencia propuesto por Austin en [3] y ocupado en [8] y [9], en el cual se supone que la carga de mineral y bolas se mezclan en forma aditiva para obtener el nivel de llenado de mineral J , cada carga está caracterizada por su densidad y sus porosidades. Luego considerando que ε_B es la porosidad equivalente de la carga interna, ρ_o es la densidad del mineral y J_B es el nivel de carga de bolas en el interior del molino, la relación entre hold-up de mineral y el nivel de llenado de mineral es la siguiente:

$$m = V[(1 - \varepsilon_B)J\rho_o - (1 - 0.4)J_B\rho_o] \quad (3.5-52)$$

Por lo tanto se puede calcular el nivel de llenado de mineral a partir de esta última ecuación:

$$J = \frac{\frac{m}{V\rho_o} - (1 - 0.4)J_B}{(1 - \varepsilon_B)} \quad (3.5-53)$$

El hold-up de bolas se calcula de la siguiente forma:

$$W_B = (1 - 0.4)J_B V \rho_b \quad (3.5-54)$$

Usando (3.5-50) para sustituir $J \rho_c$ en (3.5-46),

$$M_p = K D^{2.5} L (1 - A J) \phi_c \left(1 - \frac{0.1}{2^{9-10\phi_c}} \right) \left[\frac{m + q_{mill} + W_B}{V} \right] \quad (3.5-55)$$

C. Clasificación

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 definen las tasas de rechazo por intervalo de tamaño \mathbf{c}_i de manera que:

$$\mathbf{r}_i = \mathbf{c}_i \mathbf{p}_i^* \quad (3.5-56)$$

Con \mathbf{r}_i siendo el flujo de rechazo de mineral para el tamaño representativo x_i

$$\mathbf{p}_i = (1 - \mathbf{c}_i) \mathbf{p}_i^* \quad (3.5-57)$$

Con \mathbf{p}_i siendo el flujo de descarga del molino para el tamaño representativo x_i , las ecuaciones matriciales son:

$$\mathbf{r} = \mathbf{C} \cdot \mathbf{p}^* \quad (3.5-58)$$

Con \mathbf{C} siendo la matriz de clasificación, en donde su diagonal se compone del vector \mathbf{c}

$$\mathbf{p} = (1 - \mathbf{C}) \mathbf{p}^* \quad (3.5-59)$$

El criterio utilizado en [7] para calcular la razón de circulación interna, consiste en suponer que las partículas más pequeñas bajo un cierto tamaño atraviesan la parrilla con una misma eficiencia de clasificación. Esto implica que las curvas granulométricas acumuladas pasantes de carga interna y producto serán casi paralelas en el rango de tamaños finos. Sin embargo para tamaños menores y cercanos a la abertura de la parrilla se esperará una disminución en la clasificación, para tamaños más gruesos que la abertura de parrilla se estimará que quedarán dentro del molino para pasar a la etapa de molienda nuevamente. En [1] se encuentra la siguiente figura en donde se puede ver el efecto de variar el porcentaje de sólidos en peso a una abertura de parrilla fija de 12.5 mm.

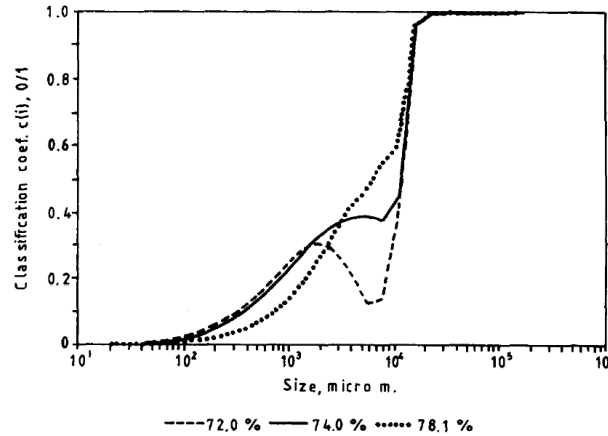


Fig. 2. Effect of the mill pulp solids percentage c_p on the c_i 's.

Figura 3.5-4: Efecto del porcentaje de sólidos sobre función de clasificación

En [7] se propone una fórmula para estimar la tasa de rechazo de la parrilla del molino SAG, se consideran los efectos de la parrilla y los alzadores de pulpa, dada por:

$$c_i = 1 - (c_{1i} + c_{2i}) \quad (3.5-60)$$

Donde:

$$c_{1i} = \frac{1}{1 + \left(\frac{x_i}{k_{c1} d_{50}} \right)^{\lambda_c}} \quad (3.5-61)$$

Y

$$c_{2i} = \psi \cdot \beta \cdot (x_i \cdot M)^{k_{\beta} \cdot \beta - 1} e^{-\psi \cdot (x_i \cdot M)^{k_{\beta} \cdot \beta}} \quad (3.5-62)$$

Donde,

$$\psi = k_{\psi} \cdot e^{-13.12 \ln(C_p) - 6.61} \quad (3.5-63)$$

Y,

$$M = k_M \cdot e^{16.53 \ln(C_p) + 5.54} \quad (3.5-64)$$

Con C_p , siendo la fracción de sólidos en peso de la pulpa:

$$C_p = \frac{m}{m + q} \quad (3.5-65)$$

Se encontró que la única forma para llegar a las curvas mostradas por [7], fue cuando se modificaba la ecuación (3.5-62) con inversión de signo, obteniendo la siguiente ecuación:

$$c_{2i} = -\psi \cdot \beta \cdot (x_i \cdot M)^{k_{\beta} \cdot \beta - 1} e^{-\psi \cdot (x_i \cdot M)^{k_{\beta} \cdot \beta}} \quad (3.5-66)$$

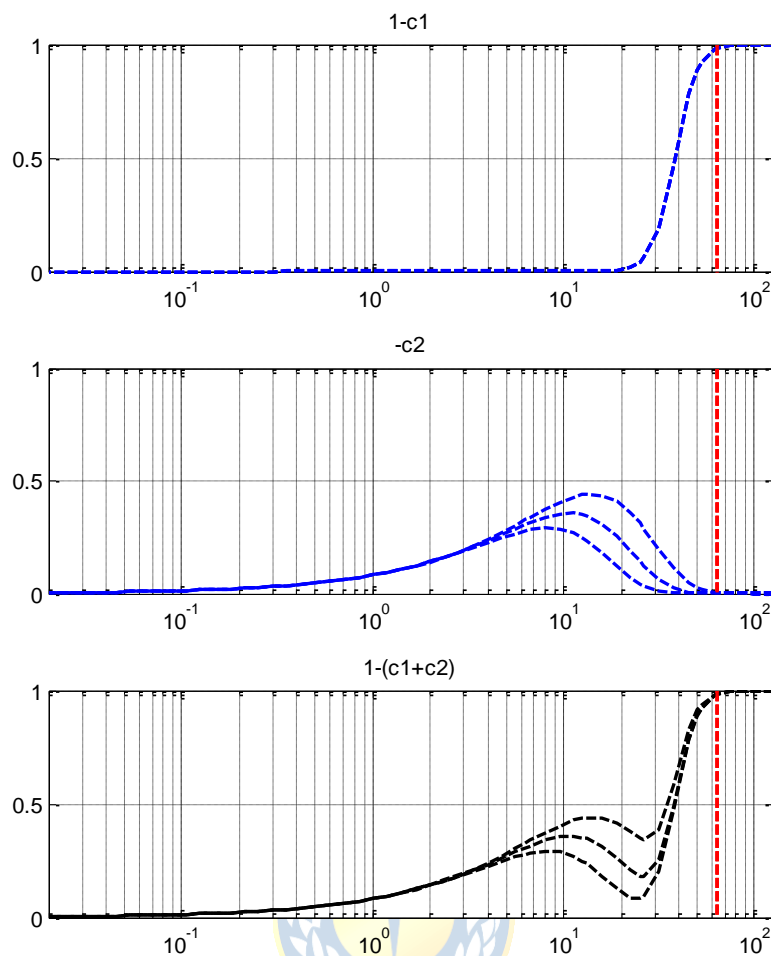


Figura 3.5-5: Variación del % de sólidos (en peso) en la pulpa. (Los peaks decrecen en función del incremento del %SOL [68% 70% 72%], en rojo abertura parrilla de 63.5 mm

Se definieron $k_\beta, k_{c1}, k_\psi, k_M$ como ganancias que variarán levemente el modelo original basado en otros datos similares, para acomodar el modelo a una curva de clasificación acorde a lo esperado teóricamente. d_{50} es definido como la abertura de la parrilla.

Para calcular las tasas de descarga se utiliza la siguiente relación: la fracción de descarga de mineral de la cámara de molienda es directamente proporcional a la fracción de hold-up de mineral dentro el molino:

$$\frac{1}{p} \mathbf{p}^* = \frac{1}{m} \mathbf{m} \quad (3.5-67)$$

Donde,

$$p = \sum_{k=1}^n \mathbf{p}_k^* \quad (3.5-68)$$

Empíricamente en [7] se determina la siguiente relación:

$$p = k_p \sqrt{m} \quad (3.5-69)$$

En que k_p es una constante identificable para cada molino. De la Figura 3.5-2 se tiene que:

$$f^* = f + r \quad (3.5-70)$$

Luego, de (3.5-58) y (3.5-59), se obtiene:

$$\boxed{\frac{d}{dt} \mathbf{m}(t) = \mathbf{f}(t) + \mathbf{C}(t) \mathbf{p}^*(t) - \mathbf{p}^*(t) - \mathbf{D}(t) \mathbf{m}(t)} \quad (3.5-71)$$

D. Efecto de la dureza del mineral

Se denomina dureza a la resistencia a ser rayado que ofrece la superficie lisa de un mineral, y refleja, de alguna manera, su resistencia a ser pulido o lijado. El grado de dureza se mide en mineralogía por comparación, determinándose la facilidad o dificultad en que un mineral es rayado por otro. Un mineral blando siempre es rayado por cualquier mineral más duro y nunca al revés. Numéricamente esta dureza relativa se establece dentro de un intervalo [1-10] gracias a la escala de diez minerales corrientes definidos por F. Mohs.

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 realizan de la misma forma (por ejemplo la misma cantidad de explosivo), el cómo carga la pala a los camiones, cómo estos transportan y descargan el mineral en el chancador primario, y el cómo el mineral chancado cae a las correas transportadoras que llegan al molino SAG es realizado siempre de la misma forma, la dureza y la granulometría serán variables dependientes entre ellas. 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 aumenta la generación de mineral de tamaño demasiado pequeño para ser medio de molienda y con una tasa de molienda baja. Este es el llamado tamaño crítico y normalmente varía entre 2 cm y 5 cm (3/4"-2"), a mineral de este tamaño se le llama pebbles. Si está presente este rango de tamaño, implica que el material será difícil de fracturar y se empezará a acumular en el interior del molino disminuyendo la capacidad de molienda del equipo. En caso de tener un chancador de cono terciario conectado a la salida se verá aumentada la recirculación por este equipo hacia el molino SAG.

En los molinos de bolas la dureza también influye, pero debido a que la molienda es vía choque contra bolas de acero se esperarí un efecto menor al que en un molino 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. La eficiencia del molino se observa (se puede medir) en la descarga \mathbf{p} , esta depende de cuánto mineral \mathbf{r} recircule dentro del molino a causa de la parrilla interna (modelada mediante la matriz de clasificación \mathbf{C}) y de la eficiencia de la molienda dada por la matriz \mathbf{D} de tasa de molienda efectiva en intervalos de tamaños. Así se tiene que la eficiencia de la molienda depende de las tasas específicas de molienda. Por lo tanto se tendrá que multiplicar \mathbf{D} por una función de dureza γ que permita reproducir el efecto que esta provoca, dada por la siguiente expresión presentada en [5]:

$$\frac{d}{dt} \mathbf{m}(t) = \mathbf{f}(t) + \mathbf{C}(t)\mathbf{p}^*(t) - \mathbf{p}^*(t) - \gamma(t)\mathbf{D}(t)\mathbf{m}(t) \quad (3.5-72)$$

Cuando el mineral sea más duro, se asumirá que las tasas específicas de molienda se multiplicarán por una función $\gamma(t)$ de valor menor a uno que hará que las tasas de molienda sean menos eficientes que las tasas de molienda para mineral de dureza media; y que cuando el mineral sea más blando se multiplicará por la función $\gamma(t)$ de valor mayor a uno que provocará que las tasas de molienda sean más eficientes que las tasas de molienda de mineral de dureza media. Se escalará entonces la función de dureza entre $\gamma_{min} = 0.5$ y $\gamma_{max} = 1.5$ en los respectivos casos, ingresando al simulador el valor de la dureza en Mohs en escala [1-10].

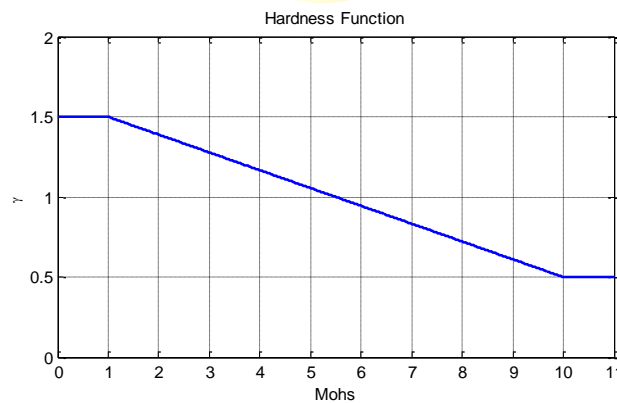


Figura 3.5-6: Función de dureza del mineral

Lo anterior es representado por la siguiente ecuación:

$$\gamma_f(t) = m_\gamma(\Gamma_f(t) - 1) + \gamma_{max} \quad (3.5-73)$$

Con γ_f la dureza del mineral de entrada, donde,

$$m_{\gamma_f} = \frac{\gamma_{max} - \gamma_{min}}{1 - 10} \quad (3.5-74)$$

Siendo m_{γ} la pendiente de la función. Además γ_f es limitada dentro del intervalo $[\gamma_{min}, \gamma_{max}]$.

En [5] la dureza del mineral dentro el molino se supone que se transporta a través del molino como:

$$\frac{d}{dt}\gamma(t) = \frac{f(t)}{m(t)}(\gamma_f(t) - \gamma(t)) \quad (3.5-75)$$

Donde γ es la dureza del mineral dentro el molino. Para la dureza de salida γ_p se tendrá

$$\gamma_p(t) = \gamma(t) \quad (3.5-76)$$

Para la dureza salida escalada en Mohs se tendrá:

$$\Gamma_p = \frac{1}{m_{\gamma}}(\gamma_p(t) - \gamma_{max}) + 1 \quad (3.5-77)$$

Esta última expresión será limitada entre el intervalo [0-10]

3.5.2 Proceso del Agua

El balance de agua está dado en términos del flujo de entrada q_f y el flujo de descarga q_p del molino.

$$\frac{d}{dt}q_{mill}(t) = q_f(t) - q_p(t) \quad (3.5-78)$$

Como el agua no es fraccionable, en la forma aplicada a los sólidos, no se tiene una ecuación matricial. Por ello mismo carece de sentido definir cambios, por lo que no aparece ninguna matriz \mathbf{K}^A 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. q_{mill} representa, entonces, el hold-up de agua en el molino.

El flujo de descarga, q_p , es proporcional al hold-up de agua en el molino q_{mill} . Sea $k_{q_{mill}}$ la tasa de descarga de agua,

$$q_p = k_{q_{mill}}q_{mill} \quad (3.5-79)$$

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

$$k_{q_{mill}} = k_{q1} + \frac{k_{q2}}{m^4} \quad (3.5-80)$$

Donde k_{q1}, k_{q2} son experimentalmente ajustadas. Así, la expresión final del balance de agua es:

$$\frac{d}{dt}q_{mill}(t) = q_f(t) - \left(k_{q1} + \frac{k_{q2}}{m^4(t)}\right)q_{mill}(t) \quad (3.5-81)$$

Capítulo 4. Balance del Circuito

4.1. Datos de Planta

Se ha tomado como referencia las variables consideradas en el control de la planta SAG1 de la Concentradora Colón de la División El Teniente de CODELCO [8], así como también de la planta de molienda SAG de minera Doña Inés de Collahuasi [18]. Se tiene que:

- **Diámetro [ft]: 36**
- **Largo [ft]: 16**
- **Potencia [kW]: 10500~13000, valor típico: 12500**
- **Flujo de mineral de alimentación [tph]: 1500~1600**
- **Densidad del mineral [kg/m³]: 3000**
- **Densidad de la pulpa dentro del molino [kg/m³]: 1875**
- **% de sólidos en peso dentro del molino: 70%**
- **% volumen ocupado por bolas: 12~18, valor típico: 17**
- **F50 [in.]: 2~2.5 promedio, valor típico: 1.5~1.8**

El flowsheet es el siguiente:

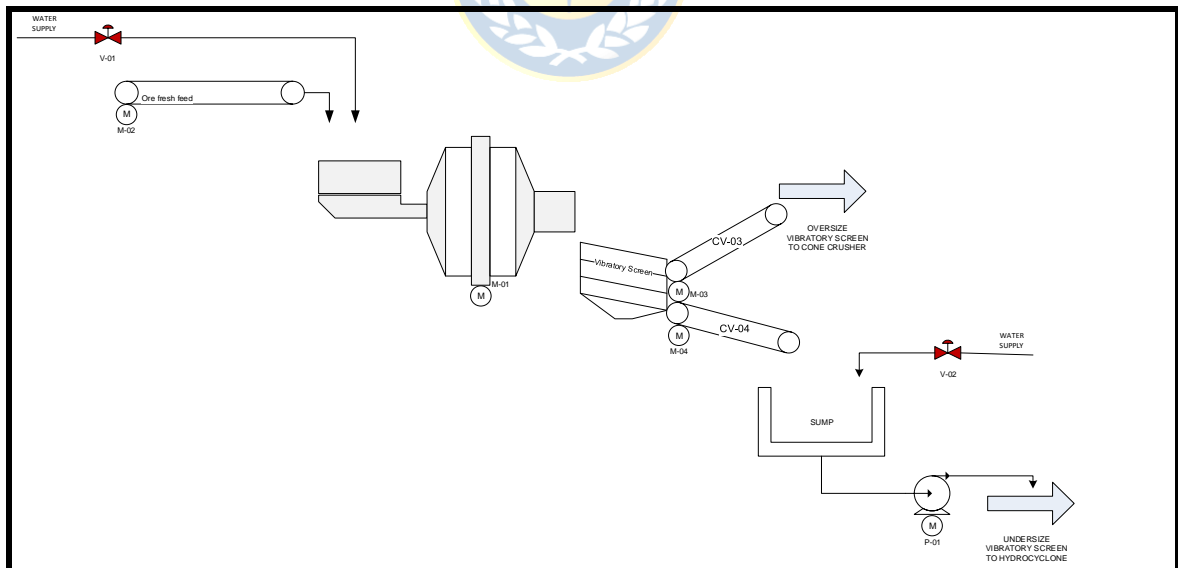


Figura 4.1-1: Flowsheet de planta molienda SAG

La instrumentación asociada se compone principalmente de:

- Transmisor de Potencia (*Power Transmitter*)

- Transmisor de Presión (*Pressure Transmitter*)
- Transmisor de Flujo (*Flow Transmitter*)
- Transmisor de Peso (*Weight Transmitter*)
- Transmisor de Velocidad (*Speed Transmitter*)
- Transmisor de granulometría o distribución de tamaños (*Granulometry Transmitter*)
- Transmisor Analizador de pH (*pH Transmitter*)
- Transmisor de Temperatura (*Temperature Transmitter*)
- Transmisor de Corriente (*Current Transmitter*)

Actualmente se trabaja con sensores de señales sonoras que sirven para estimar el porcentaje de sólidos en la pulpa dentro del molino, así como también para estimación del nivel de llenado. Se están usando modelos cada vez más avanzados, al analizar los diferentes espectros de este ruido en diversos casos.

Se desea controlar la carga y la potencia del molino, además de monitorear el porcentaje de sólidos en peso de la pulpa que ingresa al molino. También es interesante observar el comportamiento de los pebbles, los cuales corresponden al sobretamaño del harnero vibratorio seco. Los actuadores serán el feeder (alimentador), la válvula de agua y el motor del molino. La instrumentación que se va a considerar con fines de simulación serán:

- JT-01: Power Transmitter (Potencia consumida por molino)
- WT-01: Weight Transmitter (Presión de aceite en los cojinetes de Molino para estimar carga)
- FT-01: Flow Transmitter (Agua de alimentación al molino)
- WT-02: Weight Transmitter (Alimentación de mineral al molino)
- ST-01: Speed Transmitter (Velocidad molino)
- WT-03: Weight Transmitter (Sobre tamaño harnero vibratorio)
- WT-04: Weight Transmitter (Bajo tamaño harnero vibratorio)
- LT-01: Level Transmitter (Pozo)
- FT-02: Flow Transmitter (Agua de alimentación al pozo)
- AT-01: Analysis Transmitter (% sólidos lechada en molino)

Quedando así el siguiente diagrama de flujo:

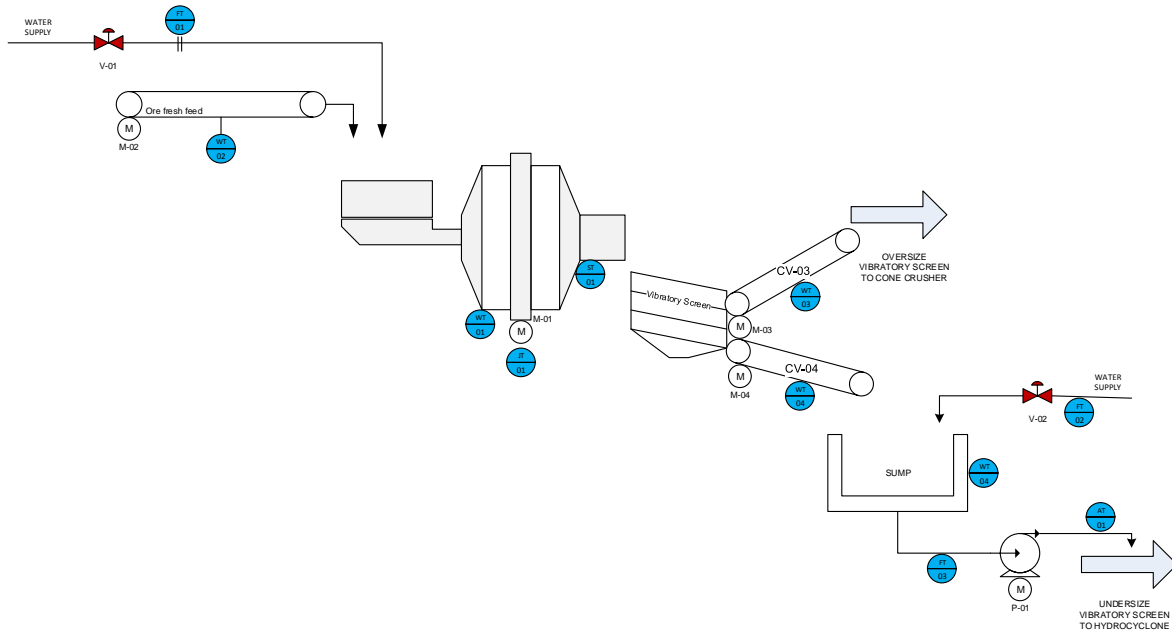


Figura 4.1-2: Diagrama de flujo planta moliente SAG.

Se modeló el comportamiento de los actuadores como el de un sistema de primer orden. Se ha estimado la dinámica de los actuadores a partir de valores típicos:

- Alimentador : $\tau_{feeder} = 2[seg]$
- Válvula de agua : $\tau_{valve} = 1[seg]$
- Motor molino SAG $\tau_{motor} = 120[seg]$

A continuación se observan las dinámicas correspondientes a cada equipo.

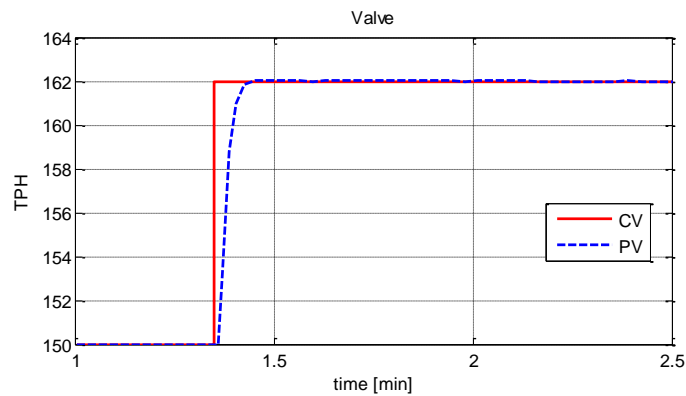


Figura 4.1-3: Respuesta de válvula en lazo abierto

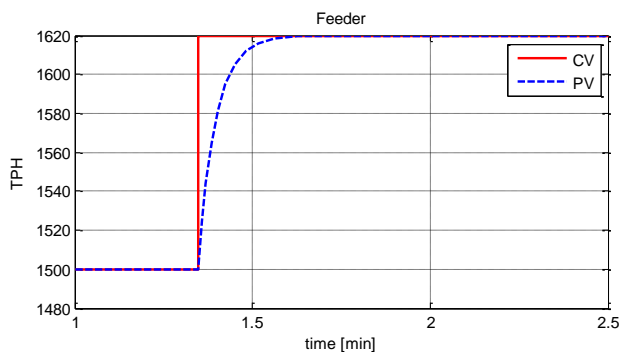


Figura 4.1-4: Respuesta de feeder en lazo abierto

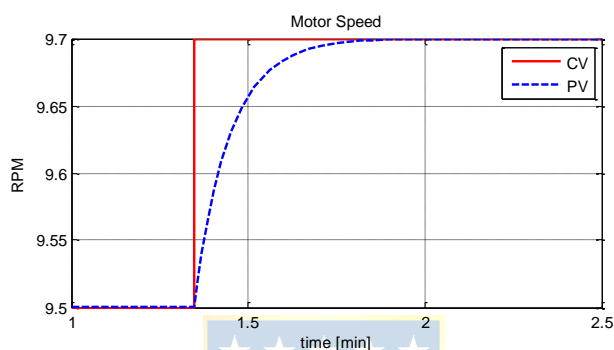


Figura 4.1-5: Respuesta de motor del molino en lazo abierto

4.2. Ajustes parámetros internos

De la ecuación (3.5-55) se observa que la potencia depende de parámetros fijos (en el modelo) como lo son el % de bolas, velocidad máxima de operación, diámetro, largo, velocidad crítica y constantes de ajuste. También depende de parámetros variables que se incluyen en la densidad del material y la fracción de llenado de mineral (J). Generalmente se describe el comportamiento de un molino SAG por la curva de potencia vs peso de la carga, en donde la carga está compuesta por la masa de bolas y pulpa (para el modelo se supondrá que sólo varía la masa de pulpa en el tiempo, y el desgaste de bolas no existirá). Para poder observar la no linealidad del modelo se dejará fija la densidad de la pulpa dentro el molino (implica % de sólidos fijo) y se irá variando la cantidad de mineral retenido en el molino. Se podrá observar que el % de sólidos de la pulpa dentro del molino irá variando según varía J, teniendo como valor típico 70% de sólidos en peso.

Se ajustará el valor de la constante K para que el peak esté en el valor que se requiere. Dado que la zona de trabajo operativa (lineal) es hasta aproximadamente 13 MW, se fijará el peak de potencia en ese valor. La constante que se ajusta de la ecuación (3.5-55):

$$K = 14.4$$

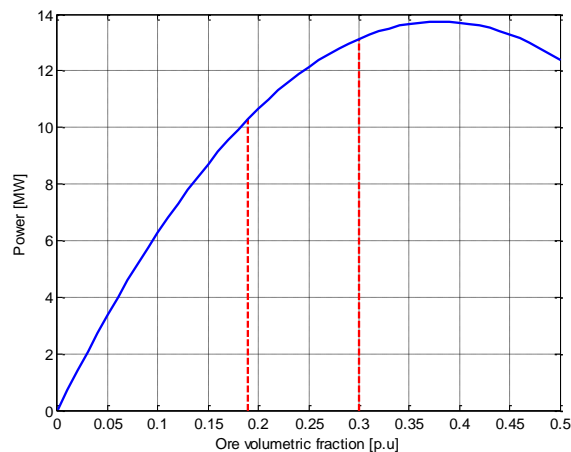


Figura 4.2-1: Curva potencia vs peso de la carga del molino SAG.

4.2.1 Matriz de Clasificación

La matriz de clasificación C , es dependiente del porcentaje de sólidos como lo indican las ecuaciones (3.5-63), (3.5-64) y (3.5-65). Se ajusta el modelo en base a [7].

4.2.2 Matriz de Fractura

La fractura del mineral es dependiente de la fracción de llenado del molino, la cual se estableció que correspondería a la suma de las masas correspondiente a mineral, agua y bolas, esto lo reafirman las ecuaciones (3.5-37) a (3.5-43), en donde se ajustan los parámetros en función de [8] y [9]:

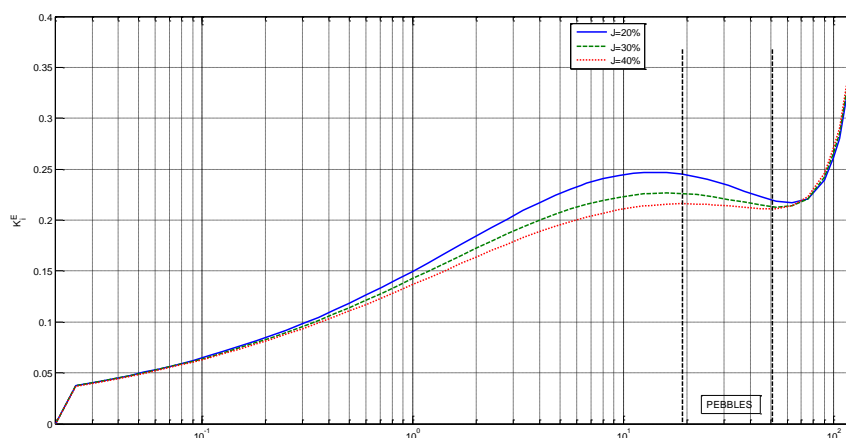


Figura 4.2-2: Variación velocidad de fractura según % de mineral de llenado.

4.3. Comportamiento de variables y validación de modelo

A continuación se presenta el comportamiento de las variables internas y externas del modelo ajustado, ante variaciones en % de sólidos en peso, aumento flujo de mineral de alimentación, dureza mineral, velocidad del molino y % de bolas dentro molino.

4.3.1 Variación del % de Sólidos en Pulpa de Entrada al Molino

Se observará a continuación el comportamiento de las variables del modelo de molino SAG ante una variación del % de sólidos en peso, de la pulpa de entrada del molino, desde 91% al 93%, esperando que la respuesta entre en estado estacionario para luego volver al 91%.

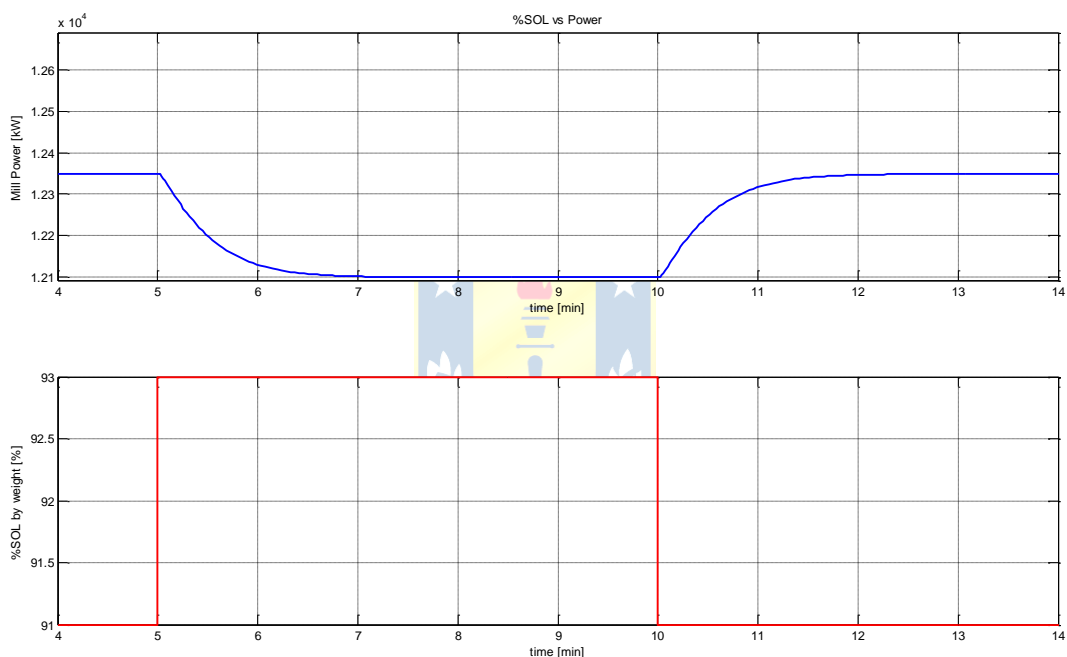


Figura 4.3-1: Comportamiento de potencia del molino ante variación %Sólidos en pulpa de entrada.

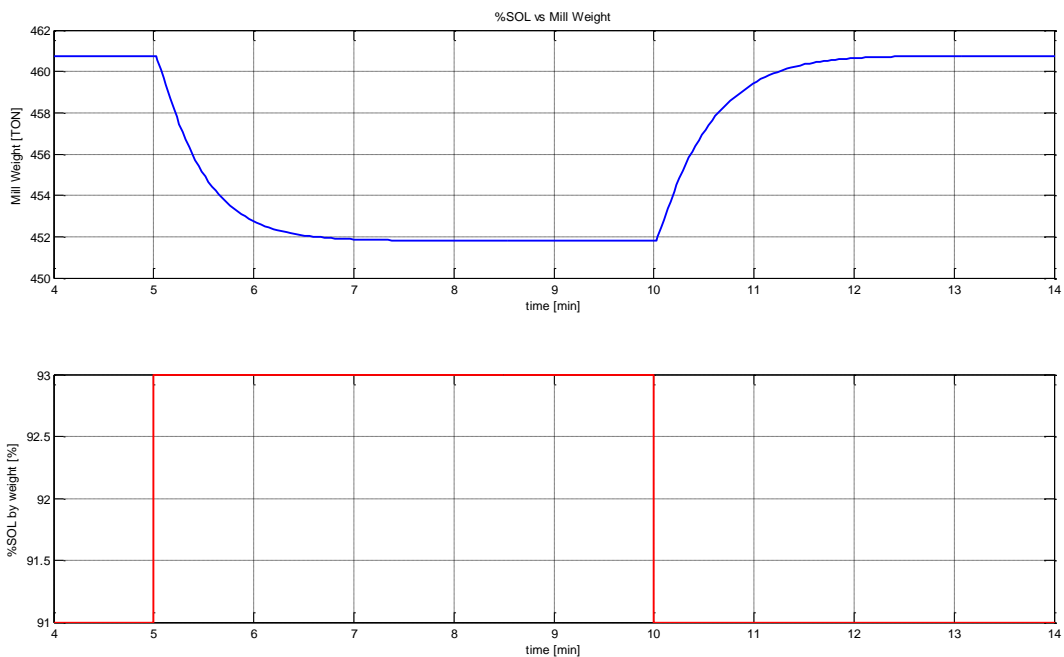


Figura 4.3-2: Comportamiento de peso de carga del molino ante variación %Sólidos en pulpa de entrada.

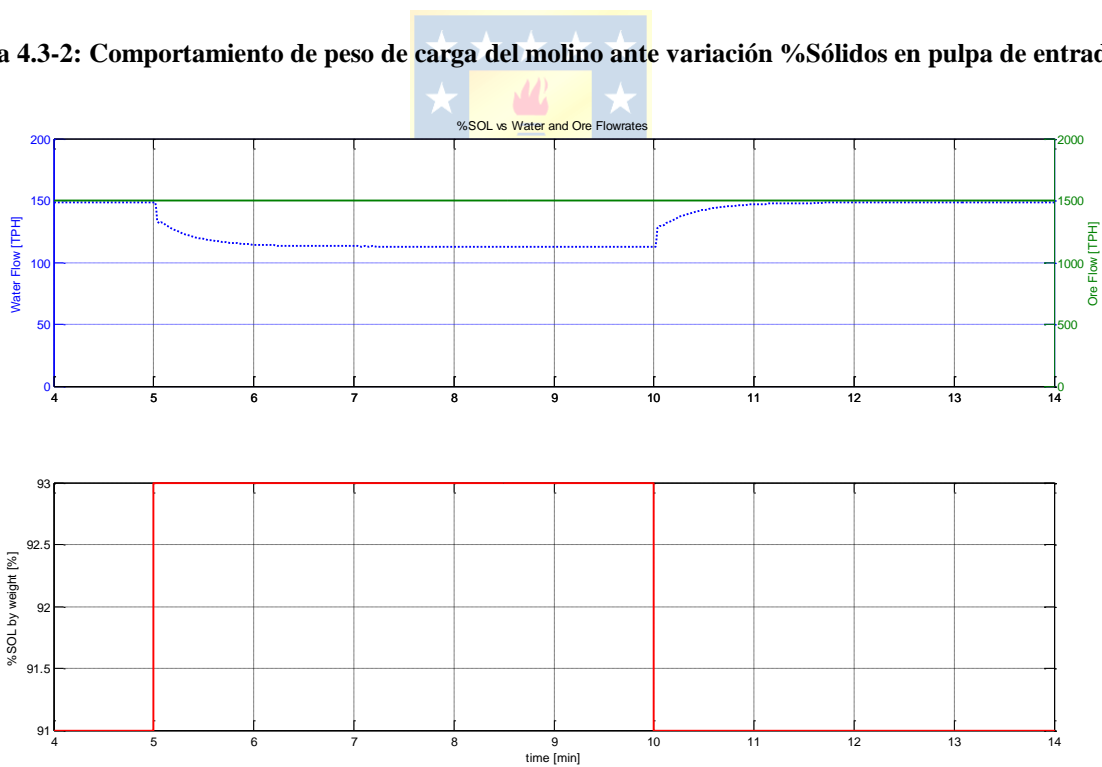


Figura 4.3-3: Variación de flujo de agua para provocar una variación en %sólidos en pulpa de entrada.

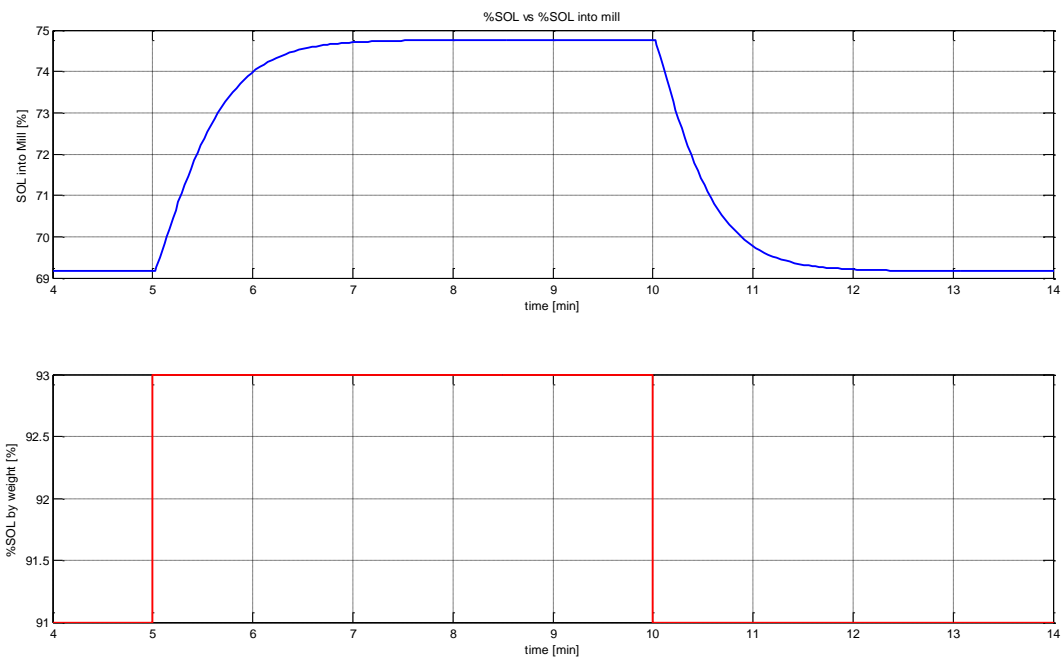


Figura 4.3-4: Comportamiento del % de sólidos en la carga interna del molino ante variación %sólidos en pulpa de entrada.

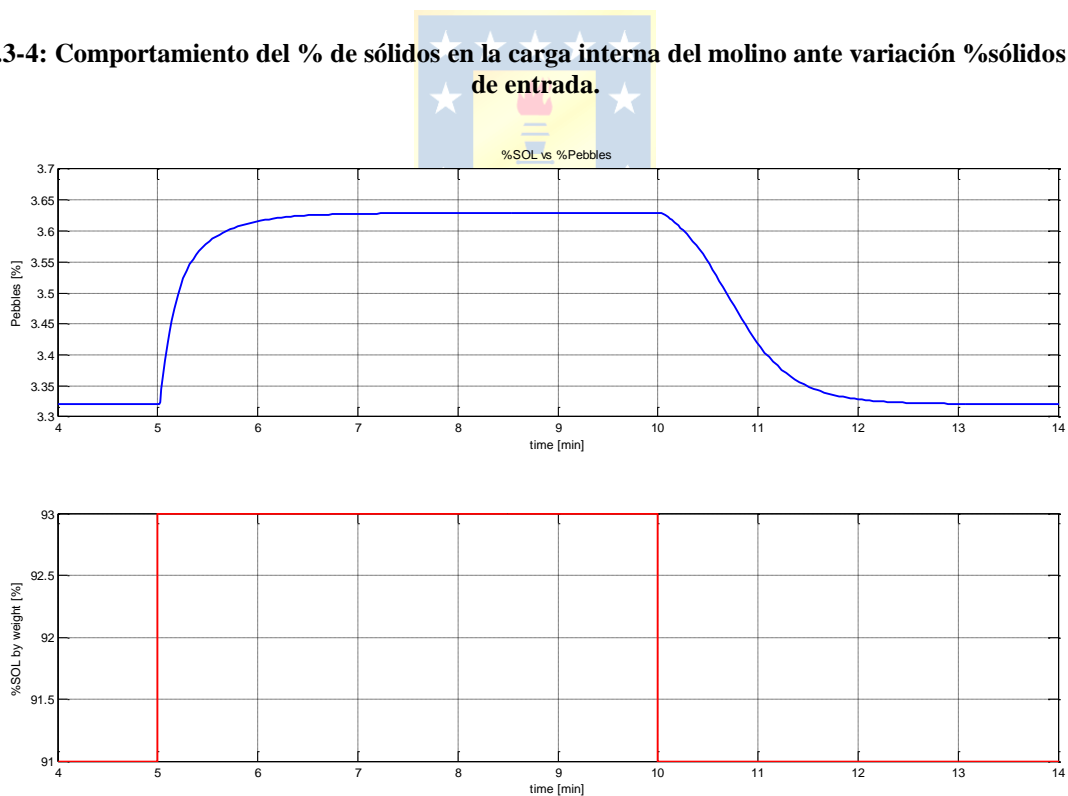


Figura 4.3-5: Comportamiento del % de Pebbles ante variación %sólidos en pulpa de entrada.

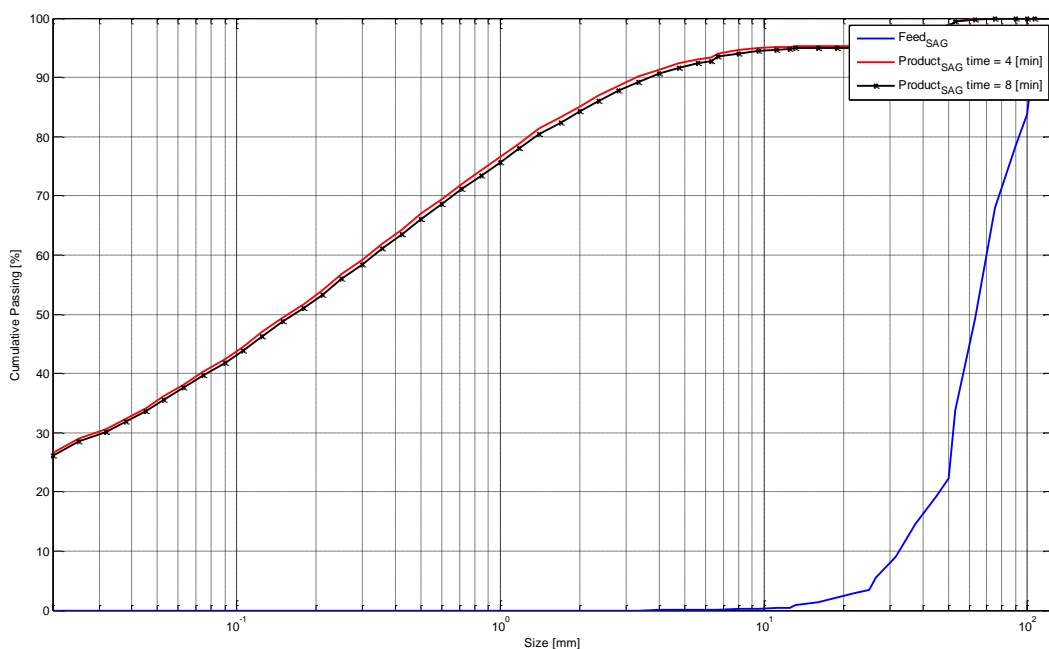


Figura 4.3-6: Distribución de tamaño de salida ante variación de % de sólidos en pulpa de entrada.

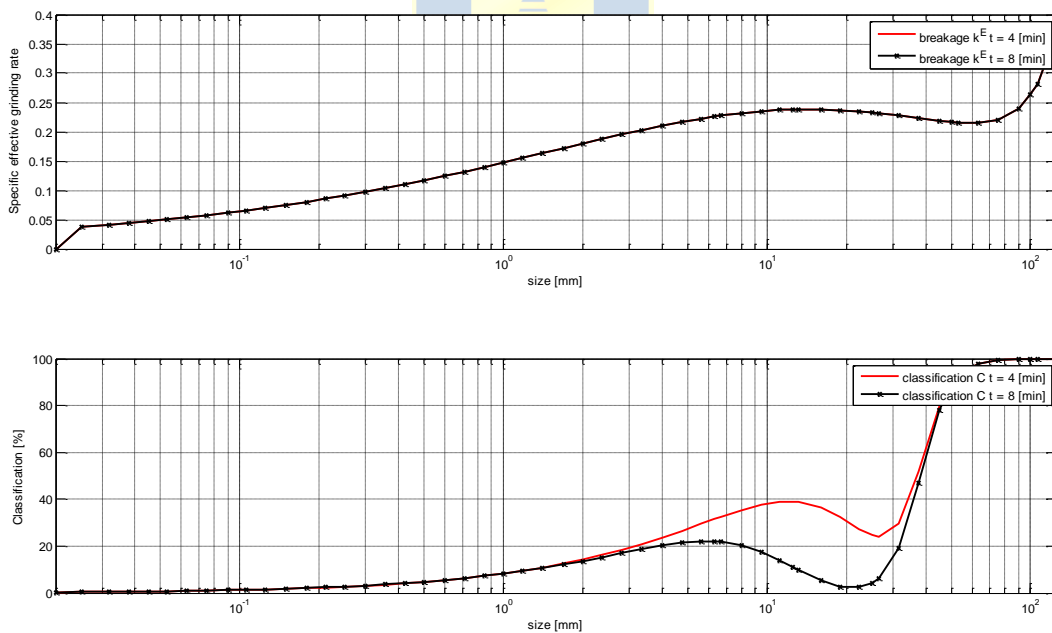


Figura 4.3-7: Comportamiento clasificación y fractura ante variación de % de sólidos en pulpa de entrada.

En la Figura 4.3-1 se observa que al incrementar el % de sólidos en la pulpa de entrada, la potencia consumida es menor ya que baja el nivel de carga interna, esto último se puede apreciar en la Figura 4.3-2.

Hay que considerar que lo único que se varía en esta prueba es el flujo de agua, provocando así que entre una menor cantidad de pulpa, donde la carga interna de material retenido en el molino también baja. Debido a la dinámica, de primer orden, agregada a la válvula, el comportamiento del flujo de agua, y a la vez el % de sólidos varía de forma similar, mostrado en la Figura 4.3-3.

El % de sólidos en la carga interna, mostrado en la Figura 4.3-4, se incrementa gradualmente, a consecuencia de esto sale una mayor cantidad de pebbles por la parrilla, Figura 4.3-5, debido a que la clasificación es dependiente del porcentaje de sólidos de la pulpa retenida del molino, según ecuaciones (3.5-37) a (3.5-43). Al aumentar el % de sólidos en la pulpa retenida del molino, se observa en la Figura 4.3-7 que el mínimo local de selección tiende a desaparecer, esto quiere decir que el material retenido dentro del molino será mayor, además de aumentar la cantidad de gruesos dentro el molino, teniendo con esto mayor número de elementos moledores. El detalle es que estos elementos moledores están dentro de la región denominada pebbles, la cual tiene una baja considerable de la tasa específica de fractura, además de ser muy pequeño para ser un buen elemento moedor. En el porcentaje acumulado pasante del producto observado en la Figura 4.3-6 se representa una desviación hacia la derecha, lo que quiere decir que el material es más grueso.

La tasa específica de fractura de cada tamaño de roca vista en la Figura 4.3-7 no presenta notorias modificaciones debido a que esta presenta cambios más palpables frente a un cambio relevante en el % de llenado de mineral (o peso de la carga).

4.3.2 Variación del Flujo de Mineral de Entrada al Molino

Se observará a continuación el comportamiento de las variables ante una variación del flujo de mineral de entrada del molino, desde 1500 [TPH] a 1620 [TPH]. Se mantendrá constante el % de sólidos en peso de la pulpa de entrada en 91%.

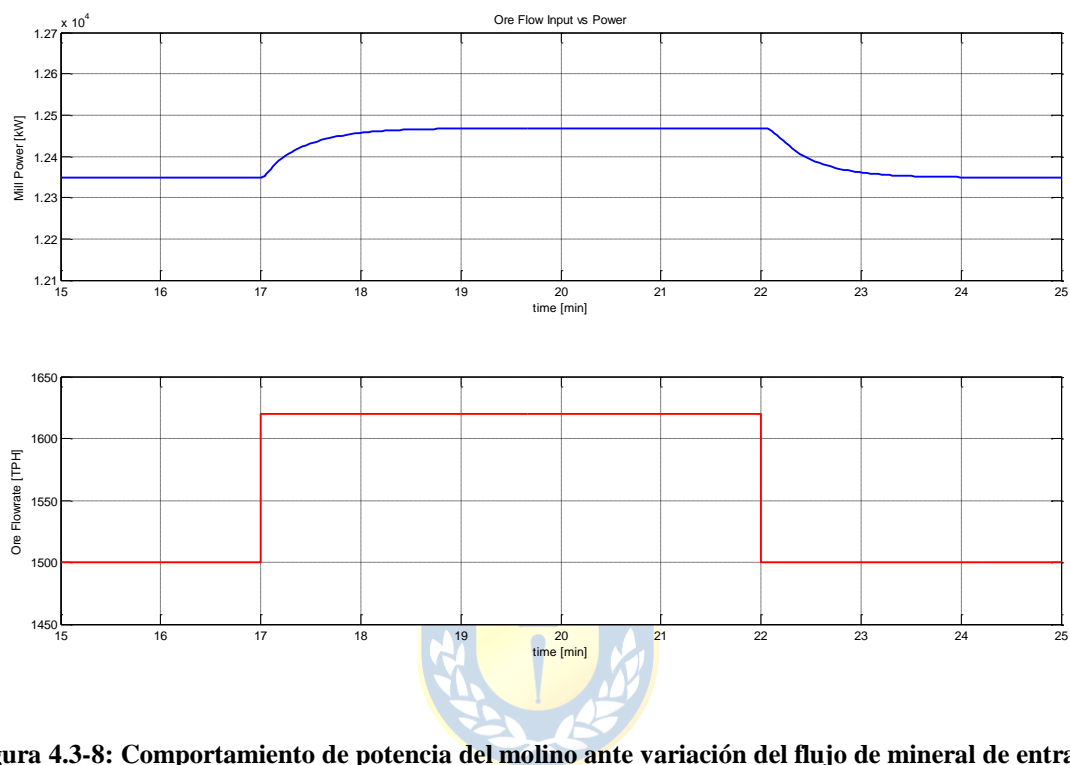


Figura 4.3-8: Comportamiento de potencia del molino ante variación del flujo de mineral de entrada.

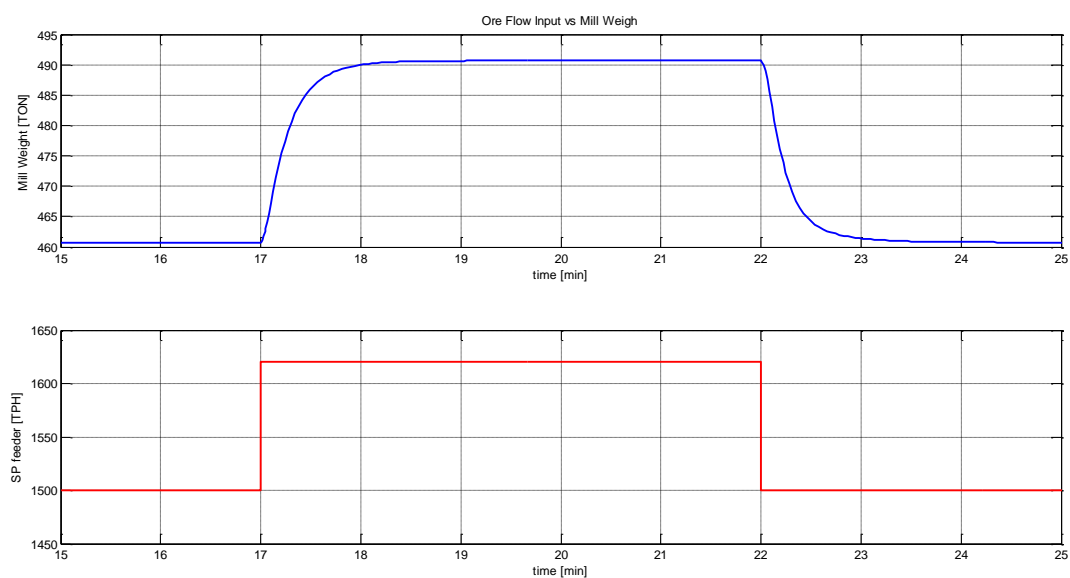


Figura 4.3-9: Comportamiento de peso de carga del molino ante variación del flujo de mineral de entrada.

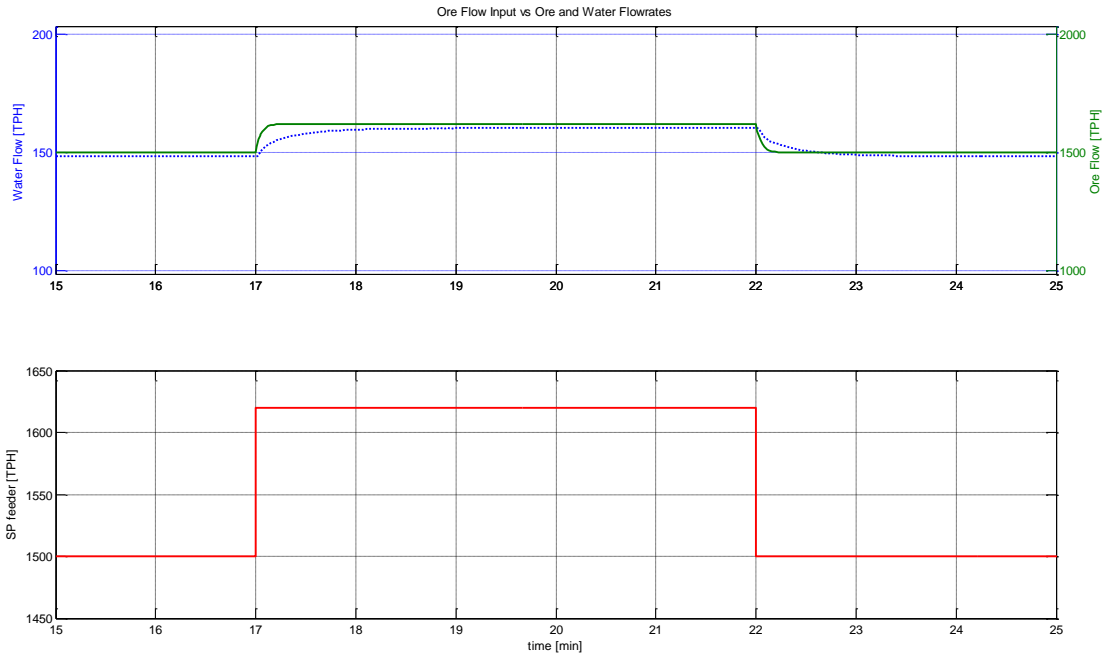


Figura 4.3-10: Variación de flujo de agua para provocar una variación del flujo de mineral de entrada con % de sólidos igual al 91%.

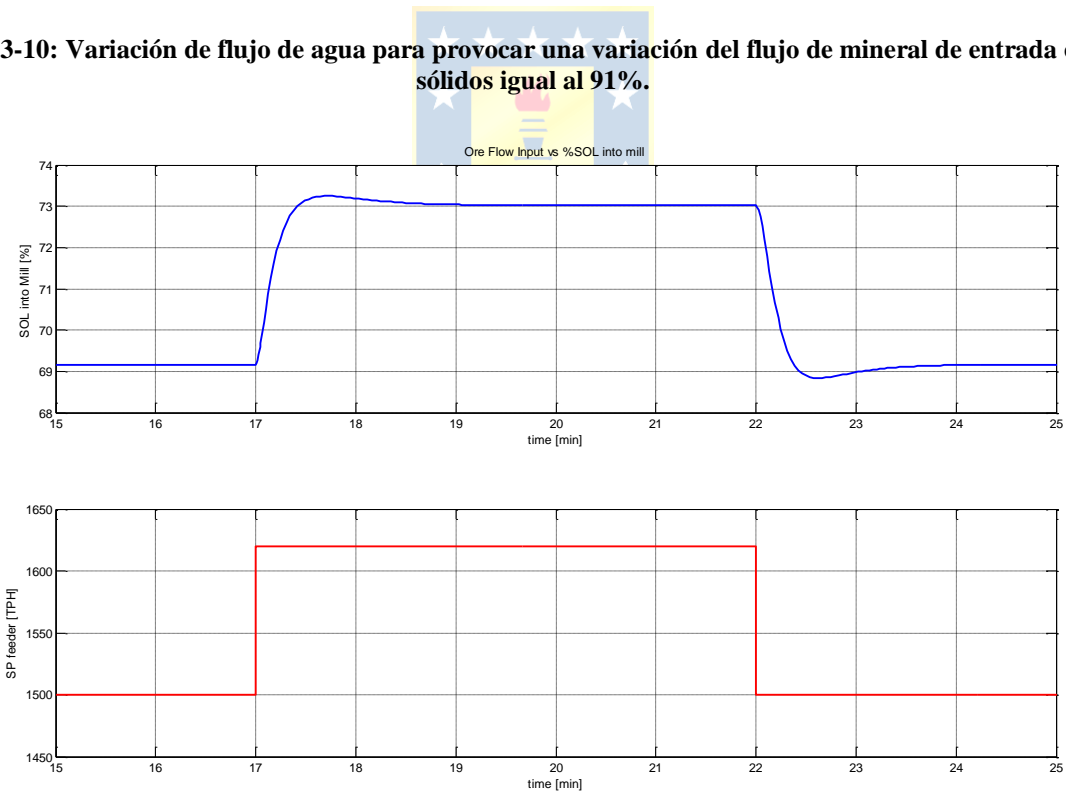


Figura 4.3-11: Comportamiento del % de sólidos en la carga interna del molino ante variación del flujo de mineral de entrada.

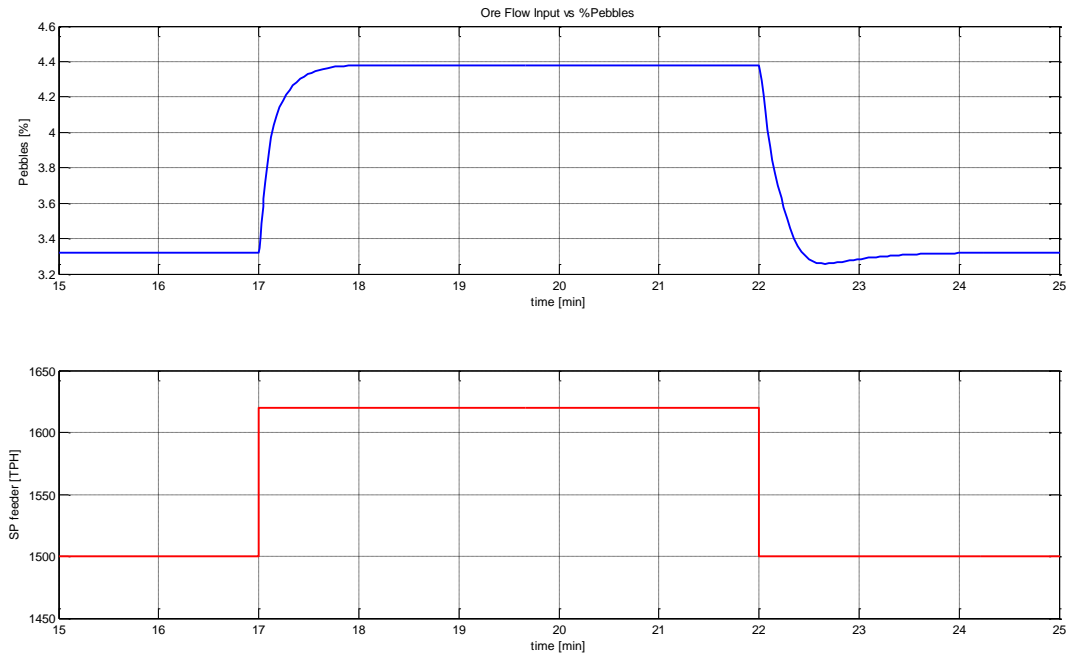


Figura 4.3-12: Comportamiento del % de Pebbles ante variación del flujo de mineral de entrada.

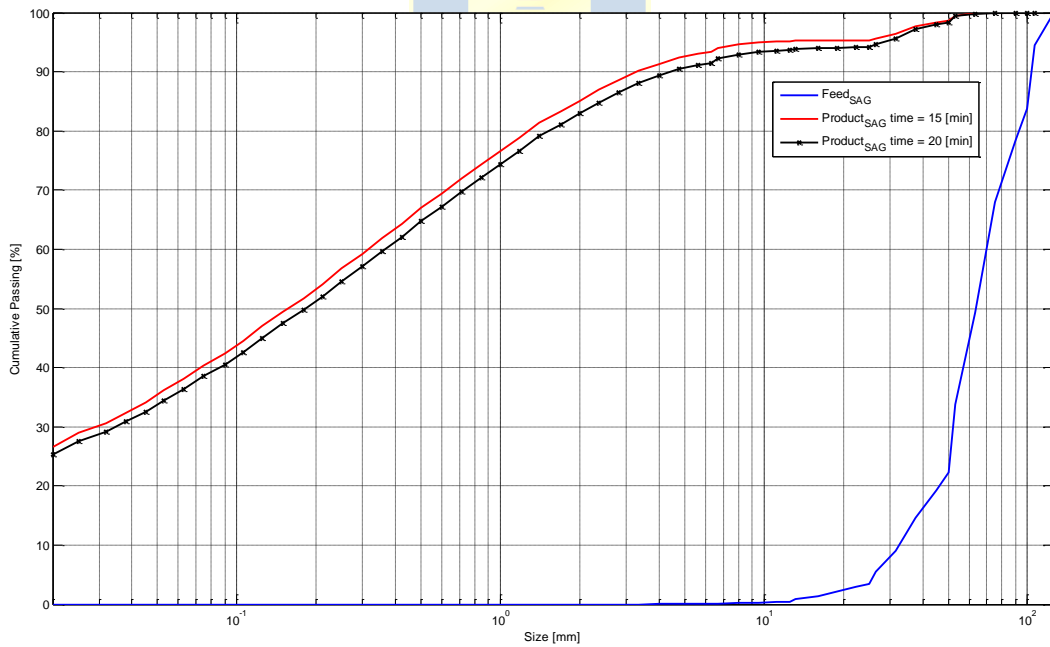


Figura 4.3-13: Distribución de tamaño de salida ante variación de % de sólidos en pulpa de entrada.

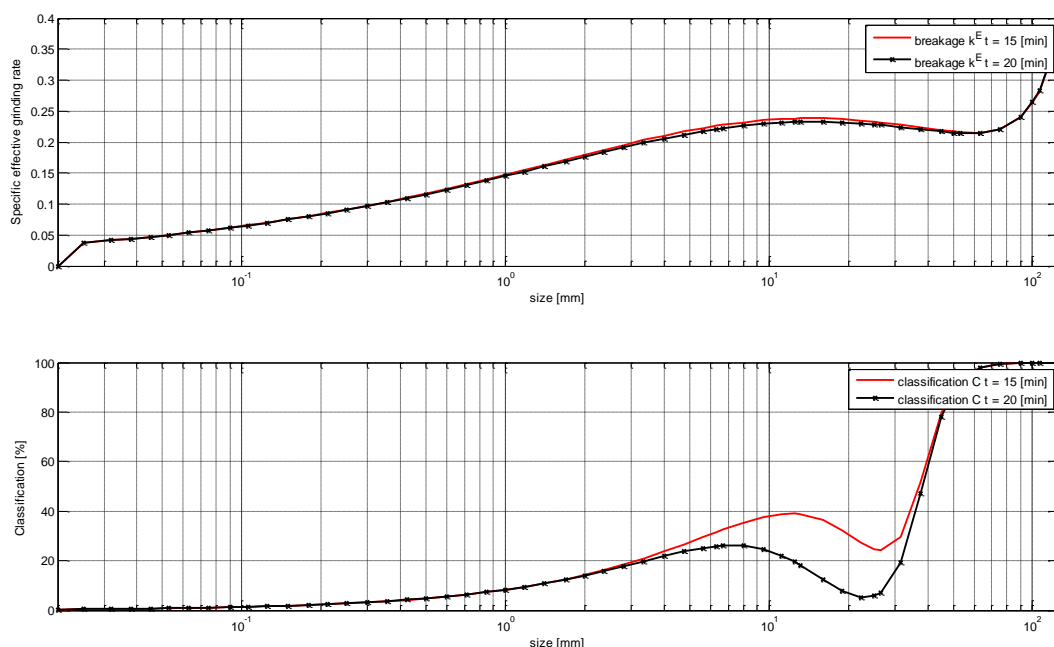


Figura 4.3-14: Comportamiento clasificación y fractura ante variación del flujo de mineral de entrada.

En la Figura 4.3-8 se observa que al incrementar el flujo de entrada de mineral, la potencia consumida es mayor ya que sube el nivel de carga interna, esto último se puede apreciar en la Figura 4.3-9.

Hay que considerar que lo que se varía en esta prueba es el flujo de mineral y de agua, ya que además se mantiene el % de sólidos en la pulpa de entrada a través de un control, provocando así que entre una mayor cantidad de pulpa, donde la carga interna de material retenido en el molino también aumenta. Debido a la dinámica, de primer orden, agregada a la válvula, el comportamiento del flujo de agua, y a la vez el flujo de pulpa varía de forma similar, mostrado en la Figura 4.3-10.

El % de sólidos en la carga interna, mostrado en la Figura 4.3-11, se incrementa como un sistema de primer orden, pero con un leve sobrepaso antes de estabilizarse, esto debido a que existió un instante en que el % de sólidos de la pulpa de entrada no fue constante, a causa del tiempo que se invirtió en el control del flujo de agua para mantenerlo constante, a consecuencia de esto sale una mayor cantidad de pebbles por la parrilla, Figura 4.3-12, debido a que la clasificación es dependiente del % de sólidos de la pulpa retenida del molino, según ecuaciones (3.5-37) a (3.5-43).

Al aumentar el % de sólidos en la pulpa retenida del molino, se observa en la Figura 4.3-14-b que el mínimo local de clasificación disminuye, esto quiere decir que el material retenido dentro del molino será mayor, además de aumentar la cantidad de gruesos dentro el molino, teniendo con esto

mayor número de elementos moledores. El detalle es que estos elementos moledores están dentro de la región denominada pebbles, la cual tiene una baja considerable de la tasa específica de fractura, además de ser muy pequeño para ser un buen elemento molidor. En el porcentaje acumulado pasante del producto observado en la Figura 4.3-13 se representa una desviación hacia la derecha, lo quiere decir que el material es más grueso.

La tasa específica de fractura de cada tamaño de roca vista en la Figura 4.3-14a no presenta notorias modificaciones debido a que esta presenta cambios más palpables frente a un cambio relevante en el % de llenado de mineral (o peso de la carga).



4.3.3 Variación de la Dureza del Mineral

Se observará a continuación el comportamiento de las variables ante un cambio en una de las perturbaciones, la dureza. Esta se incrementa de 5.5 [Mohs] a 7 [Mohs].

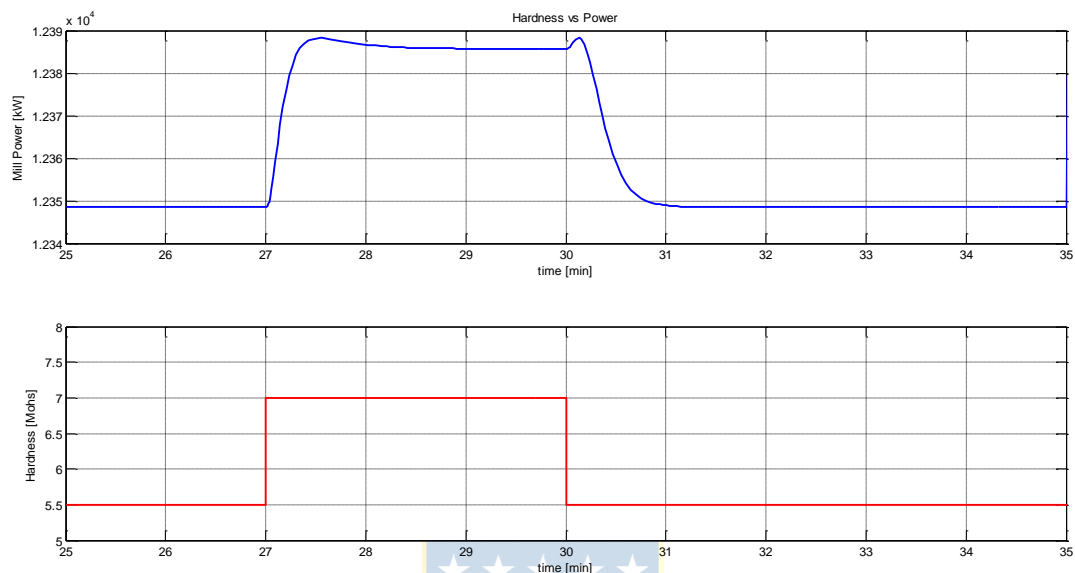


Figura 4.3-15: Comportamiento de potencia del molino ante variación de la dureza del mineral.

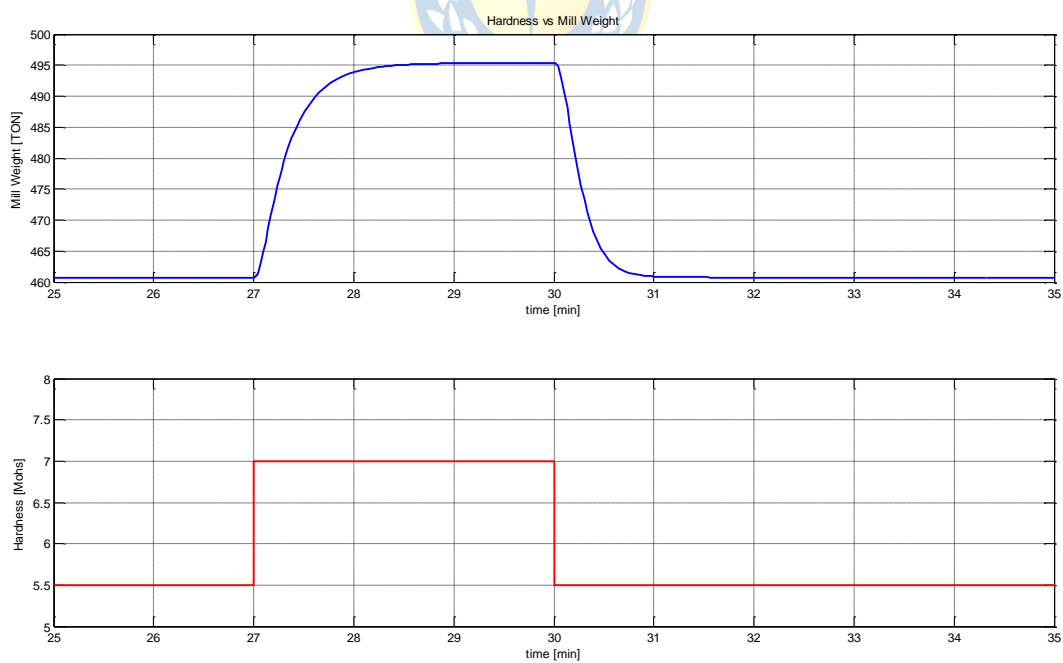


Figura 4.3-16: Comportamiento de peso de carga del molino ante variación de la dureza del mineral.

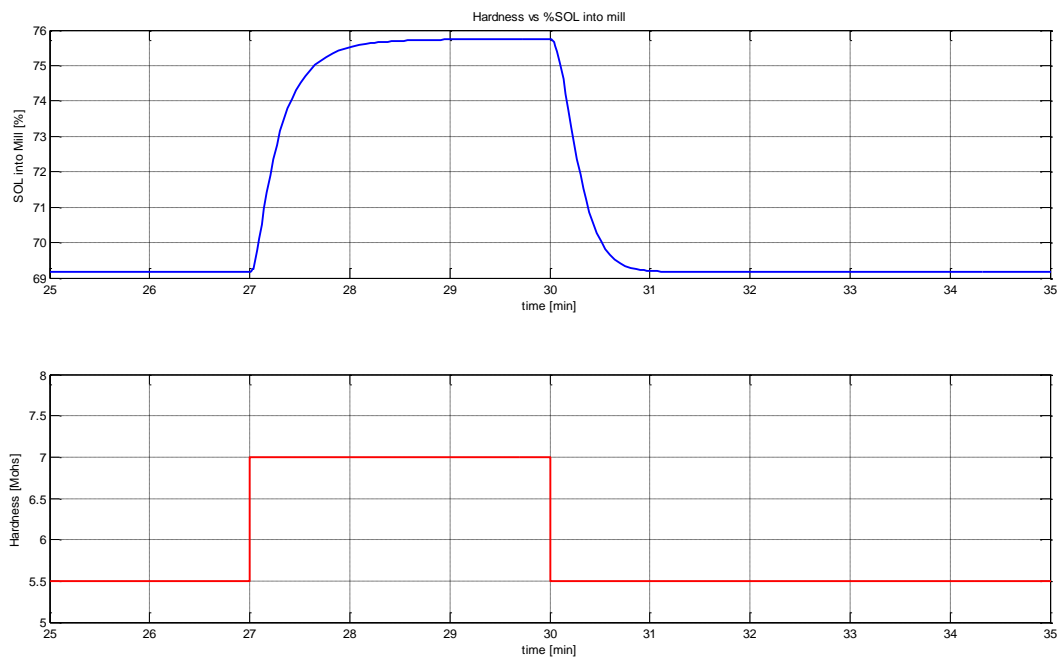


Figura 4.3-17: Comportamiento del %sólidos en la carga interna del molino ante variación de la dureza del mineral.

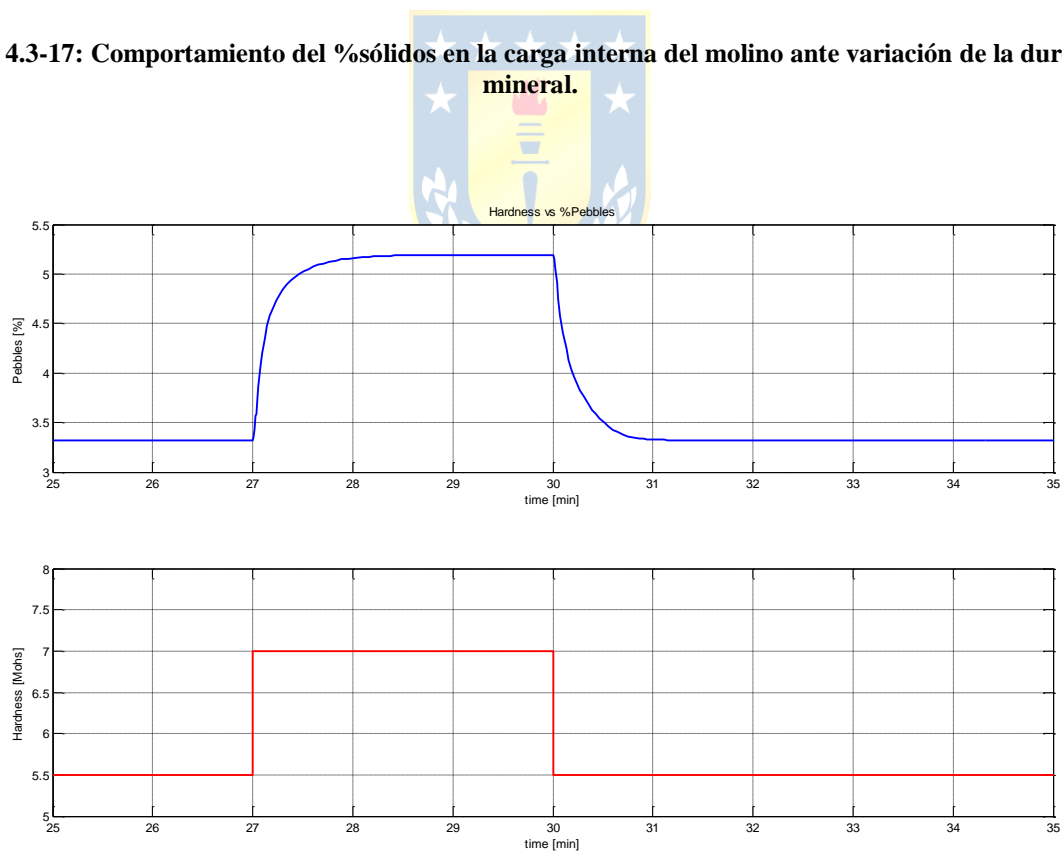


Figura 4.3-18: Comportamiento del % de Pebbles ante variación de la dureza del mineral.

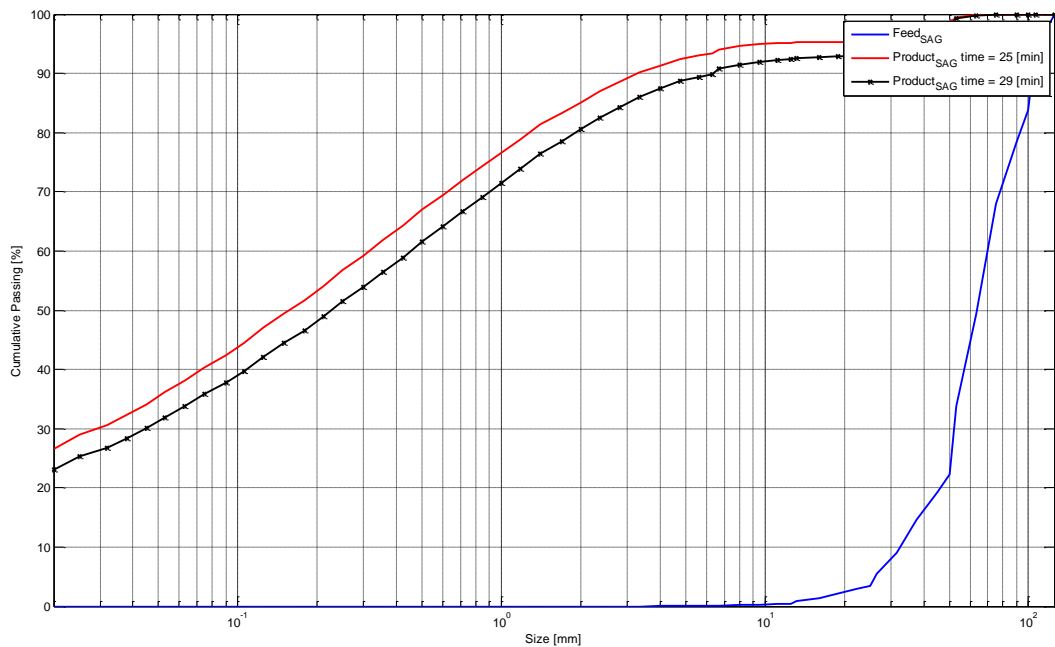


Figura 4.3-19: Distribución de tamaño de salida ante variación de la dureza del mineral.

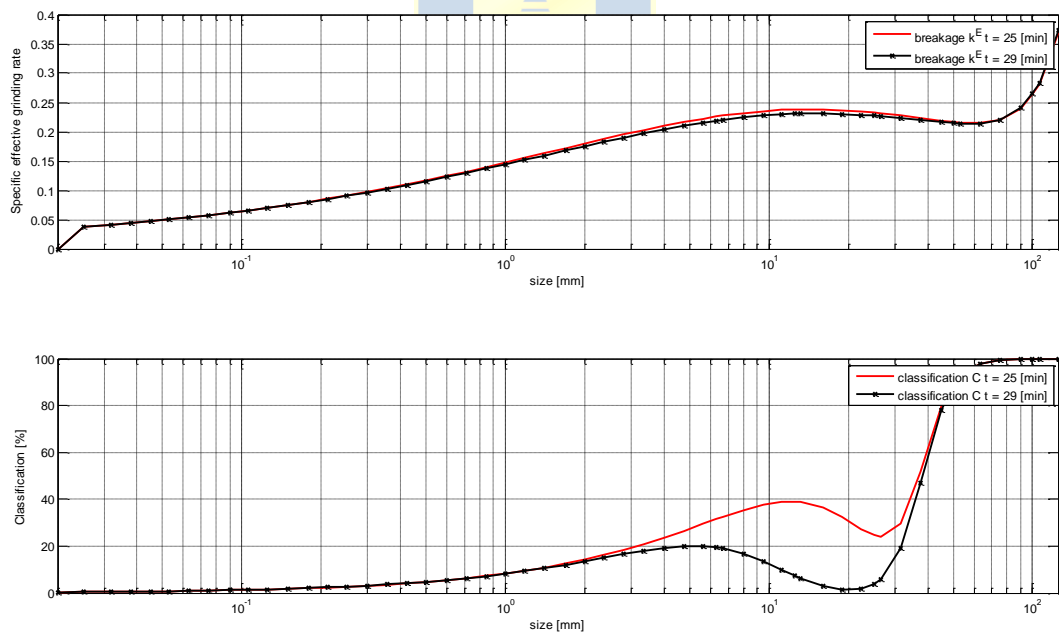


Figura 4.3-20: Comportamiento clasificación y fractura ante variación de la dureza del mineral.

En la Figura 4.3-15 se observa que al incrementar la dureza del mineral de entrada, la potencia consumida es mayor ya que sube el nivel de carga interna, esto último se puede apreciar en la Figura 4.3-16. En esta ocasión se ha subido el nivel de carga interna a un valor en donde comienza a

manifestarse claramente la no linealidad, notándose que existe un valor de carga interna para el cual la potencia comienza a disminuir en vez de aumentar, esto es dado al aumento en la densidad aparente de la carga producto del incremento del % de sólidos en la pulpa visto en la Figura 4.3-17, lo cual provoca que la curva de relación carga vs potencia sea modificada, y con ello también modificada el comportamiento de la no linealidad entre estas variables. La ecuación de potencia vs carga interna está descrita en la Figura 4.2-1.

El flujo de pulpa de entrada y el % de sólidos de esta, permanecen constantes. Debido a la dinámica, de primer orden, agregada a la dureza, el comportamiento de la tasa de fractura (**D**) varía de forma similar y así también la potencia.

El % de sólidos en la carga interna, mostrado en la Figura 4.3-17, se incrementa como un sistema de primer orden, a consecuencia de esto sale una mayor cantidad de pebbles por la parrilla, Figura 4.3-18, debido a que la clasificación es dependiente del % de sólidos de la pulpa retenida del molino, según ecuaciones (3.5-37) a (3.5-43).

Al aumentar el % de sólidos en la pulpa retenida del molino, se observa en la Figura 4.3-20b que el mínimo local de clasificación disminuye, esto quiere decir que el material retenido dentro del molino será mayor, además de aumentar la cantidad de gruesos dentro el molino, teniendo con esto mayor número de elementos moledores. El detalle es que estos elementos moledores están dentro de la región denominada pebbles, la cual tiene una baja considerable de la tasa específica de fractura, además de ser muy pequeño para ser un buen elemento molidor. En el porcentaje acumulado pasante del producto observado en la Figura 4.3-19, se representa una desviación hacia la derecha, lo que quiere decir que el producto es más grueso.

La tasa específica de fractura de cada tamaño de roca vista en la Figura 4.3-20a no presenta notorias modificaciones debido a que esta presenta cambios más palpables frente a un cambio relevante en el % de llenado de mineral (o peso de la carga).

4.3.4 Variación de la Velocidad del Molino

Se observará a continuación el comportamiento de las variables ante un cambio en la velocidad del molino. Esta se incrementa de 9.7 a 10 [RPM], siendo su velocidad crítica 15 [RPM]

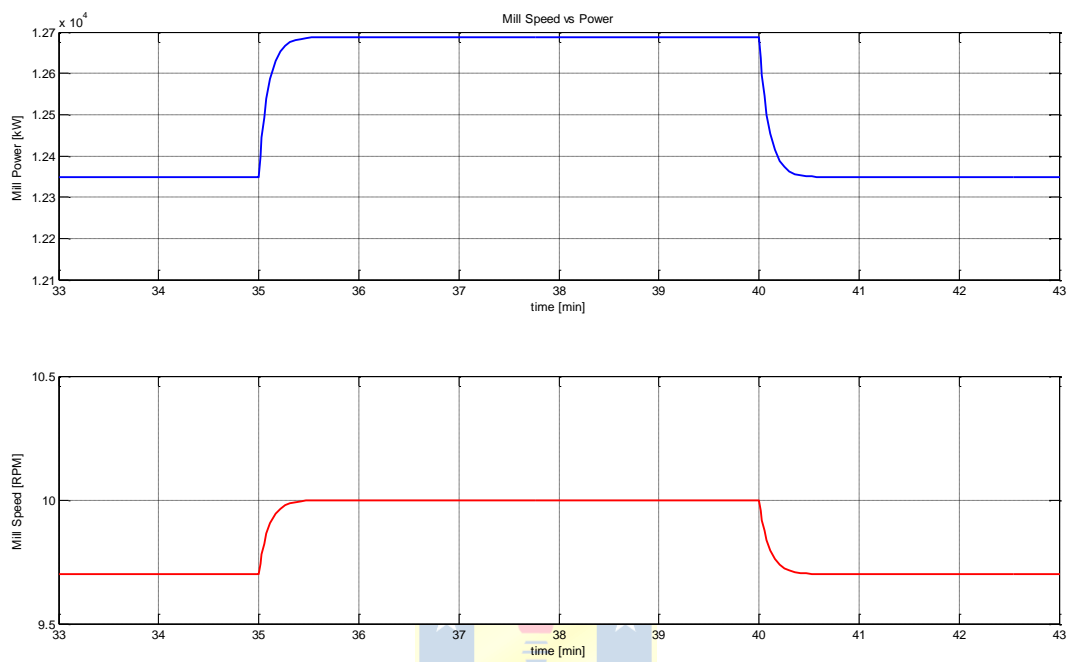


Figura 4.3-21: Comportamiento de potencia del molino ante variación de la velocidad del molino.

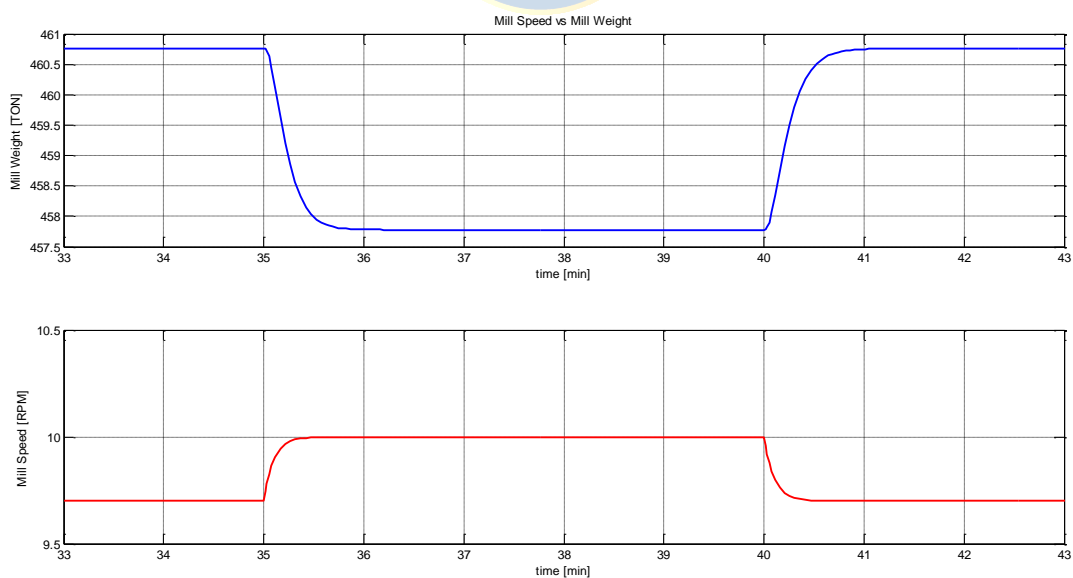


Figura 4.3-22: Comportamiento de peso de carga del molino ante variación de la velocidad del molino.

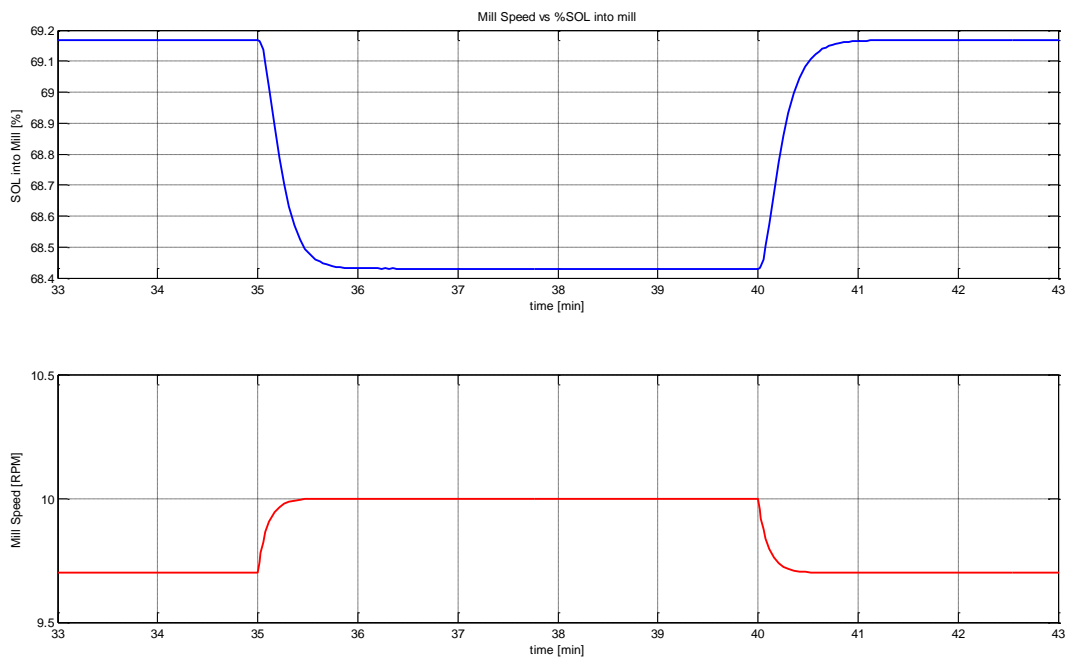


Figura 4.3-23: Comportamiento del % de sólidos en la carga interna del molino ante variación de la velocidad del molino.

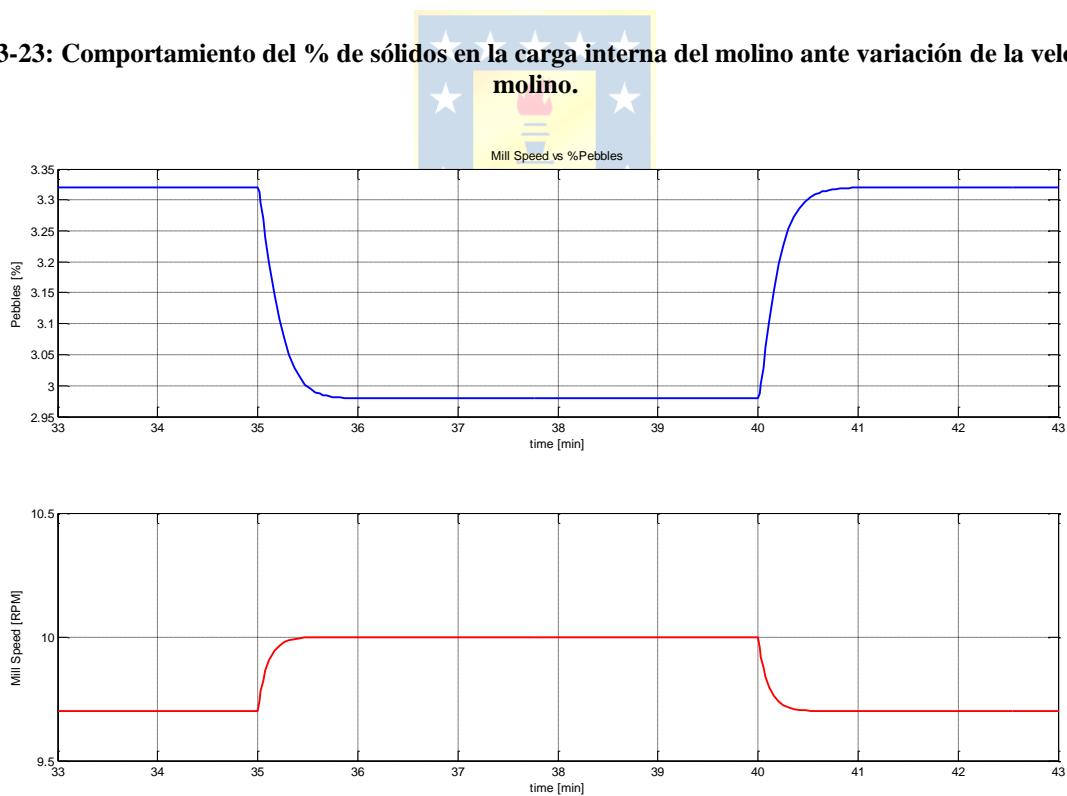


Figura 4.3-24: Comportamiento del % de Pebbles ante variación de la velocidad del molino.

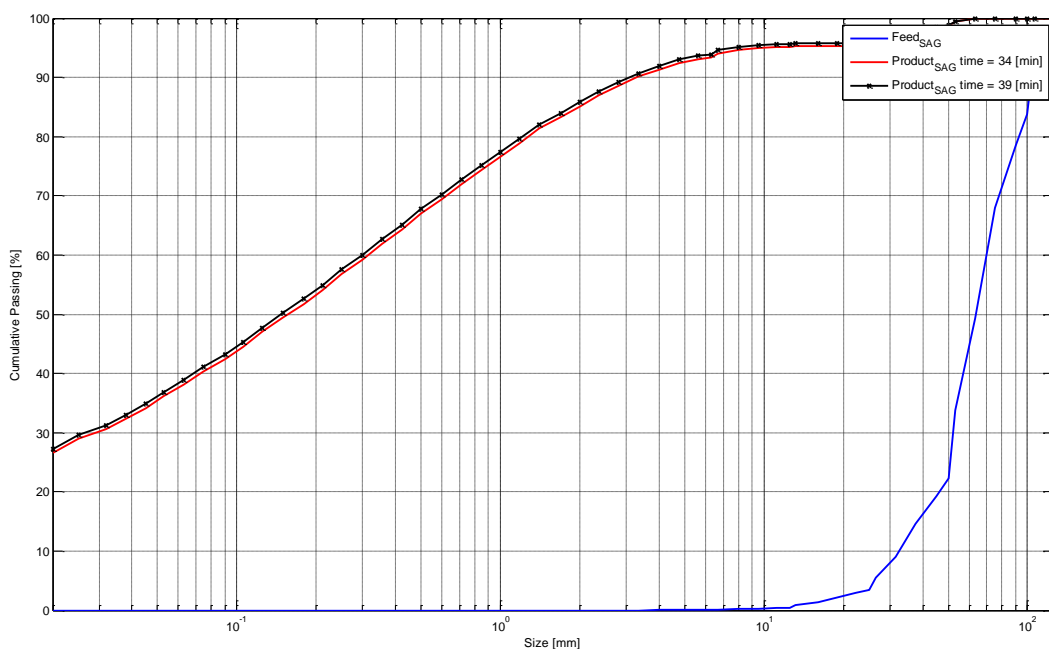


Figura 4.3-25: Distribución de tamaño de salida ante variación de % de sólidos en pulpa de entrada.

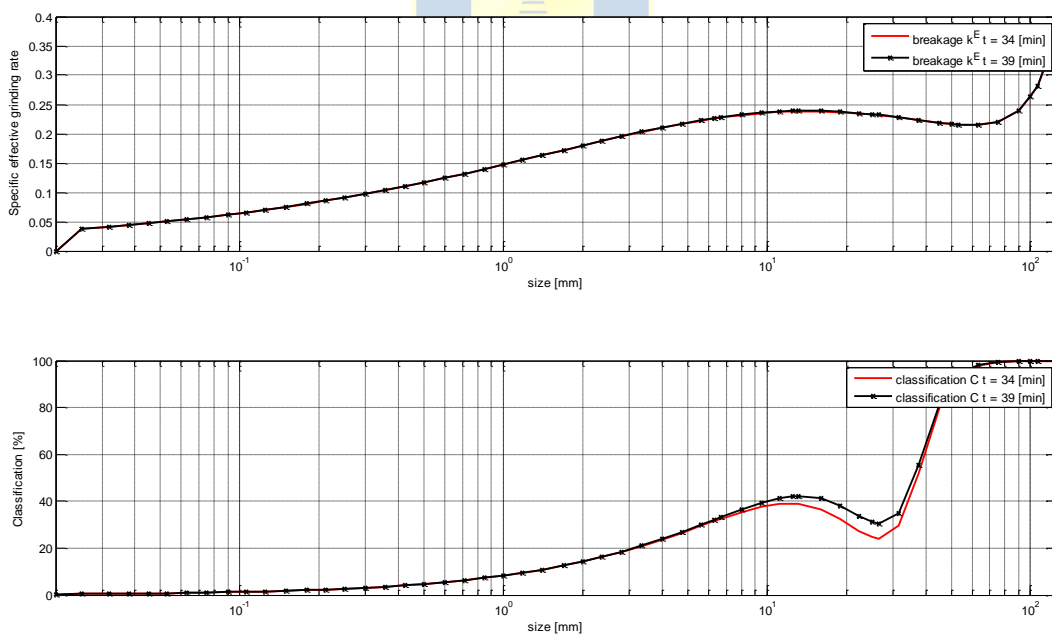


Figura 4.3-26: Comportamiento clasificación y fractura ante variación de la velocidad del molino.

En la Figura 4.3-21 se observa que al incrementar la velocidad del molino, la potencia consumida es mayor ya que influye directamente en la ecuación de potencia, ecuación (3.5-55). La

evacuación de mineral aumenta hasta llegar nuevamente a un equilibrio, por lo que la carga interna disminuye, ver Figura 4.3-22.

De la ecuación (3.5-44) se observa que ante un incremento en la potencia, y disminución del peso de la carga interna del molino, la tasa de fractura se verá incrementada, produciendo así un menor % de pebbles (Figura 4.3-24) y una menor granulometría, reflejada en la Figura 4.3-25, donde la curva de acumulado pasante se mueve hacia la izquierda.

Por otra parte se observa una disminución en el % de sólidos de la pulpa retenida, debido a la mayor evacuación de mineral, por ser este de menor tamaño. Esto último provoca que en la matriz de clasificación aumente la retención del material de tamaño de pebbles. Si bien deberían aumentar el % de pebbles, no lo hace ya que al aumentar la velocidad la tasa de fractura es mayor y mitiga, en este caso, el efecto anterior. En cuanto a la tasa específica de fractura mostrado en Figura 4.3-26a, no se observa mayor variación debido a que el nivel de carga interna no ha variado en forma suficiente.



4.3.5 Variación del % de Llenado de Bolas

Se observará a continuación el comportamiento de las variables ante un cambio en el % de llenado de bolas. Este se incrementa desde el 17 al 18%.

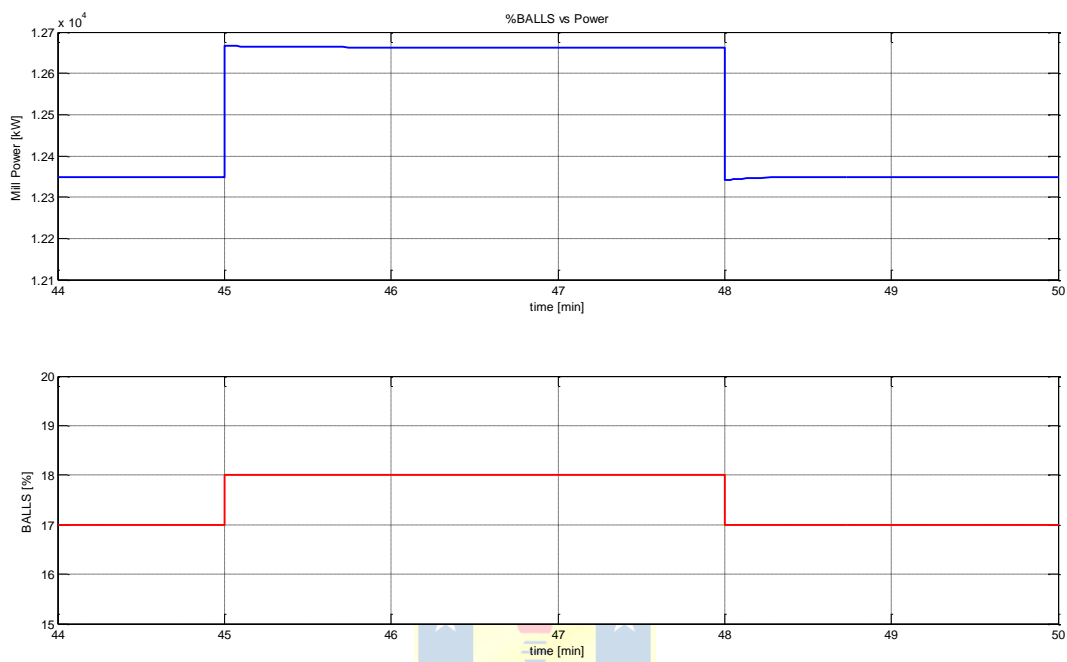


Figura 4.3-27: Comportamiento de potencia del molino ante variación del % de llenado de bolas.

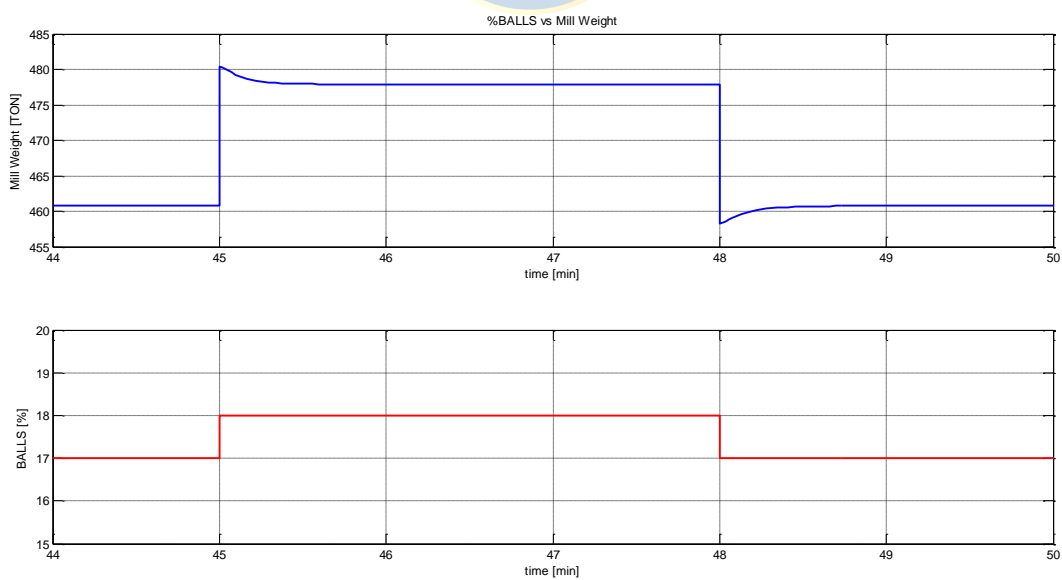


Figura 4.3-28: Comportamiento de peso de carga del molino ante variación del % de llenado de bolas.

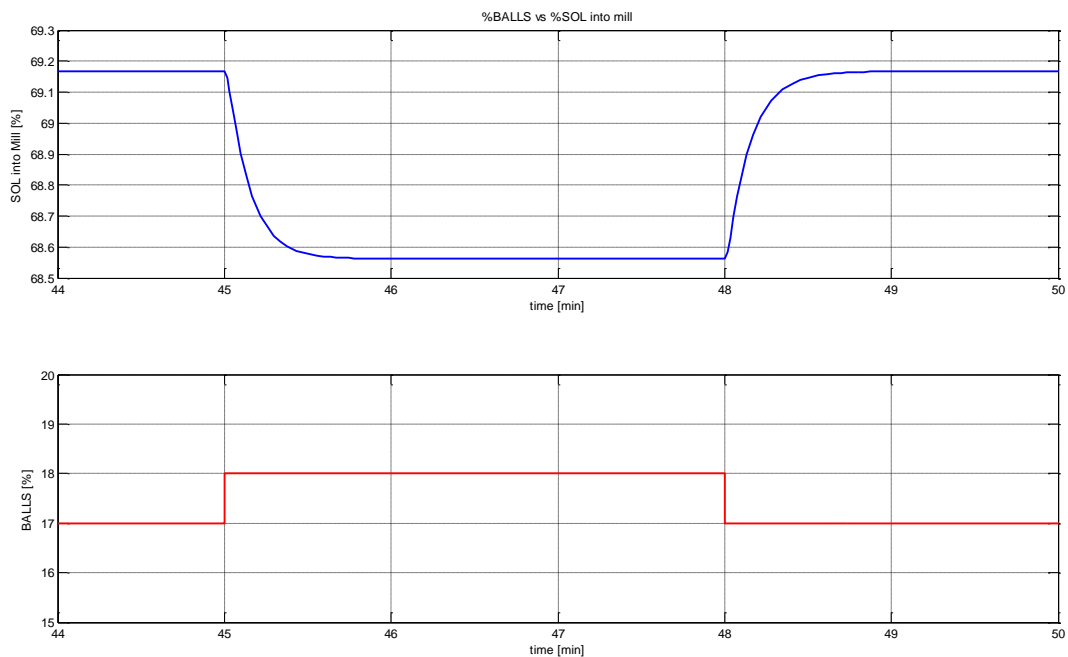


Figura 4.3-29: Comportamiento del % de sólidos en la carga interna del molino ante variación del % de llenado de bolas.

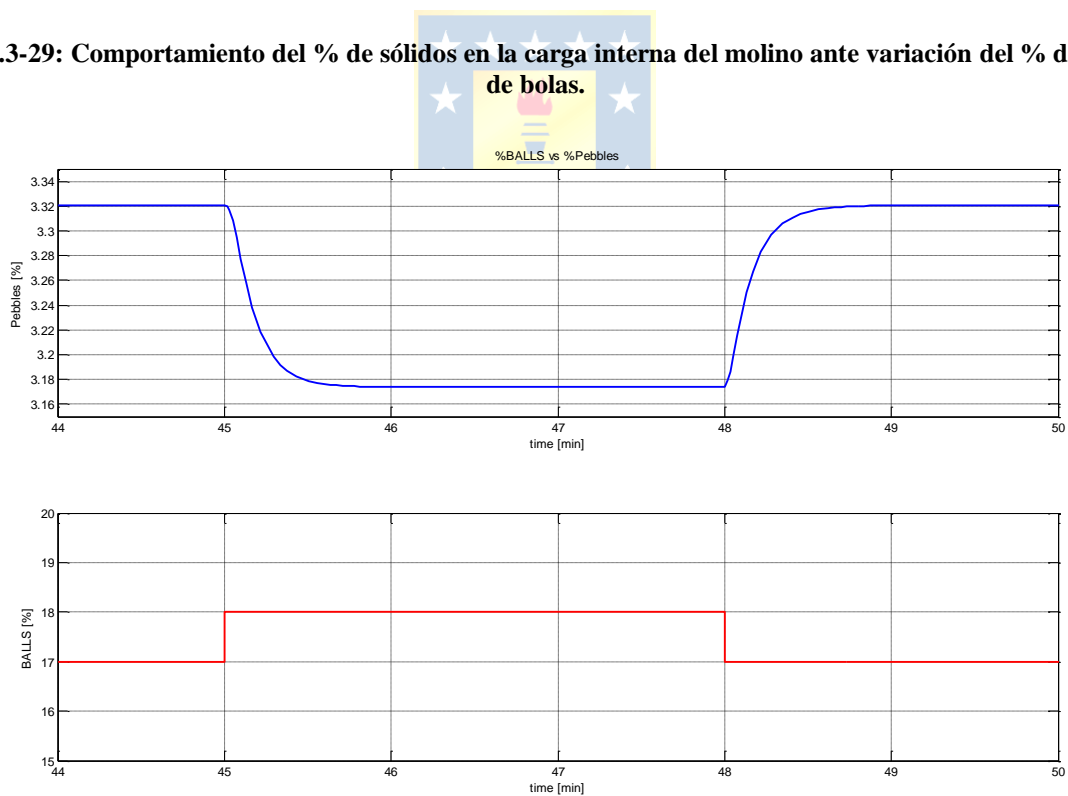


Figura 4.3-30: Comportamiento del % de Pebbles ante variación del % de llenado de bolas.

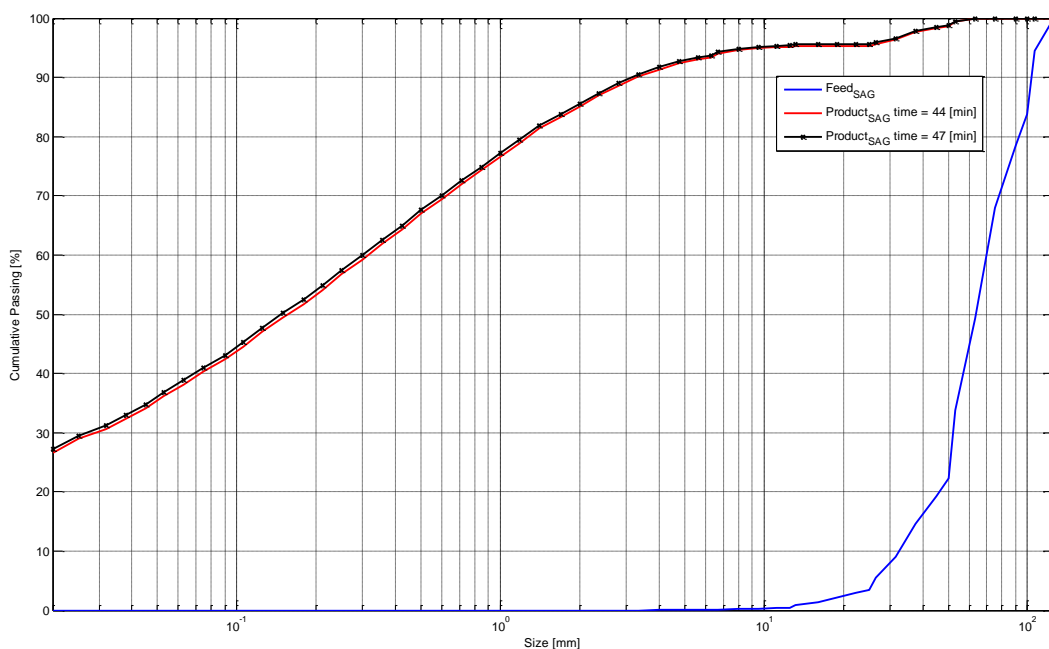


Figura 4.3-31: Distribución de tamaño de salida ante variación del % de llenado de bolas.

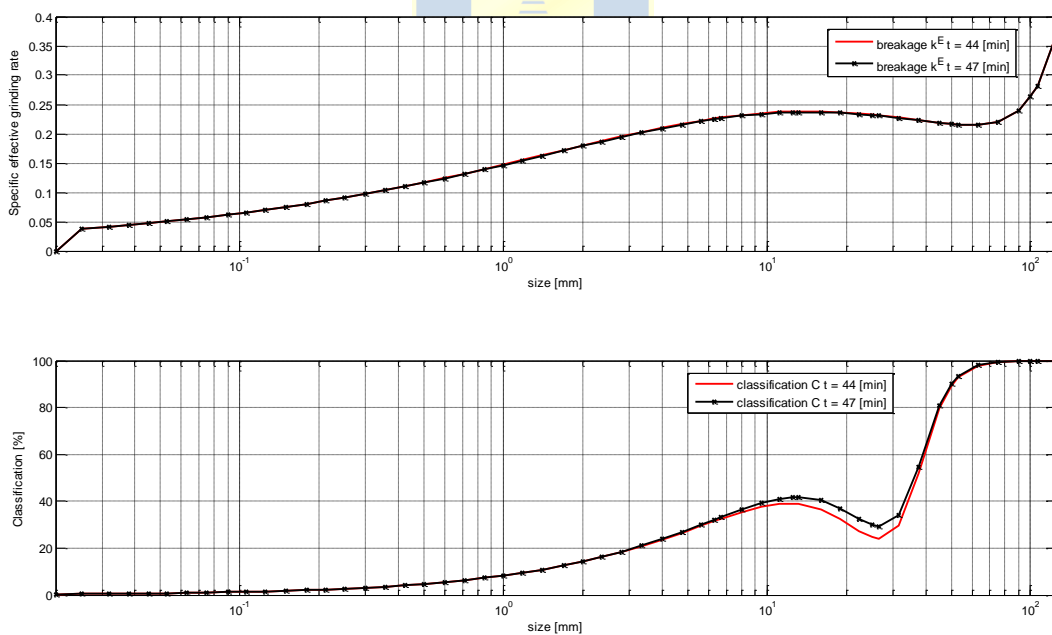


Figura 4.3-32: Comportamiento clasificación y fractura ante variación del % de llenado de bolas.

En la Figura 4.3-27 se observa que al incrementar el % de llenado de bolas, la potencia consumida es mayor ya que influye directamente en la ecuación de potencia, aumentando la densidad aparente, ecuación (3.5-55). La evacuación de pulpa aumenta hasta llegar nuevamente a un equilibrio,

por lo que la carga interna disminuye después de haberle agregado una cantidad de bolas, ver peak de la carga en Figura 4.3-28 y como este comienza a disminuir.

El % de sólidos del mineral retenido en el molino disminuye, provocando una mayor clasificación de material grueso, aumentando la cantidad de elementos moledores, y disminuyendo así el % de pebbles.



4.3.6 Variación de la Granulometría en el Mineral de Entrada al Molino

Se observará a continuación el comportamiento de las variables del modelo ante una variación del F80 en la pulpa de entrada del molino, desde 4' a 3'. Se mantiene un F50 de 2½'-2' respectivamente.

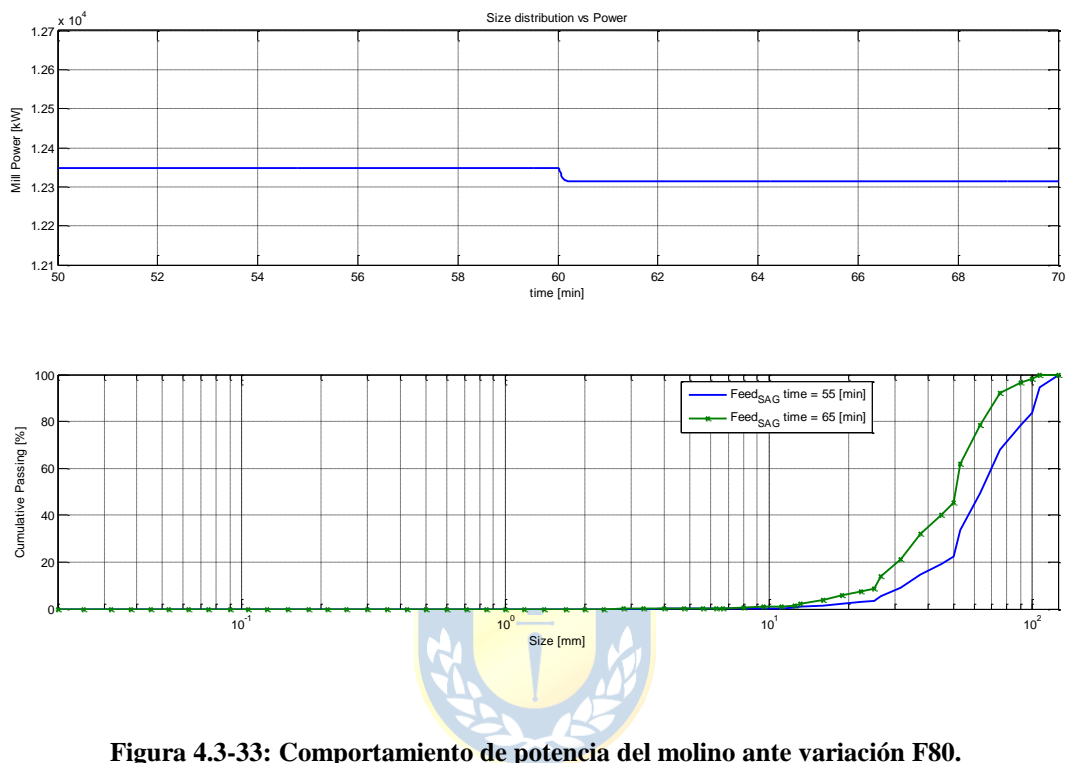


Figura 4.3-33: Comportamiento de potencia del molino ante variación F80.

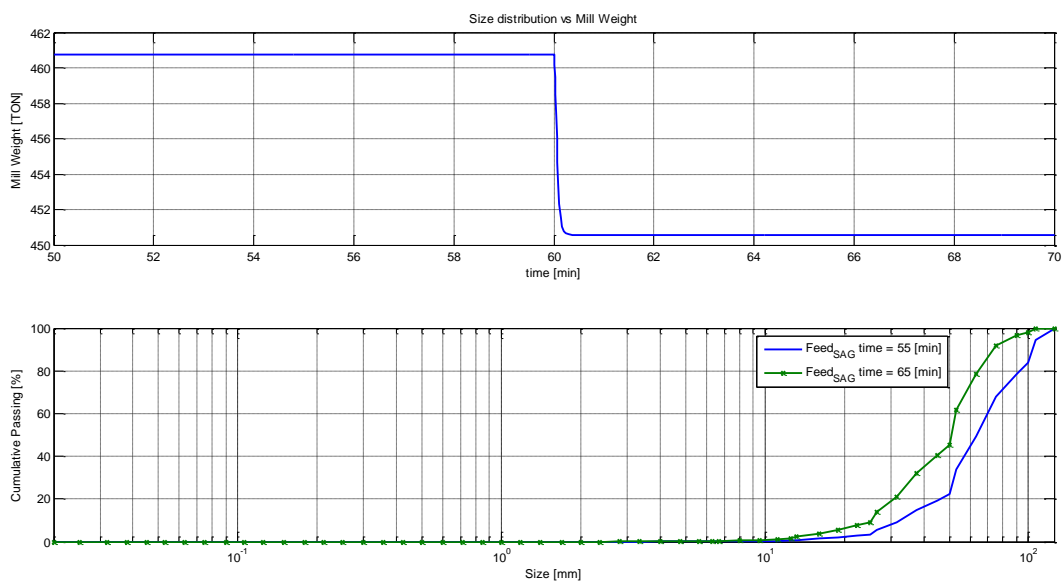


Figura 4.3-34: Comportamiento de peso de carga del molino ante variación de F80.

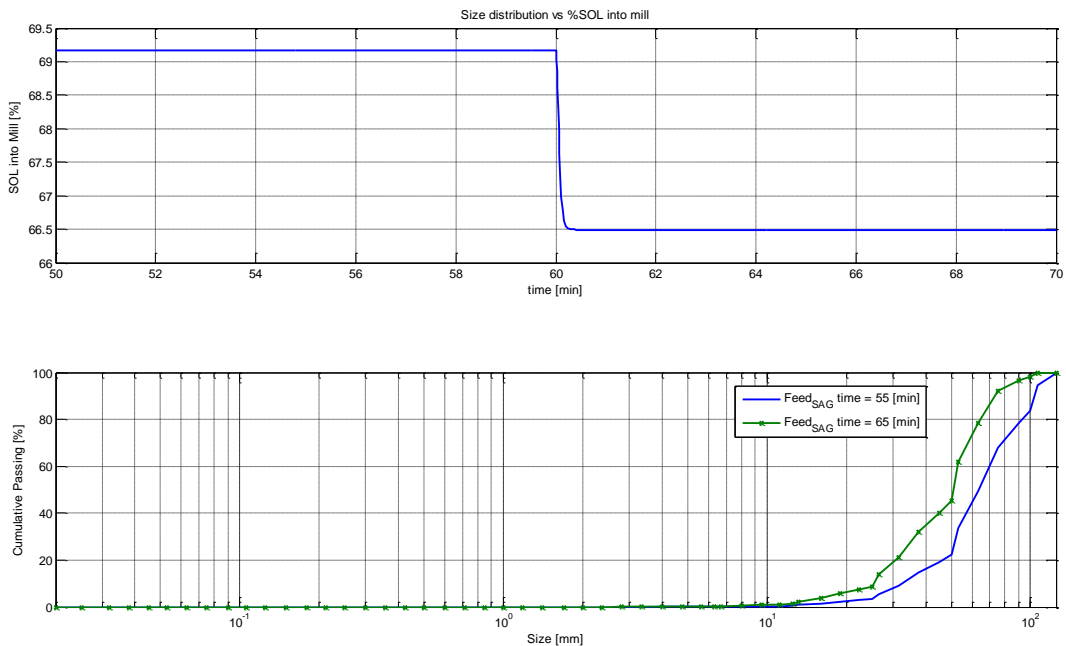


Figura 4.3-35: Comportamiento del %sólidos en la carga interna del molino ante variación de F80.

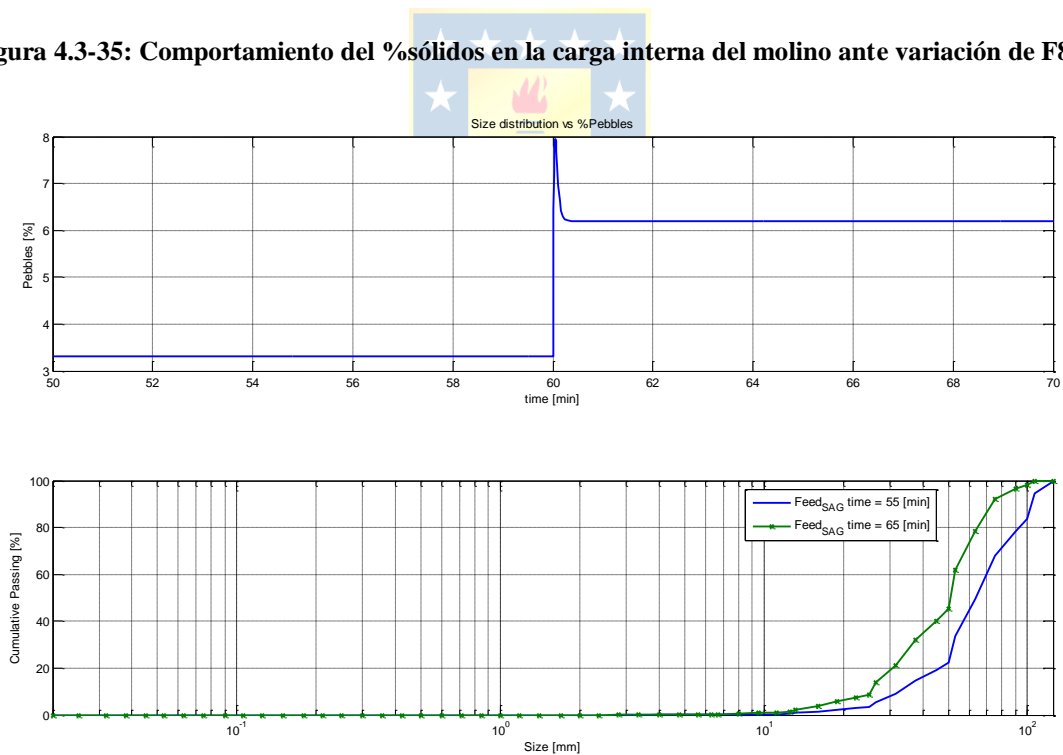


Figura 4.3-36: Comportamiento del % de Pebbles ante variación de la velocidad de F80.

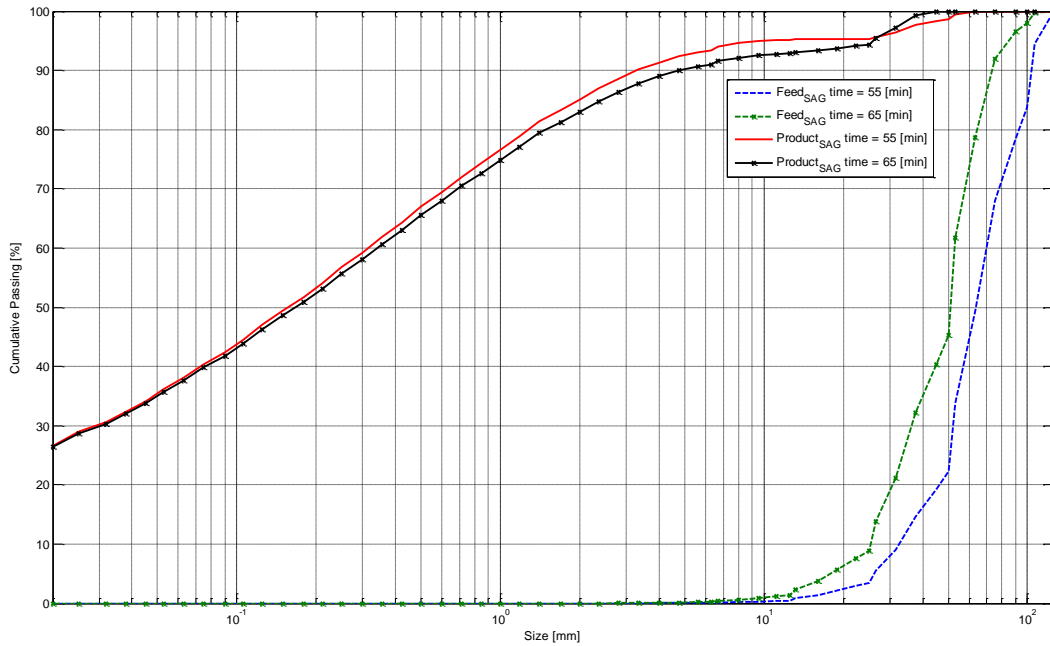


Figura 4.3-37: Distribución de tamaño de salida ante variación de F80.

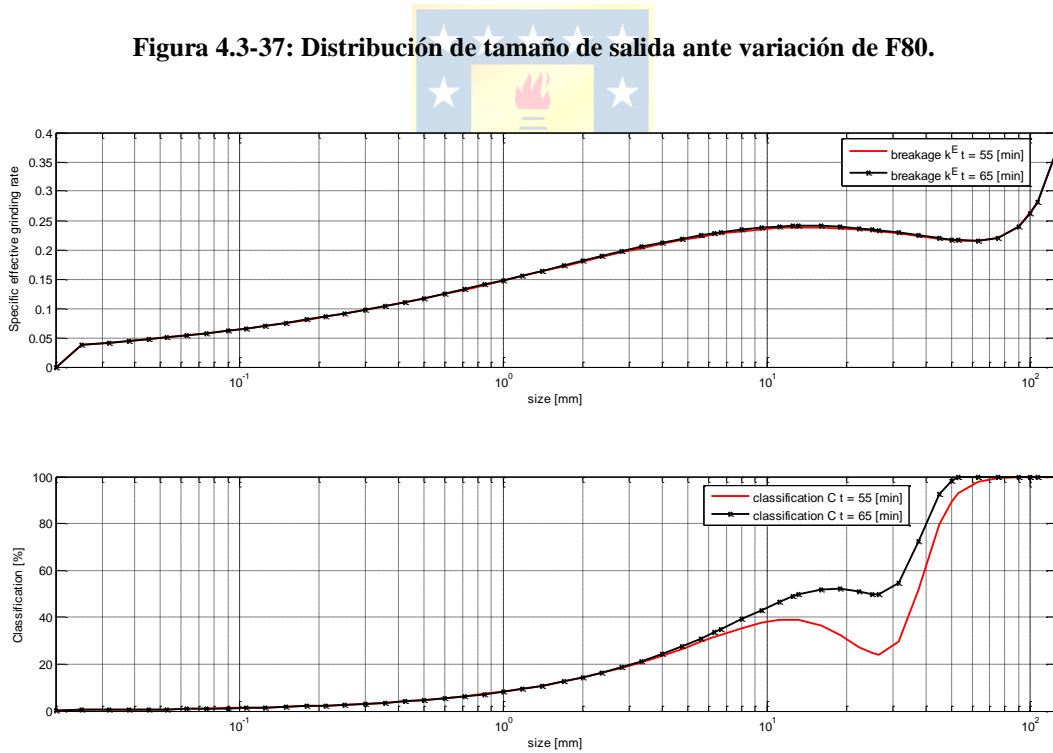


Figura 4.3-38: Comportamiento clasificación y fractura ante variación de F80.

En la Figura 4.3-33, se observa como disminuye la potencia al momento de cambiar la alimentación de mineral a uno más fino, esto va íntimamente relacionado con la cantidad de pulpa retenida dentro el molino, dado que disminuye también, ver Figura 4.3-34. No es complejo entender

esto si se observa, en la Figura 4.3-35, la disminución % de sólidos de la pulpa retenida dentro el molino provocando una mayor cantidad de elementos moledores clasificados, ver Figura 4.3-38-b, fracturando más mineral, permitiendo que evacue con mayor libertad hasta llegar al nuevo equilibrio. Notar que a causa de lo anterior, aumentan los finos y que el producto vendrá con una proporción de pebbles mayor, ver Figura 4.3-36 y Figura 4.3-37.



4.3.7 Comportamiento No-Linealidad ante Variación del Flujo de Mineral de Entrada al Molino

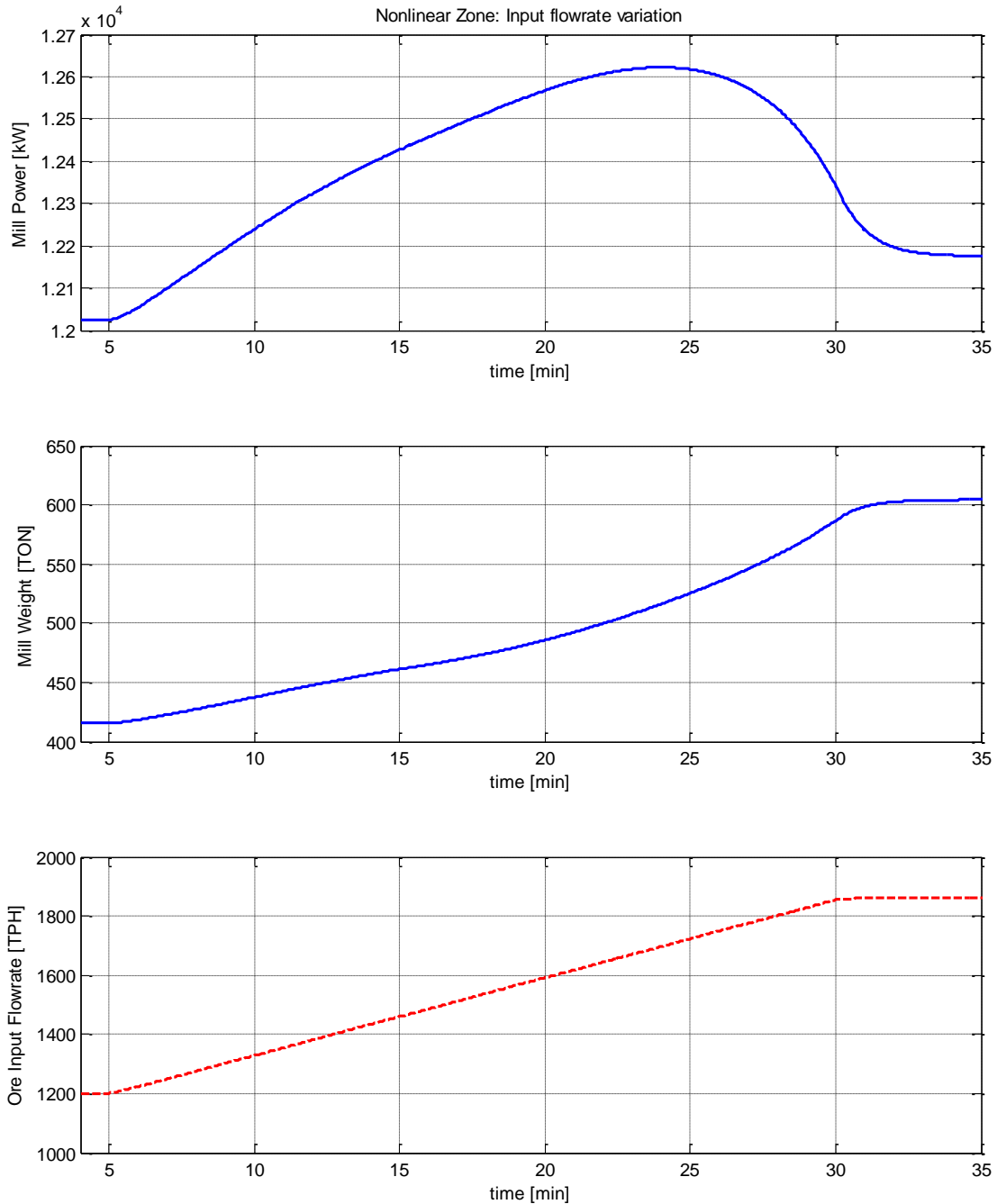


Figura 4.3-39: Comportamiento no lineal molino SAG, aumentando velocidad de ingreso de mineral.

Como se presenta en la ecuación (3.5-55) de potencia versus carga, se tiene que la potencia variará en forma parabólica en función de la carga del mineral retenido en el molino, pero a su vez al aumentar la carga la densidad aparente irá aumentando, debido a que mientras más mineral, menor es la cantidad evacuada de agua en relación a la cantidad de mineral evacuado, ver ecuación (3.5-80). En la prueba de la Figura 4.3-39 se mantienen el % de bolas, velocidad y % de sólidos en la pulpa de entrada al molino, y al variar linealmente el tonelaje de entrada se tiene que la potencia se comporta en forma parabólica con una inclinación al lado derecho, producto de que el hecho de incrementar linealmente el tonelaje de entrada no quiere decir que la carga se comportará de forma similar.

En cambio en la prueba de la Figura 4.3-40 se aumenta linealmente la carga retenida en el molino, a través de un control de esta última con la manipulación del tonelaje de entrada. Luego se aprecia un comportamiento más esperado a la no-linealidad parabólica característica de los molinos SAG.

El peligro de trabajar en esta zona es que ante cualquier tipo de perturbación provocaría un inminente atollo del molino, a no ser que se tomen las medidas precautorias, por lo tanto se limita en la realidad a trabajar en la zona lineal, limitando ya sea la potencia y/o la carga del molino



4.3.8 Comportamiento No-Linealidad ante Variación del Peso de la Carga del Molino

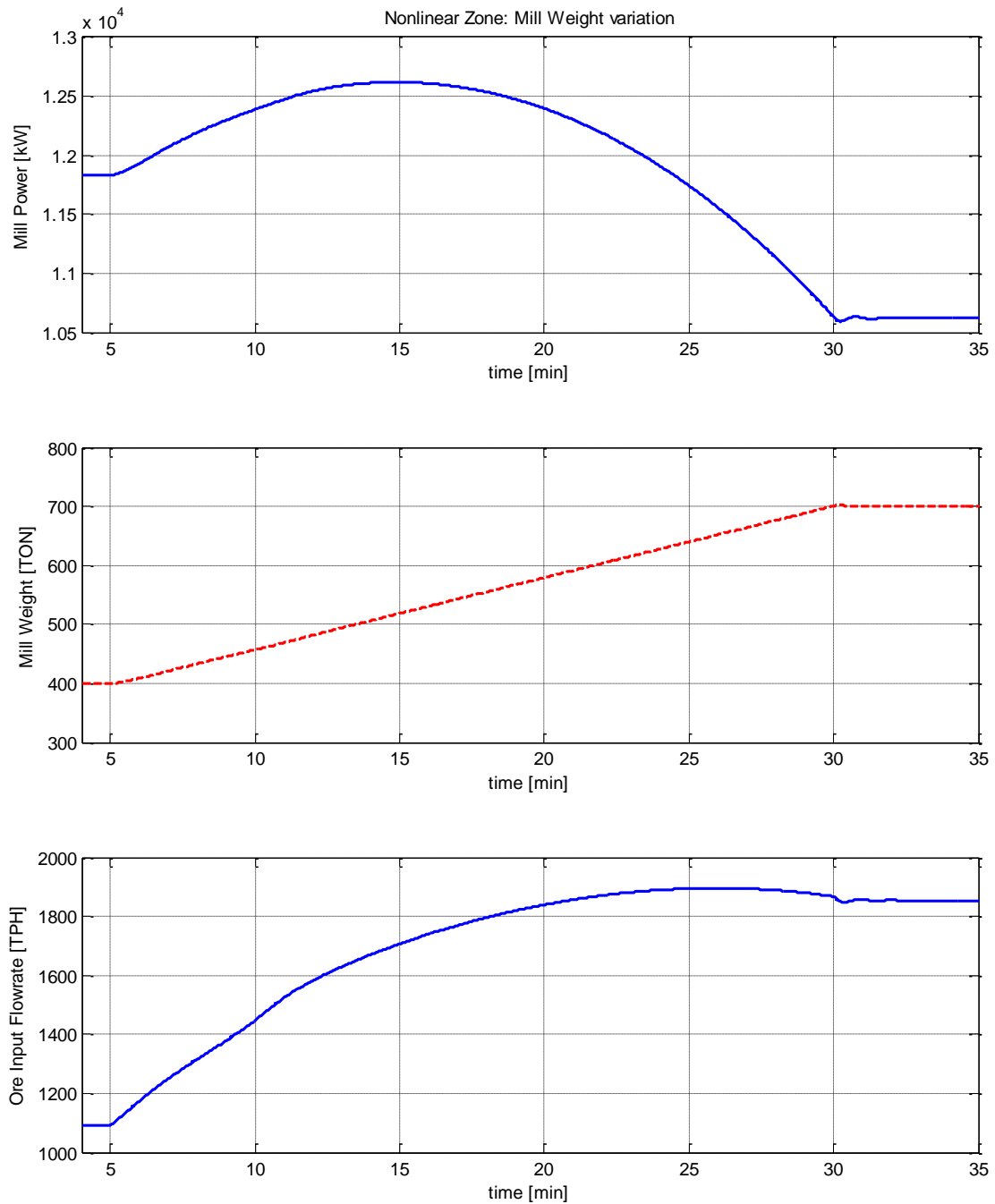


Figura 4.3-40: Comportamiento no-linealidad molino SAG, aumentando peso de la carga interna del molino.

Capítulo 5. Desarrollo de Estrategia de Control

5.1. Introducción

Se ha propuesto una estrategia de control selectivo (control override, *control anulador*) para probarla antes de ser implementada en un PLC. La ventaja de esta técnica es que previene el atollo del molino, el cual ocurre cuando se entra en la zona de trabajo no lineal (un aumento de carga provoca que la potencia disminuya).

5.2. Estrategias de Control

Con frecuencia se encuentra una situación en donde no debe permitirse que dos o más variables pasen límites especificados por razones económicas, de eficiencia o de seguridad. Si el número de variables controladas es mayor que el número de variables manipuladas, las que tengan la mayor necesidad deben ser seleccionadas lógicamente para el control. Se cuenta con unidades de selector de señales para este tipo de servicio. Éstas se emplean en cuatro áreas básicas de aplicación:

1. Protección del equipo
2. Subasta
3. Instrumentación redundante
4. Estructuración de variables



Como un ejemplo de cómo podría protegerse el equipo por un sistema de control selectivo, considérese un molino SAG cuya carga interna suele estar en control de peso, excepto que no debe permitirse que la potencia eléctrica del molino sea mayor a un límite dado (este límite será dado en función de la zona de trabajo en la que se encuentre, lineal o no lineal).

En la Figura 5.2-2 se muestra de qué manera se selecciona el controlador que tiene la salida más baja para manipular la velocidad de alimentación del feeder. Si se está trabajando en la zona lineal y se reduce la velocidad de alimentación, se reducirán tanto la carga interna como la potencia del molino y, de este modo, el uso de un selector bajo protege contra un exceso de cualquiera de los dos.

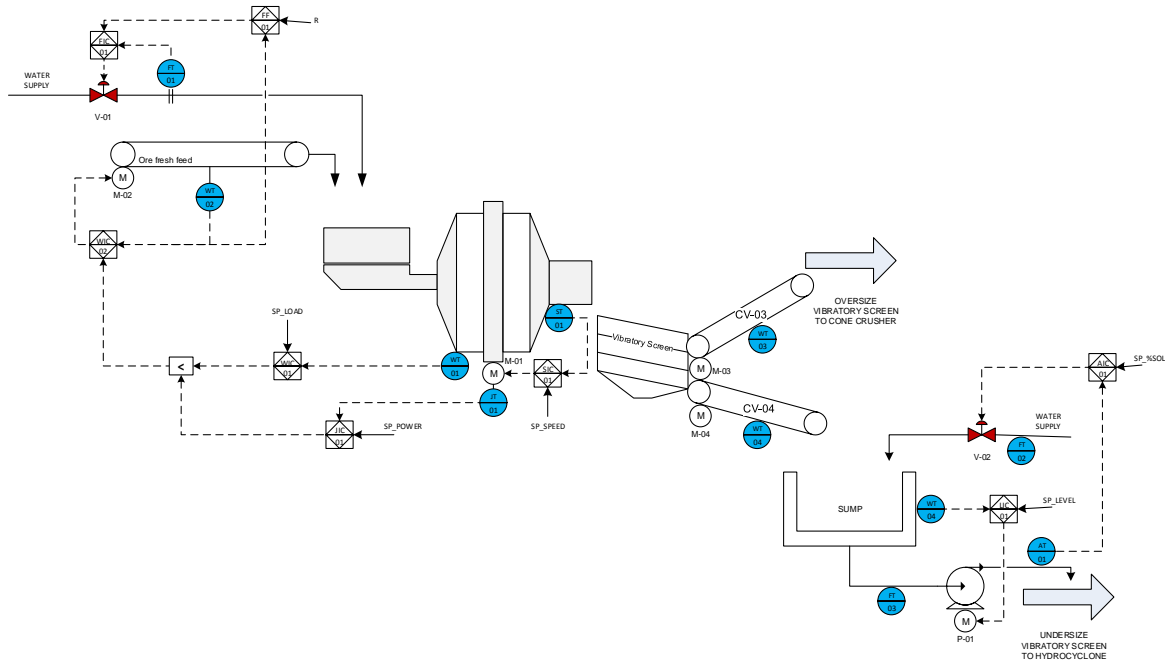


Figura 5.2-1: La alimentación del feeder es manipulada por cualquiera de los controladores que tenga la salida más baja.

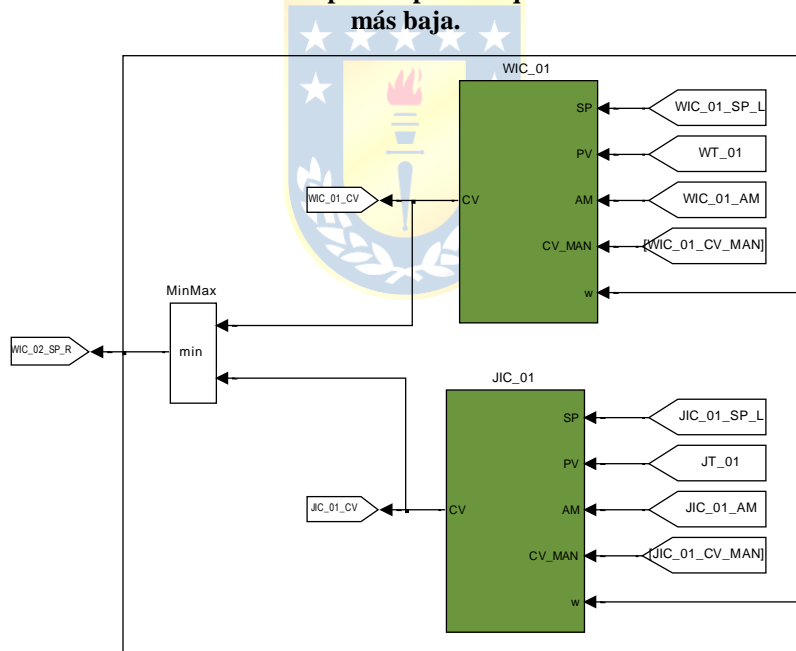


Figura 5.2-2: Control override en Simulink

5.2.1 Control PI

El controlador PI actualmente es el algoritmo de control más común. La mayoría de los lazos de realimentación se controlan mediante este algoritmo u otro con pequeñas variaciones. Se implementa de muchas formas diferentes, como un controlador único o como un sistema de control de procesos distribuido jerárquico. En esta sección se estudia el fenómeno de la saturación del término

integral, que ocurre cuando un controlador con acción integral se conecta a un proceso con un actuador con saturación, incluyendo algunos métodos para evitarlo.

5.2.2 Control de Relación

Los sistemas de control de relación son sistemas en los que una variable es controlada con otra, para satisfacer algún objetivo de nivel superior. Por ejemplo, los aditivos se controlan en relación con el componente principal en una mezcla, para mantener constante la composición de esta última. Entonces, la variable controlada primaria es la composición, la cual es función de la relación de los componentes. Sin embargo, no siempre se puede medir, en cuyo caso no se puede controlar por retroalimentación.

Entonces, en un sistema de control de la relación, la verdadera variable controlada es la relación R del flujo controlable q_f al flujo libre f :

$$R = \frac{q_f}{f} \quad (5.2-1)$$

El control de relación se efectúa en el circuito de punto de control, haciendo la referencia igual a $sp = R \cdot f$. En esta configuración, una de las variables se vuelve controlada y la otra sirve para generar un punto de control. Se puede decir que la variable libre f se multiplica por el coeficiente ajustable R en una *estación de control de la relación*.

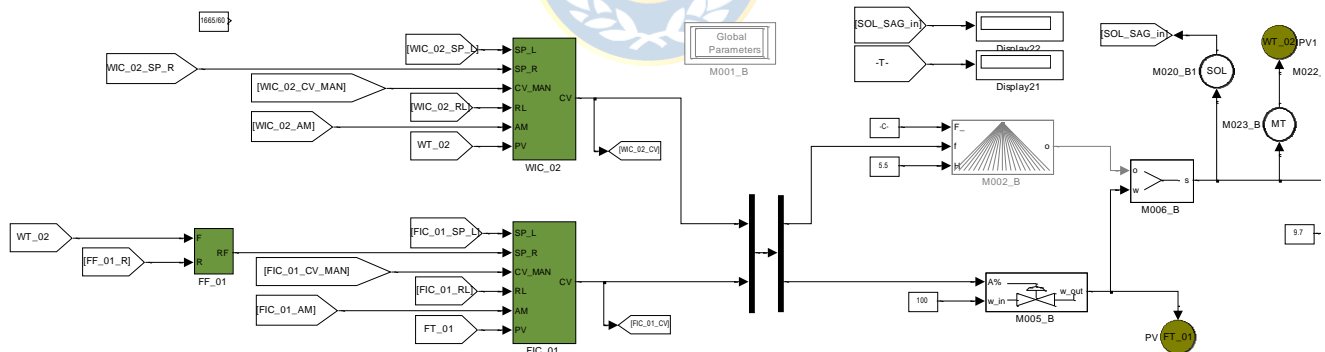


Figura 5.2-3: Configuración para el control de relación.

5.2.3 Control en Cascada

De la Figura 5.2-1 se puede observar que se tiene una conexión en cascada entre el controlador WIC-02 y el mínimo valor que se entrega entre los controladores JIC-01 y WIC-01.

5.2.4 Control Override y Función del Integrador Windup

Aunque se pueden comprender muchos aspectos de un sistema de control basándose en la teoría lineal, deben tomarse en consideración algunos efectos no lineales. Todos los actuadores tienen limitaciones: un motor tiene una velocidad limitada, una válvula no puede estar más que totalmente abierta o totalmente cerrada, etc., o simplemente se fuerza la desconexión del actuador. Para un sistema de control con un amplio rango de condiciones operativas, puede suceder que la variable de control alcance los límites del actuador. Cuando esto sucede el lazo de realimentación se rompe y el sistema opera como un sistema en lazo abierto porque el actuador permanecerá en su límite independientemente de la salida del proceso. Si se utiliza un controlador con acción integral, el error puede continuar siendo integrado si el algoritmo no se diseña adecuadamente. Esto significa que el término integral puede hacerse muy grande o, coloquialmente realiza un “windup”. Se requiere entonces que el error tenga signo opuesto durante un largo periodo de tiempo antes de que las cosas retornen a la normalidad. La consecuencia es que cualquier controlador con acción integral puede sufrir grandes transitorios cuando el actuador se satura.

La saturación del integrador (windup) puede ocurrir en conexión con grandes cambios en el set-point, o puede ser causado por grandes perturbaciones o mal funcionamiento del equipo. El windup puede ocurrir también cuando se usan selectores de forma que algunos controladores están moviendo un actuador. En el control en cascada, el windup puede ocurrir en el controlador primario cuando el controlador secundario se conmuta a modo manual, usa su set-point local, o si su señal de control se satura.

El fenómeno del windup era bien conocido por los fabricantes de controladores analógicos, quienes inventaron algunos trucos para evitarlo. Fueron descritos bajo nombres como precarga, unidad batch, etc. Aunque el problema era bien comprendido, había a menudo límites impuestos a causa de las implementaciones analógicas. Las ideas fueron con frecuencia guardadas como secretos comerciales y no se hablaba mucho de ello. El problema del windup fue redescubierto cuando los controladores se implementaron digitalmente y se presentaron trabajos en revistas proponiendo algunos métodos para evitar el windup.

A. Limitación del set-point

Una manera de evitar el windup del integrador es introducir limitadores sobre las variaciones del set-point de forma que la salida del controlador nunca alcanzará los límites del actuador. Esto con

frecuencia conduce a cotas conservadoras y limitaciones sobre el comportamiento del controlador. Más aún, no evita el windup causado por las perturbaciones.

B. Recálculo y seguimiento

El recálculo trabaja como sigue. Cuando la salida se satura, se recalcula el término integral en el controlador de forma que su nuevo valor da una salida en el límite de la saturación. Es ventajoso no resetear el integrador instantáneamente sino dinámicamente con una constante de tiempo T_t .

En la siguiente figura se muestra un diagrama de bloques de un controlador PID con protección anti-windup basado en el recálculo:

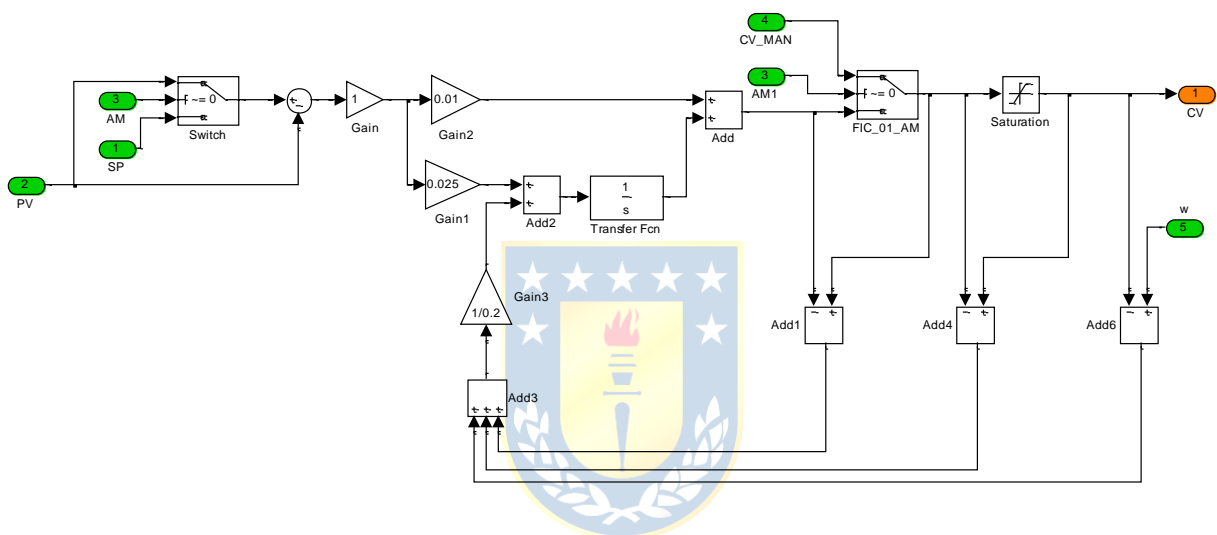


Figura 5.2-4: Controlador PI con mecanismo de protección anti-windup y con señal de seguimiento.

El sistema tiene un camino de realimentación extra que se genera midiendo la salida real del actuador, o la salida de un modelo matemático del actuador con saturación, y formando una señal de error e_s (Add4) como la diferencia entre la salida del controlador v (Add) y la señal enviada al actuador CV (CV). Esta señal de error se alimenta a la entrada del integrador a través de la ganancia $1/T_t$ (en Gain3). La señal es cero cuando no hay saturación. Así, no tendrá ningún efecto sobre la operación normal cuando el actuador no se satura. Cuando el actuador se satura, la señal e_s es diferente de cero. Se rompe el camino de realimentación normal alrededor del proceso porque la entrada al mismo permanece constante. Hay, sin embargo, un camino de realimentación alrededor del integrador. A causa de esto, la salida del integrador se mueve hacia un valor tal que la entrada del integrador se hace cero. La entrada del integrador es:

$$\frac{1}{T_t} e_s + I \cdot P \cdot e, \quad (5.2-2)$$

donde e es el error de control ($e = SP - PV$) e $I = 1/T_i$. De aquí se sigue,

$$e_s = -\frac{P}{T_i} T_t e \quad (5.2-3)$$

en estado estacionario. Como $e_s = CV - v$, se deduce que

$$v = CV_{lím} + \frac{P}{T_i} T_t e, \quad (5.2-4)$$

donde $CV_{lím}$ es el valor de saturación de la variable de control. Como las señales e y $CV_{lím}$ tienen el mismo signo, se tiene que v es siempre mayor o igual que $CV_{lím}$ en magnitud. Esto previene al integrador del windup. La velocidad con la cual se resetea la salida del controlador está gobernada por la ganancia de realimentación, $1/T_t$. Donde T_t se puede interpretar como la constante de tiempo, lo que determina con cuanta rapidez se resetea la integral. Se llama a esta la constante de tiempo de seguimiento. Puede parecer una ventaja escoger siempre un valor pequeño de la constante de tiempo de seguimiento T_t porque el integrador se resetea entonces rápidamente. Sin embargo, se debe tener algún cuidado al introducir anti-windup en sistemas con acción derivativa. Si la constante de tiempo escogida es demasiado pequeña, errores debido a perturbaciones pueden causar la saturación de la salida, lo cual accidentalmente resetea el integrador. La constante de tiempo de seguimiento T_t debería ser mayor que T_d y más pequeña que T_i . Una regla heurística que ha sido sugerida es escoger $T_t = \sqrt{T_i T_d}$.

C. Controladores con un modo de seguimiento

Un controlador con recalculo se puede interpretar como que tiene dos modos: el *modo de control normal*, cuando opera como un controlador ordinario, y un *modo de control de seguimiento*, cuando el controlador está en seguimiento de modo que coinciden las entradas y salidas dadas. Como un controlador con seguimiento puede operar en dos modos, se puede esperar que sea necesario tener una señal lógica para la conmutación del modo. Sin embargo, esto no es necesario, porque el seguimiento se inhibe automáticamente cuando la señal de seguimiento (w) es igual a la salida del controlador. Esto se puede usar con gran ventaja cuando se construyen sistemas complejos con selectores y control en cascada.

En la Figura 5.2-4 se muestra un módulo PI con una señal de seguimiento. El módulo tiene tres entradas: el set-point, la variable de proceso medida y una señal de seguimiento. Esto se puede resumir en el siguiente diagrama:

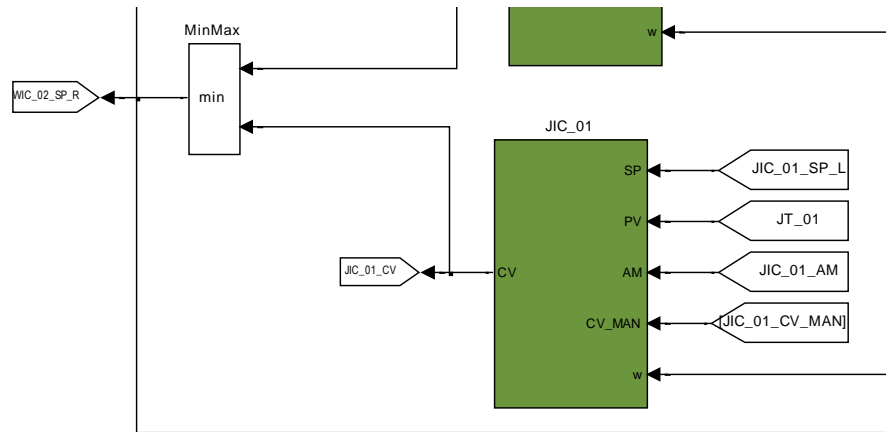


Figura 5.2-5: Representación del controlador con anti-windup, empleando el módulo de control básico con modo seguimiento.

La nueva entrada (w) se llama una señal de seguimiento porque la salida del controlador seguirá a esta señal. Obsérvese que el seguimiento se inhibe cuando $w = CV$.

5.3. Respuesta de Lazos de Control en Simulink

Los lazos fueron sintonizados mediante el método de prueba y error, en donde se comenzó sintonizando de los lazos más rápidos hasta los más lentos, para el control en cascada. Se han desarrollado una serie de pruebas para comprobar el buen funcionamiento de la estrategia de control en cada lazo.

5.3.1 Control PID de cada Lazo Independiente

El lazo de control de ingreso de agua al molino, viene controlado por la apertura de la válvula, si bien esta no está escalada de 0-100% en el caso de Simulink, si se realiza en el control mediante el PLC. Un incremento en la apertura de la válvula permite pasar mayor flujo, con una dinámica de primer orden. En la Figura 5.3-1 se aprecian el flujo controlado ante un cambio en la referencia, se sintonizó de forma independiente, teniendo al lazo en modo automático entregándole una referencia en modo local.

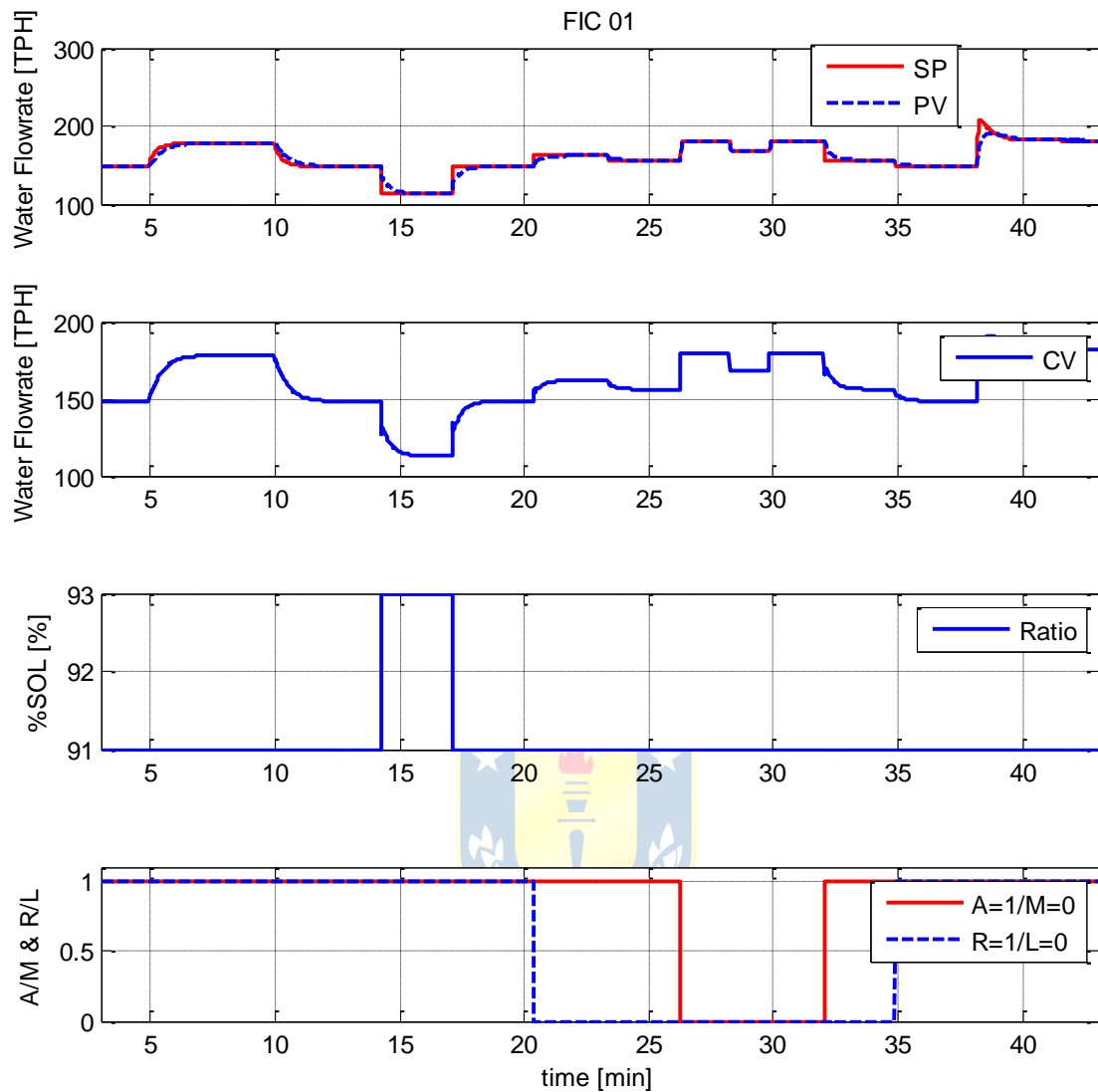


Figura 5.3-1: Modos de operación del lazo FIC-01

El lazo de control del ingreso de mineral al molino, viene controlado por una referencia interna del feeder. Es posible empeorar las cosas y acercarlo más a la realidad ingresando ganancias más bajas, zonas de operación no lineales y retardos, pero se optó en esta instancia por dejar el modelo de forma más simple. En cuanto la sintonización del controlador, se realizó por el método prueba y error, en modo automático entregando la referencia en modo local. En la Figura 5.3-2 se observa la respuesta de las variables ante un cambio en la referencia del tonelaje de mineral de entrada.

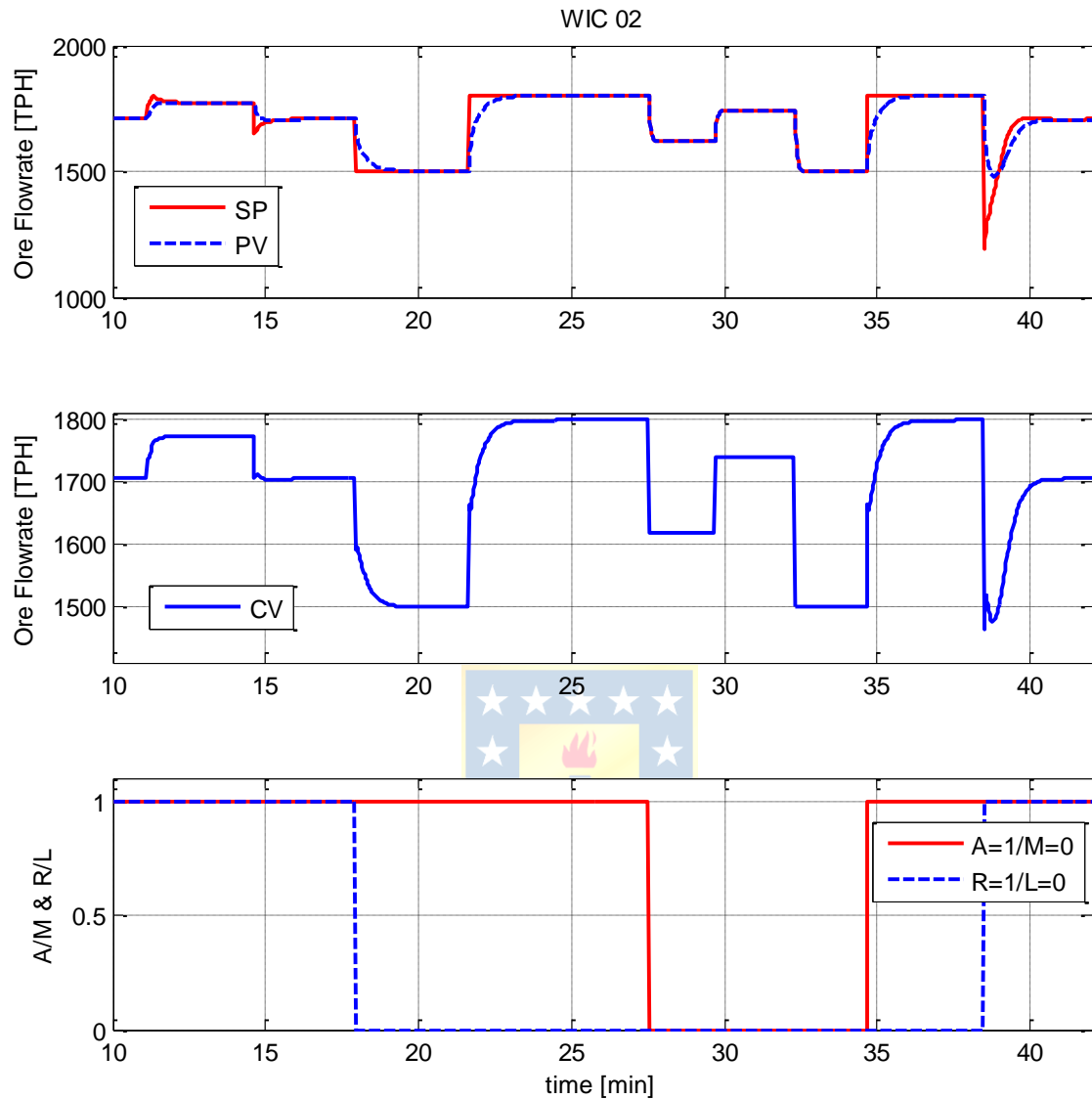


Figura 5.3-2: Modos de operación del lazo WIC-02

El lazo de control de nivel del pozo manipula la el flujo volumétrico de descarga del pozo, en la realidad se manipula una bomba que descarga la pulpa, pero el modelo hasta el momento está diseñado para manipular la referencia de descarga deseada con una cierta dinámica de primer orden agregada. Se mide el nivel en el estanque y se tienen también las opciones de automático/manual con y sin PV tracking.

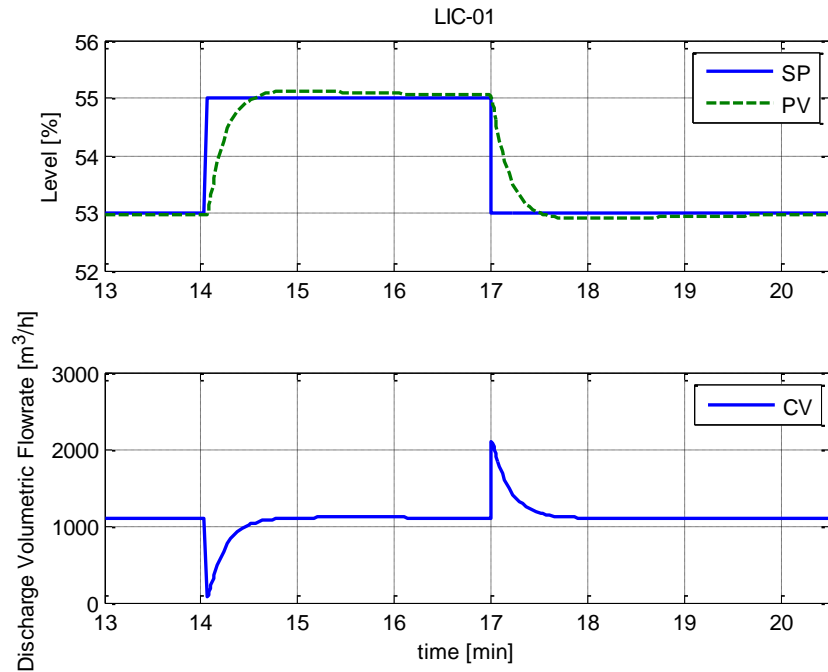


Figura 5.3-3: Operación del lazo LIC-01

El lazo de control de % de sólidos manipula la apertura de la válvula de entrada de agua al pozo, midiendo el % de sólidos (o densidad) con un analizador en la descarga del pozo.

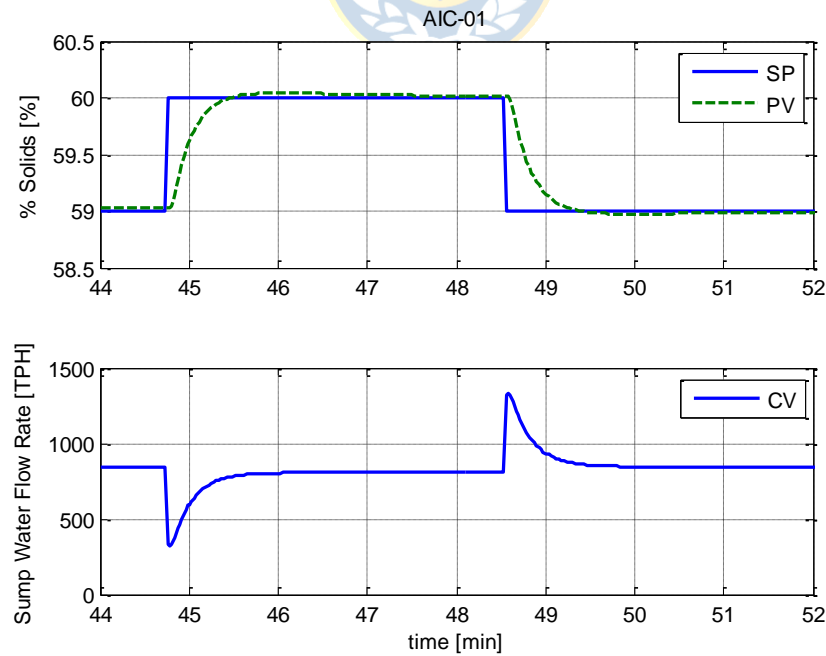


Figura 5.3-4: Operación del lazo AIC-01

5.3.2 Control de Relación

Las variables de entrada de este controlador son: R, FF-01, FT-01 y WT-02, mientras que las variables de salida son: FIC_01_CV. Las dinámicas de las variables se observan en la Figura 5.3-1 cuando se está en modo automático dando la referencia en modo remoto, en esta se realiza un cambio del 91 al 93% en la relación, notándose el ajuste que realiza el controlador.

5.3.3 Control en Cascada de Lazos WIC-01 y JIC-01 por Separado

En el lazo de control de carga del molino, se sintonizó también por el método de prueba y error y ayudándose de la herramienta de autotuning de los bloques PID de simulink. Se puede observar en la Figura 5.3-5 que se sigue la referencia en modo automático. La salida del controlador está trabajando en un lazo en cascada con el lazo de control de ingreso de mineral.

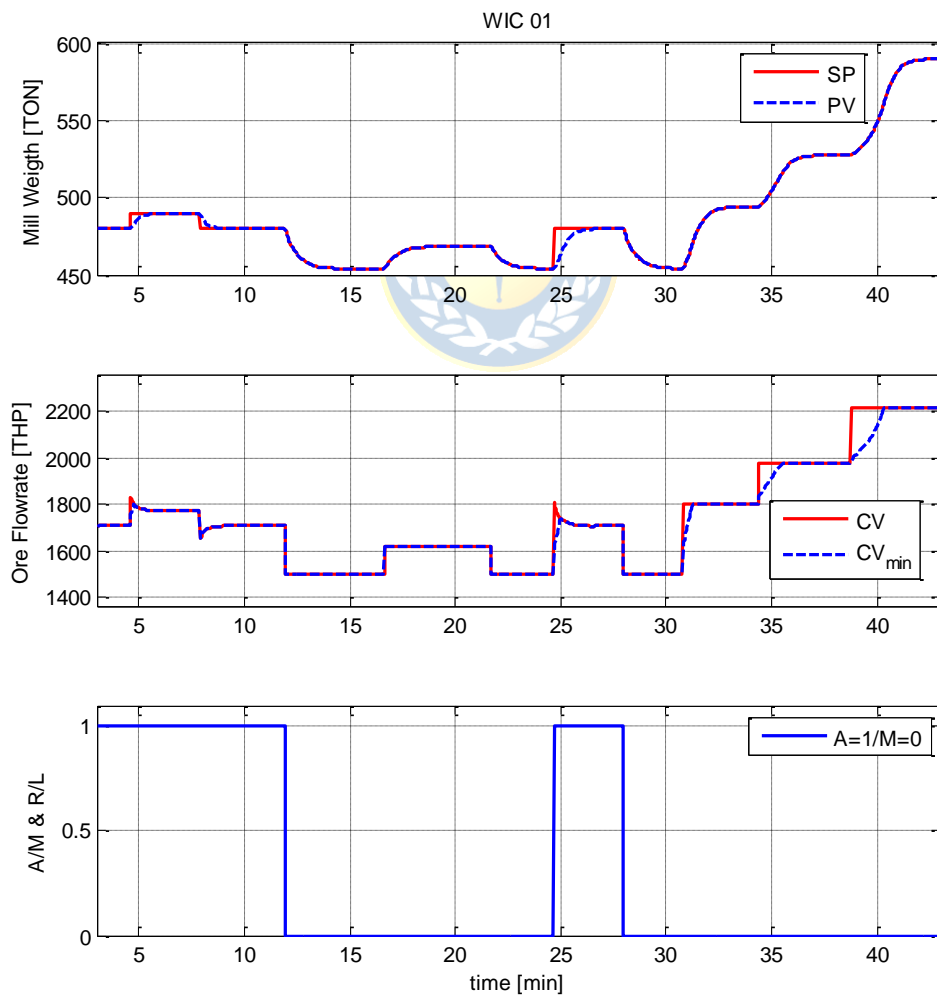


Figura 5.3-5: Operación lazo WIC-01

Para el lazo de control de potencia consumida por el molino, se manipula el ingreso de mineral al molino, debido a la no linealidad de la potencia se tiene una zona de operación para la cual se sintonizó el controlador, estando esta zona con valores fijos de dureza de 5.5 [Mohs], 17% descarga de bolas, 91% de sólidos en la pulpa de entrada, un % de llenado inferior al 30%, manteniendo un % de sólidos aparente del 70% en la pulpa interna del molino y una velocidad de 9.7 [RPM]. La respuesta de las variables ante un cambio en la referencia se aprecia en la Figura 5.3-6.

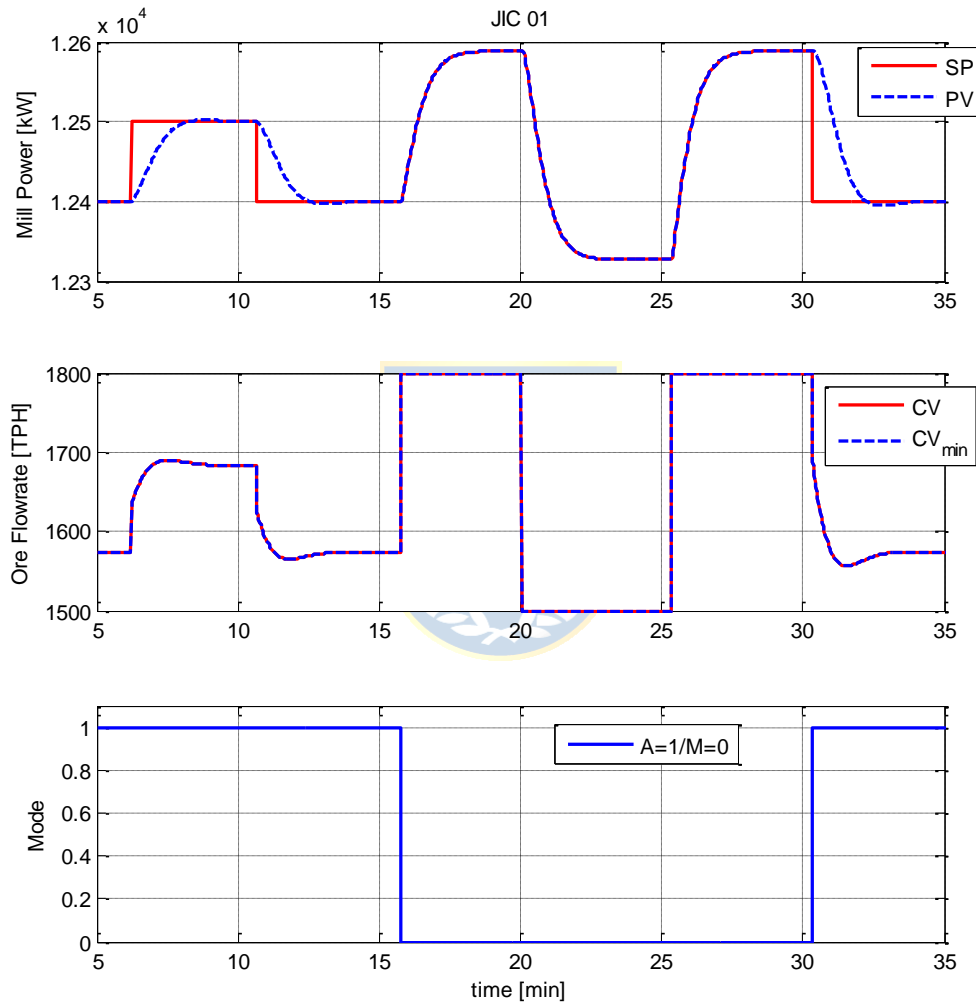


Figura 5.3-6: Operación del lazo JIC-01

5.3.4 Control Override

Para el lazo de control funcionando en modo Override, se muestra en la Figura 5.3-7 como es la selección de la variable de control, en donde cuando los lazos WIC-01 y JIC-01 están en modo automático, se selecciona la variable de control de menor valor para que esta sea enviada como

referencia remota a WIC-02, con un control del % de sólidos de entrada, dado por el control de relación que va unido con FIC-01. En la figura mencionada, se tiene un cambio en las perturbaciones, en donde la potencia se ve disminuida para una velocidad menor.

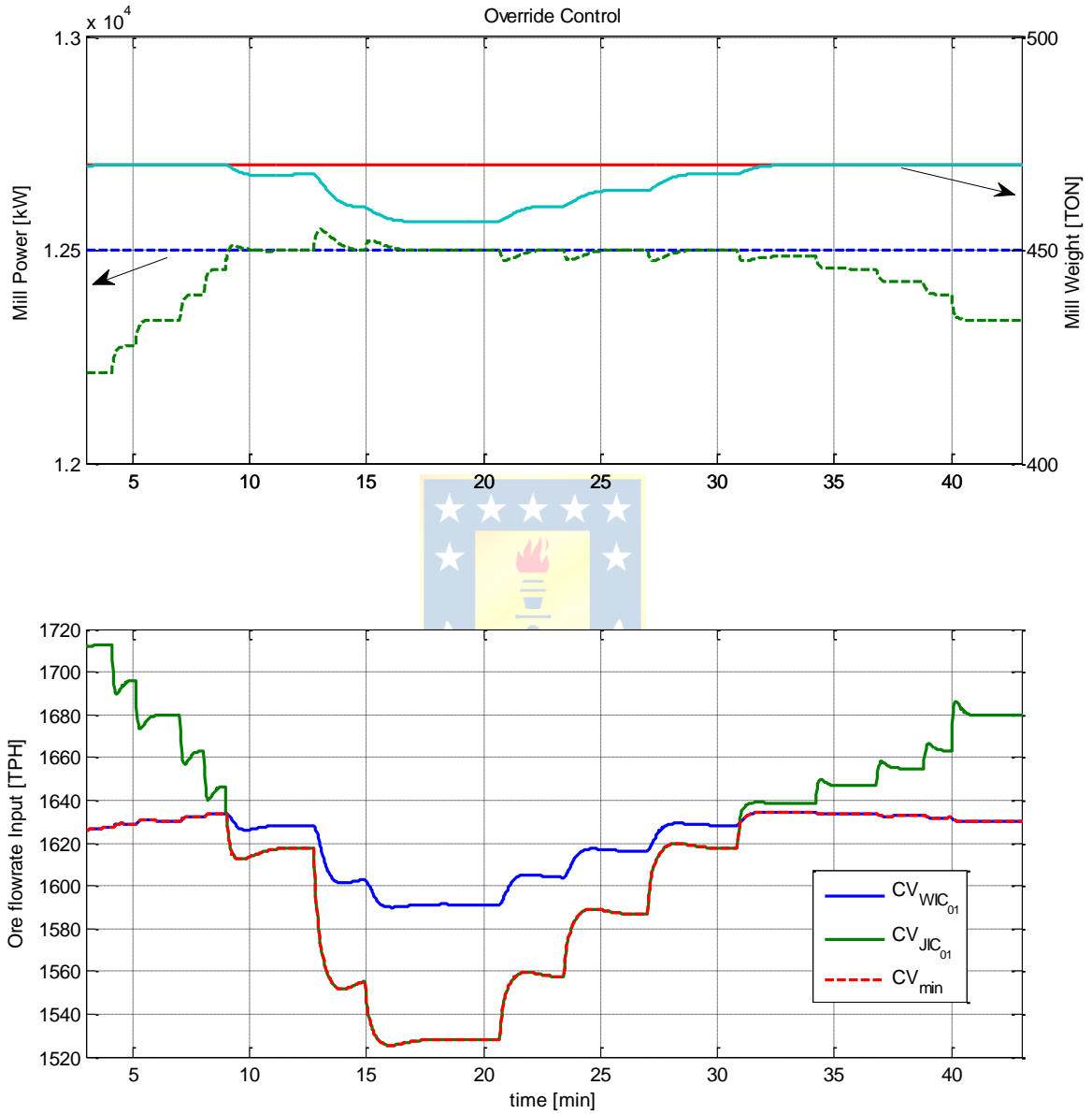


Figura 5.3-7: Operación lazo control Override

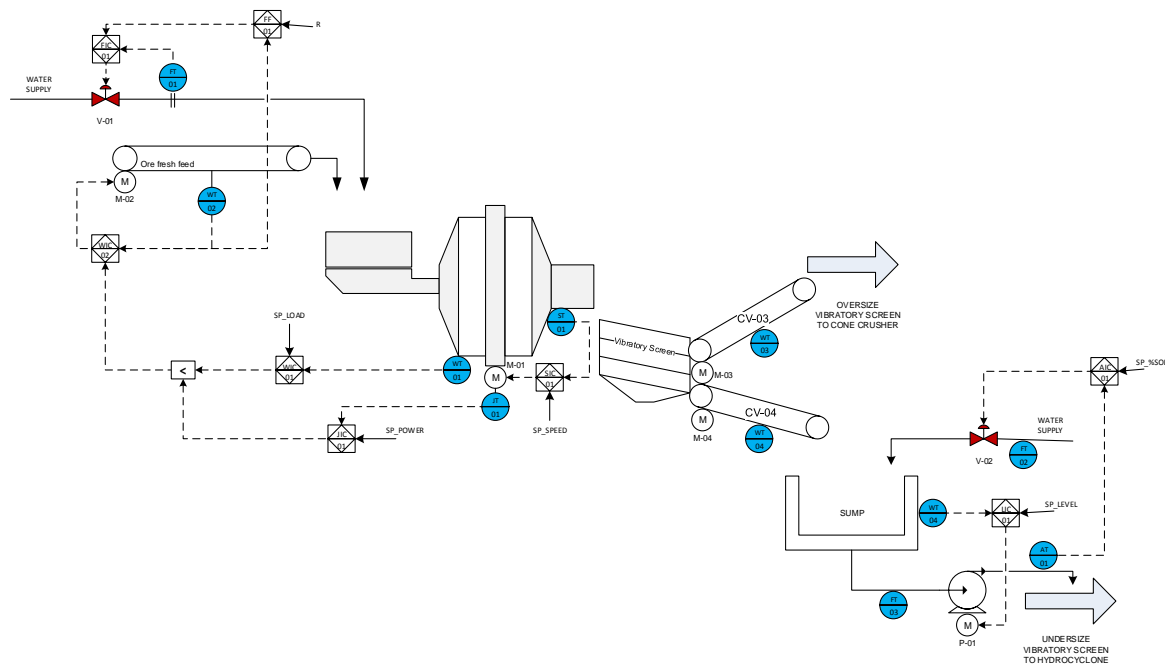


Figura 5.3-8: P&ID

Como se aprecia en la Figura 5.3-8, los lazos de control de carga y potencia del molino ocupan el mismo actuador. La estrategia de control override selecciona al controlador de carga (WIC-01) mientras este mantenga una potencia (SP_POWER) dentro de la zona en la que el molino trabaja con carga vs potencia en forma lineal. Saliendo de esta zona lineal se pasa a seleccionar el controlador de potencia (JIC-01), anulando la acción del otro controlador (WIC-01).

Para cada lazo de control se ocuparon los parámetros vistos en la Tabla 5.3-1.

Tabla 5.3-1: Parámetros de controladores utilizados en simulación en Simulink

Parámetros Controlador PID	P	T_i	Acción de Control	Modo
FIC_01	0,55	0,25	directa	Independiente
WIC_01	0,2	0,4	directa	Independiente
WIC_02	0,55	0,25	directa	Independiente
JIC_01	0,01	0,025	directa	Independiente
AIC_01	8,6	4,3	inversa	Independiente
LIC_01	8,6	4,3	inversa	Independiente

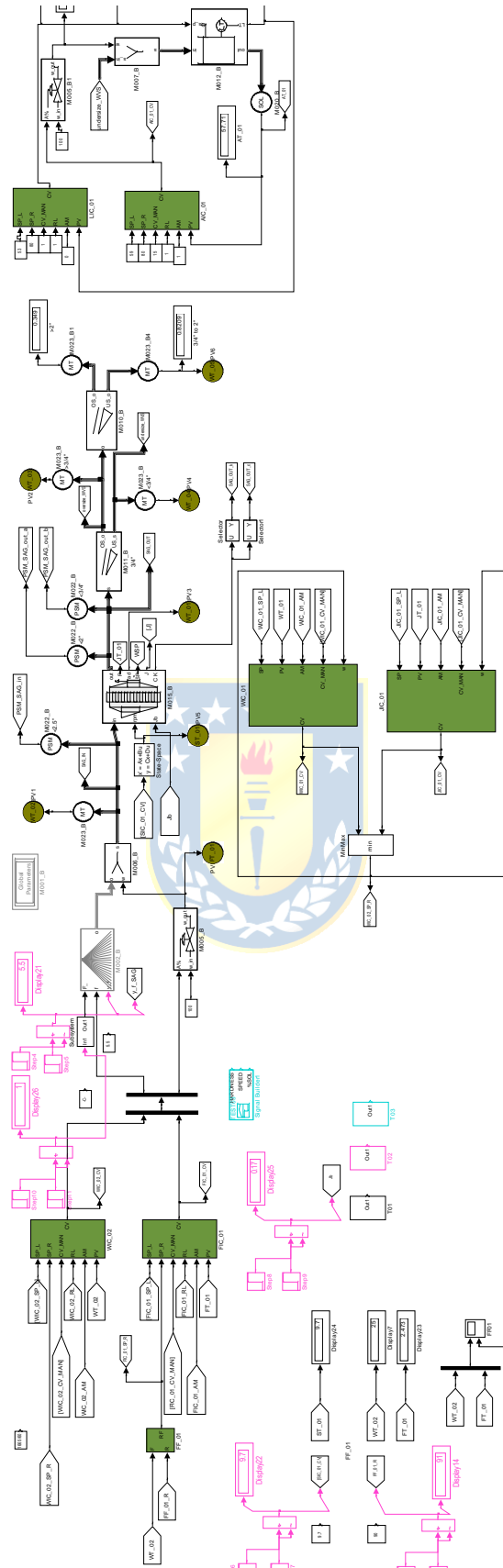


Figura 5.3-9: Control en Simulink

Capítulo 6. Conexión OPC

6.1. Introducción

La integración de un simulador en tiempo real con un sistema de control industrial es posible a través de OPC, que destaca una vinculación e incrustación de objetos (Object Linking and Embedding, *OLE*) para el control de procesos, para la comunicación entre un PC y un PLC. Esta norma especifica la comunicación de datos de la planta simulada en tiempo real entre el dispositivo de control, y proporciona nuevas oportunidades para el proceso e ingenieros de control de mejorar el conocimiento y estrategias de control de la planta.

Por otro lado, el control de los sistemas reales en la práctica trae muchas complicaciones. El algoritmo de control es usualmente implementado directamente en el sistema de control conectado a la planta mediante el uso de controladores convencionales. Sin embargo, la aplicación de métodos modernos de control (control adaptativo, control predictivo, etc.) incluye un aumento de las demandas de procesamiento de cálculos, por lo tanto, la realización de estos algoritmos en PLC es difícil o casi imposible. Una de las posibles soluciones es utilizar otro sistema de control, por ejemplo, un PC con el algoritmo de control implementado.

En ambos casos (ya sea simulación en tiempo real o sistema de control implementado en PC), se puede usar el estándar de comunicación llamado OPC, para la comunicación entre PC y PLC. En este capítulo se proporcionará la conexión OPC para la entrada de los actuadores y las salidas de los sensores de un modelo de planta de circuito de molienda que se ejecuta MATLAB®.

6.2. OPC

OPC (originalmente OLE for Process Control) es una norma industrial creada con la colaboración de varios de los principales proveedores de hardware y software de automatización de todo el mundo, trabajando en colaboración con Microsoft. El estándar es mantenido por OPC Foundation y ampliamente utilizado en la automatización industrial para facilitar la interoperabilidad de los dispositivos de control de diferentes fabricantes. Éste especifica el mecanismo para comunicación de diferentes fuentes de datos y aplicaciones de clientes dentro del control de procesos. La fuente de datos puede ser un sistema de control de procesos, una base de datos o una aplicación de control supervisorio. La referencia [15] proporciona información detallada acerca de OPC, y de cómo OPC puede ser beneficioso para la investigación y desarrollo, presentando una visión general de las últimas novedades y normas.

La especificación OPC es una especificación técnica no patentada que define un servicio de interfaces estandarizadas basadas en las plataformas OLE/COM/DCOM y tecnología .NET de Microsoft. La aplicación de la interfaz estándar OPC permite la interoperabilidad entre aplicaciones de automatización / control, sistemas de campo / dispositivos y aplicaciones de negocio / oficina.

Tradicionalmente, cada desarrollador de software o aplicación requería escribir una interfaz personalizada o servidor / driver, para intercambiar datos con dispositivos de campo del hardware. OPC elimina este requisito mediante la definición de una interfaz común y de alto rendimiento que permite que este trabajo sea hecho una sola vez, y luego reutilizar fácilmente por HMIs, SCADAs y aplicaciones de control y personalizadas.

El servidor OPC es la aplicación de software que opera como la interfaz de programación de aplicaciones (API) o como el convertidor de protocolo. El servidor OPC es conectado a un dispositivo tal como un PLC, un sistema de control distribuido (DCS), una unidad de terminal remota (RTU) o a una fuente de datos (base de datos o interfaz de usuario) y traduce los datos en un formato estándar basado en OPC.

Una aplicación OPC compatible, como una interfaz hombre-máquina (HMI), historiador, hoja de cálculo, aplicación de tendencias, etc., se puede conectar con el servidor OPC y luego se puede utilizar para leer y escribir los datos del dispositivo. El servidor OPC se basa en una arquitectura Cliente / Servidor.

MATLAB[®] es un lenguaje de alto nivel y permite en un entorno interactivo realizar tareas de cómputo intensivo. A menudo se utiliza en la comunidad académica para el diseño, análisis y simulación de las técnicas de control avanzado.

OPC Toolbox[™] (caja de herramientas de OPC) se extiende a MATLAB[®] y Simulink[®] con herramientas para interactuar con servidores OPC. Permite leer, escribir y registrar datos OPC de equipos que se ajusten a la norma de OPC Foundation Data Access, como los sistemas de control distribuido, control supervisorio, adquisición de datos y sistemas de automatización. La caja de herramientas permite que MATLAB y Simulink puedan responder a un evento del servidor OPC iniciado, tal como una parada, error en el servidor, o cambio de valor de un elemento OPC. MATLAB con OPC Toolbox se pueden utilizar en las industrias de proceso para el análisis de datos, visualización, simulación y creación rápida de prototipos de algoritmos en los procesos reales.

OPC Toolbox proporciona tres formas de implementar un cliente OPC Data Acces:

1. Ejecutando todas las funciones de OPC Toolbox directamente de la línea de comandos de MATLAB.

2. Usando la interfaz gráfica de usuario (GUI) para conectarse rápidamente a servidores OPC, creando y configurando objetos de OPC Toolbox, y leyendo, escribiendo y registrando datos.
3. Usando la el blockset de la biblioteca Simulink para leer y escribir datos desde y hacia el servidor OPC mientras se simula un sistema.

Cuando se utiliza en MATLAB el Toolbox emplea una estructura jerárquica de objetos para ayudar a manejar las conexiones con servidores OPC y las colecciones de los elementos del servidor o etiquetas. Se crea un objeto de cliente *OPC Data Access* para conectarse a un servidor OPC. Esta conexión permite navegar por el espacio de nombres del servidor y recuperar propiedades de cada elemento almacenado en el servidor. Se puede crear objetos de *Data Access Group* para controlar conjuntos de objetos de acceso de objetos *Data Access Item*, que representan los elementos del servidor. La caja de herramientas permite configurar y controlar todos los objetos de cliente, de grupo, y de ítem mediante la modificación de sus propiedades. La herramienta OPC mostrada en la Figura 6.2-1 permite navegar por el espacio de nombres del servidor, configurar los objetos, y leer y escribir los datos de OPC. También permite registrar datos OPC en MATLAB para el análisis y trazado.

OPC Toolbox en Simulink ofrece un bloque de configuración para especificar los clientes OPC utilizados en el modelo, para definir el comportamiento de los errores y eventos OPC, y para establecer el comportamiento en tiempo real. Durante la simulación, el modelo se ejecuta en tiempo pseudo-real, que coincide con el reloj del sistema lo más cerca posible mediante la desaceleración automática de la simulación. Los parámetros de los bloques también se pueden configurar para que la simulación se ejecute más lentamente que el reloj del sistema. La ventana de *OPC configuration* y la ventana para gestión de cliente OPC se muestran en la Figura 6.2-1.

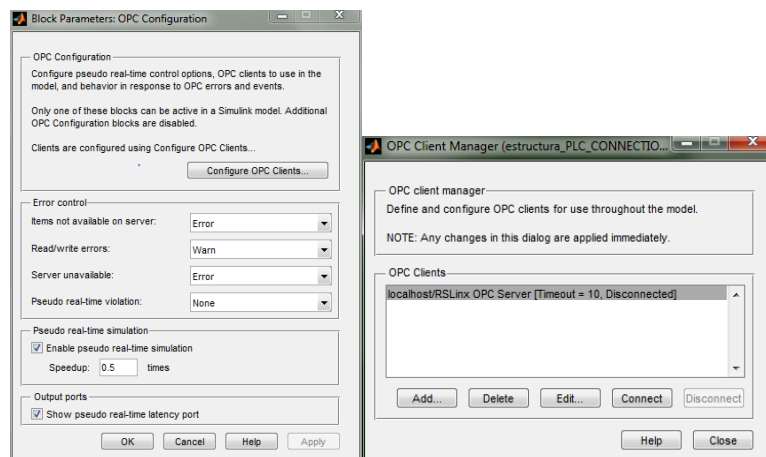


Figura 6.2-1: OPC client manager y OPC configuration

En la ventana de OPC configuration, el panel de *Pseudo real-time simulation* permite opciones de configuraciones para ejecutar la simulación en tiempo pseudo-real. Cuando la casilla de verificación “Enable pseudo real-time simulation” está marcada, el tiempo de ejecución del modelo coincide con el del reloj del sistema (un segundo de la vida real es una unidad de tiempo en la simulación en Simulink) en la mayor medida de lo posible al disminuir la velocidad de la simulación apropiadamente. El ajuste “Speedup” determina el número de veces más rápido que la simulación se ejecuta en comparación con el reloj del sistema. Por ejemplo, cuando “Speedup” está ajustado a 2, significa que a 10 segundos de simulación le tomará 5 segundos en completarse.

Se debe tener en cuenta que los ajustes de control en tiempo real no garantizan el comportamiento en tiempo real. Si el modelo funciona más lento que en tiempo real, se produce un error de violación de latencia en tiempo pseudo-real. Se puede controlar como Simulink responde a una violación de latencia en tiempo pseudo-real utilizando la configuración en el panel de “Error control”. La casilla de verificación “Show pseudo real-time latency port” permite imprimir el modelo de latencia. Cuando se marca esta última, aparece la latencia en tiempo pseudo-real (en segundos) como un puerto de salida del bloque “OPC Configuration”. La latencia en tiempo pseudo-real es el tiempo empleado por la espera del reloj del sistema durante cada paso. Si este valor es negativo, la simulación se ejecuta más lentamente que en el tiempo real y la acción de Simulink es determinada en el ajuste “Pseudo real-time violation”.

Una vez que se crea un objeto de grupo que contiene objetos de elemento, es posible leer o escribir en un elemento individual o de todos los elementos del grupo al mismo tiempo. En MATLAB, las operaciones de lectura y escritura se pueden producir de forma sincrónica (la ejecución de MATLAB ® es bloqueada hasta que la operación se ha completado) o asíncrona (MATLAB ® puede continuar procesando mientras la operación está en curso).

En SIMULINK ®, se puede leer y escribir bloques, recuperar y transmitir datos de forma sincrónica o asíncrona desde y hacia el servidor OPC. Los bloques contienen un gestor de cliente que hace posible especificar y administrar el servidor OPC, seleccionar elementos y definir los tiempos de muestreo de bloques. El bloque OPC Read, que se muestra en Figura 6.2-2, permite elegir los elementos desde el servidor OPC, y así leer datos online del PLC. El bloque OPC Write, en Figura 6.2-2, permite elegir los elementos del modelo de SIMULINK, y así escribir datos a planta simulada directamente en el servidor OPC (datos desde PLC).

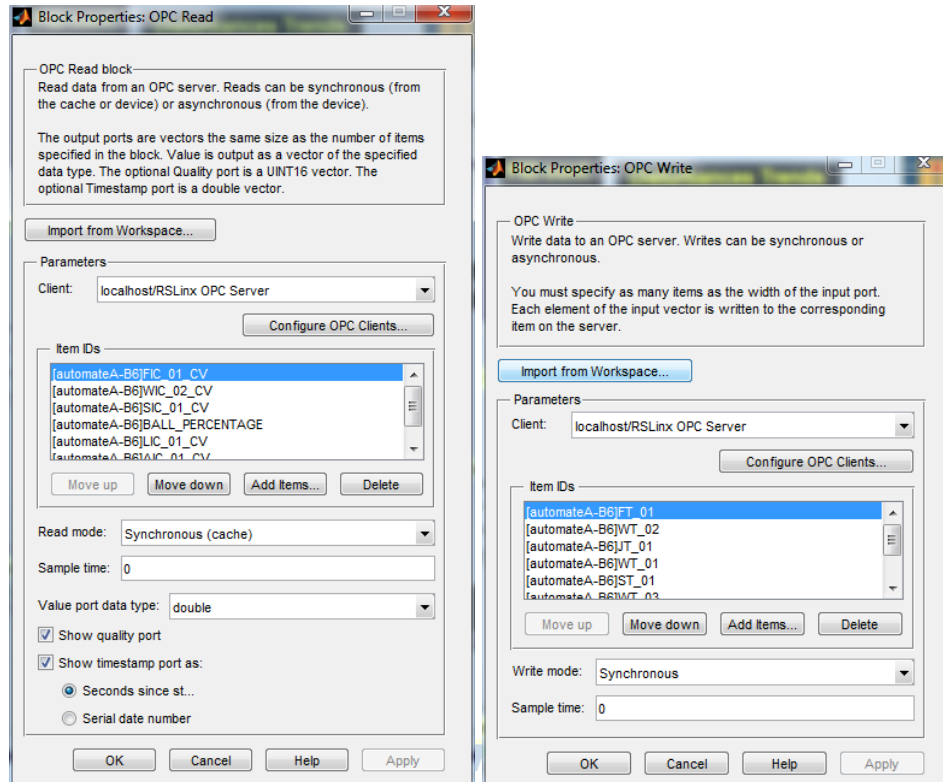


Figura 6.2-2: Bloques OPC Read y OPC Write

Durante la simulación del modelo en tiempo real en SIMULINK, se puede producir un problema de orden de ejecución de bloques. Sin definir explícitamente las prioridades del bloque en SIMULINK, los bloques se ejecutan en orden dada por el llamado "sorted order". Hay dos reglas básicas, que afectan al orden de bloque:

1. Cada bloque, que impulsa puertos "direct-feedthrough " de otro bloque debe preceder a este bloque,
2. Bloques sin puertos "direct-feedthrough" deben dar prioridad a los bloques que impulsan los puertos de conexión de interfaz directa.

El puerto "direct-feedthrough" es un puerto de entrada, cuyo valor actual determina el valor actual de una de las salidas del bloque. Ejemplos de bloques que tienen puertos direct-feedthrough incluyen la ganancia, del producto, y Sum bloques. Ejemplos de bloques que tienen las entradas no directas del paso de cables incluyen el bloque integrador (su salida es una función puramente de su estado), el bloque de Constant (que no tiene una entrada) y el bloque de memoria (su producción depende de su entrada en el paso de tiempo anterior).

En Simulink también hay una posibilidad de asignar la prioridad del bloque, por el cual es posible influir orden de ejecución de los bloques. La prioridad del bloque se puede asignar de forma interactiva utilizando el campo "Priority" del bloque "Block Properties" o mediante programación con

el comando "set_param". Cuanto menor sea el número, mayor es la prioridad; es decir, 2 significa que la prioridad más alta que 3. Los bloques de prioridad más alta se ven antes de los bloques de prioridad más baja en el orden clasificado, aunque no necesariamente antes de bloques que no tienen prioridad asignada.

6.3. Creación Tópicos en RSLinx

Antes de configurar los bloques OPC Write y OPC Read se debe realizar la conexión entre MATLAB y el PLC. El primer paso es crear un tópico en RSLinx y asociarlo al PLC con el que se trabajará, en este caso se creó el tópico “**automateA-B6**”, Figura 6.3-1. Posteriormente en el archivo en RSLogix 5000, se crean los tags correspondientes a los bloques PIDE que se describirán más adelante, para así poder relacionar estos con Simulink y FactoryTalk. En la Figura 6.3-2 se observan los tags que están siendo escritos y/o leídos entre PLC y PC. Los módulos OPC Write y OPC Read se conectan, con ganancias correspondientes según el caso, debido a que la simulación está en una escala de minutos y en el PLC se mostrarán algunas variables en relación a horas, Figura 6.3-4. Con los módulos OPC Read y OPC Write es posible establecer la conexión entre las respectivas entradas y salidas del sistema, que serán las entradas y salidas del controlador, respectivamente.

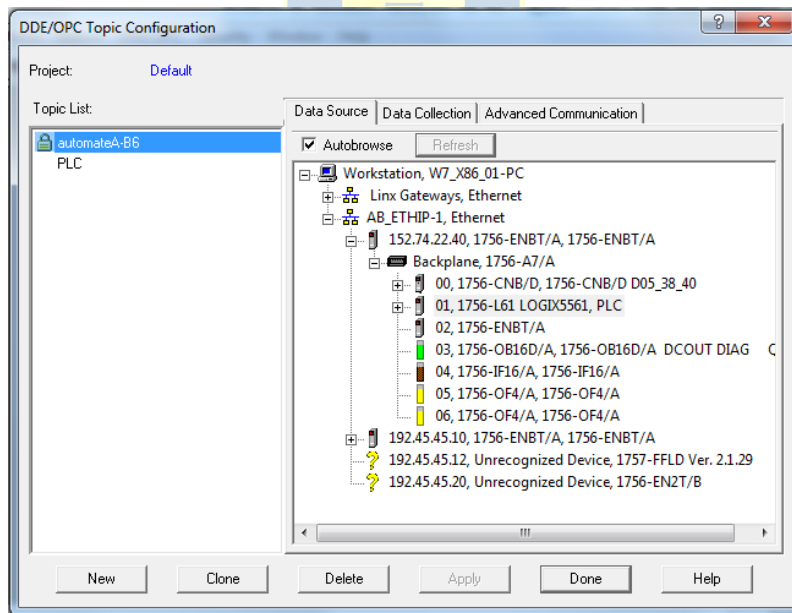


Figura 6.3-1: Creación de tópico en RSLinx

Como se observa en la Figura 6.3-4, se procedió a trabajar en tiempo pseudo-real de 0,1X, lo cual significa que la dinámica del proceso será vista por el PLC 10 veces más lenta que lo normal. El proceso se está simulando en minutos, por lo tanto cada segundo del reloj de PLC equivaldrán a 6

segundos del proceso en la vida real. El siguiente resultado del lazo WIC-01 es obtenido a continuación, utilizando un bloque PIDE de RSLogix 5000.

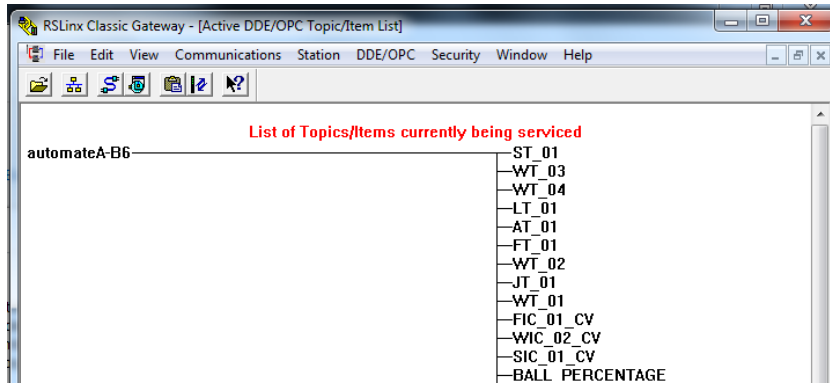


Figura 6.3-2: Tags que están siendo transferidos desde y hacia el PLC

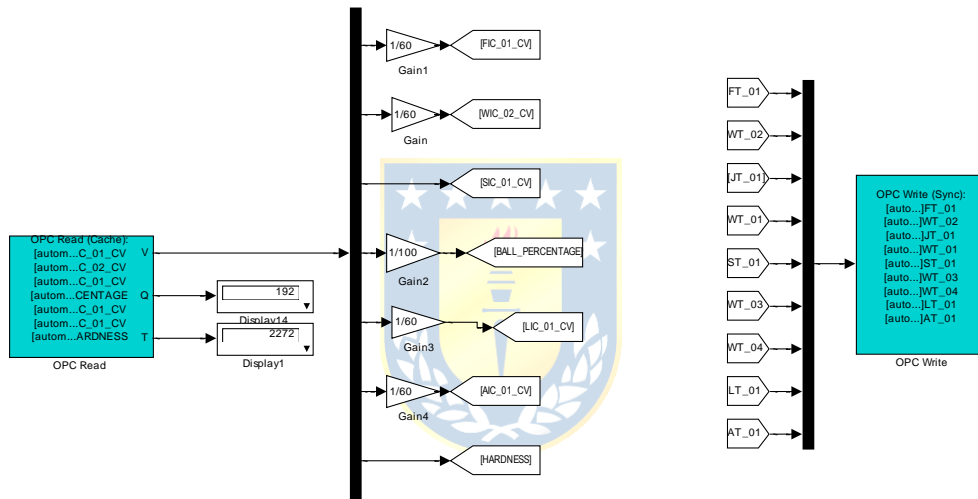


Figura 6.3-3: Bloques OPC Write y OPC Read

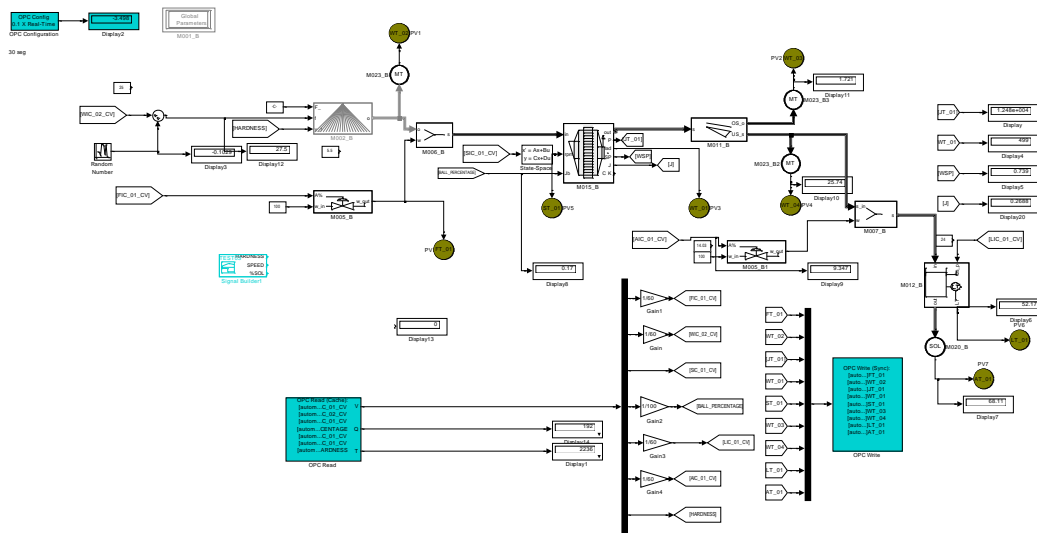


Figura 6.3-4: Modelo conectado a PLC, vía OPC

6.4. Lectura y escritura desde FactoryTalk

Al tener ya disponible los tags gracias a la creación del t3pico, es posible relacionar estos tags a los objetos que se ocupar3n en la interfaz gr3fica, ya sea indicadores, tendencias, etc. Se debe solamente buscar en el t3pico asociado y seleccionar el tag que se desea, Figura 6.4-1. Con el fin de tener datos disponibles para graficar en la interfaz se van almacenando en un DataLog, seleccion3ndolos de la misma forma, Figura 6.4-2.

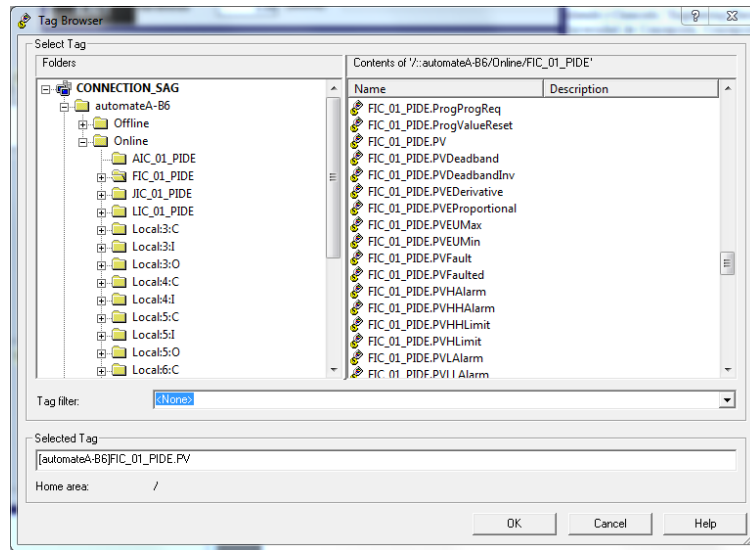


Figura 6.4-1: Selecci3n de tag para referenciarlo con objetos de interfaz

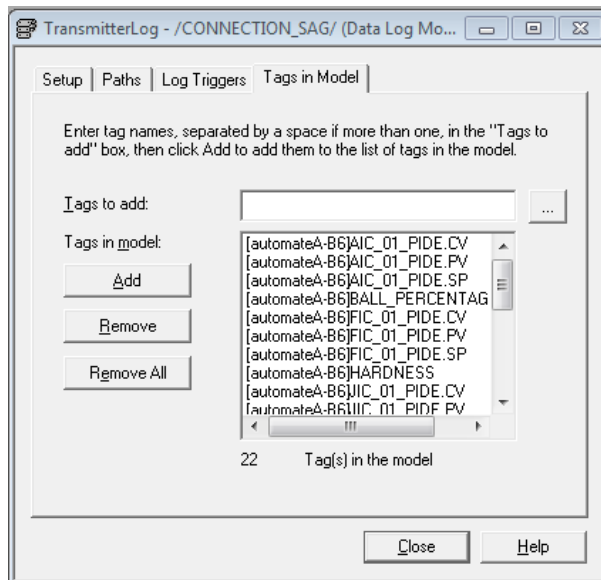


Figura 6.4-2: Selecci3n de tags para almacenar en DataLog

Capítulo 7. Diseño HMI

7.1. Introducción

Para el diseño de esta interfaz, se tendrá énfasis en considerar la topología del bloque PIDE, para realizar una menor cantidad de diseños de pantallas, para que se puedan reutilizar en cada lazo, utilizando la herramienta “Parameters”, de FactoryTalk.

7.2. Estrategias de Control Utilizando Bloque PIDE

La instrucción PIDE (PID Enhanced, *PID Mejorado*) es un bloque disponible en RSLogix 5000 mediante programación por diagramas en bloque, y usa un algoritmo en la forma de velocidad de la ecuación PID. Esencialmente, esto significa que el lazo trabaja sobre el cambio del error para cambiar la salida. Tradicionalmente el algoritmo PID usado en PLCs se ha compuesto de la forma posicional. Un algoritmo en la forma posicional trabaja directamente con el error. Aunque este es aceptable para aplicaciones simples, el algoritmo en la forma de velocidad es mucho más fácil para aplicar en aplicaciones más avanzadas tales como ganancias adaptativas o selección de múltiples lazos. Por esta razón, la mayoría de los Sistemas de Control Distribuidos (DCS) usan tradicionalmente el algoritmo en la forma velocidad. Del mismo modo, la familia de controladores Logix también toma ventaja de las propiedades más avanzadas de un algoritmo en la forma de velocidad.

7.2.1 Ecuación del Bloque de Instrucción PIDE

Se debe comprender que ambos algoritmos PID (forma posicional y forma de velocidad) rinden idénticamente en respuesta a un cambio en el error. De hecho, se puede fácilmente derivar una forma de la ecuación desde la otra. Las ecuaciones para los dos tipos de algoritmos son mostrados a continuación:

- Algoritmo PID en forma posicional

$$CV = K_P E + \sum K_I E \Delta t + K_D \frac{\Delta E}{\Delta t} \quad (7.2-1)$$

- Algoritmo PID en forma de velocidad

El Algoritmo de control PIDE calcula el valor de la variable de control CV_n sumando un incremento de los términos proporcional, integral y derivativo, y el valor anterior calculado de la variable de control CV_{n-1}

$$CV_n = CV_{n-1} + \Delta P_{term} + \Delta I_{term} + \Delta D_{term} \quad (7.2-2)$$

Luego,

$$CV_n = CV_{n-1} + K_p \Delta E + K_I E \Delta t + K_D \frac{E_n - 2E_{n-1} + E_{n-2}}{\Delta t} \quad (7.2-3)$$

Donde:

CV = Variable controlada

E = Error

Δt = Tiempo de actualización

K_p = Ganancia proporcional

K_I = Ganancia integrativa

K_D = Ganancia derivativa

Las dos principales diferencias entre las formas del algoritmo PID son que:

- El término proporcional trabaja sobre el cambio en el error en la forma de velocidad, y sobre el error en la forma posicional.
- La acumulación del término integral está contenida en el valor de la salida anterior (CV_{n-1}) en la forma de velocidad, y en la suma del término integral en la forma posicional.

El bloque PIDE es descrito por un algoritmo PID incremental (también conocido en la literatura como "Velocity PID" o PID de velocidad). Este es un algoritmo utilizado típicamente para control de velocidad o posición. El PID de velocidad es adecuado para casi todos los sistemas de control de movimiento con retroalimentación de velocidad. [[deltamotion](#)]

- Ventajas PID de velocidad
 - Excelente control cuando se sigue una referencia suave.
- Desventajas PID de Velocidad
 - No puede controlar óptimamente cuando se tiene una referencia irregular.

La instrucción PIDE también soporta dos diferentes formas del algoritmo en la forma de velocidad – ganancias dependientes e independientes.

7.2.2 Formas ganancias dependientes

En esta forma del algoritmo, la ganancia proporcional se cambia de manera efectiva en una ganancia de controlador. Al cambiar la ganancia del controlador, cambia la acción de los tres términos, proporcional, integral y derivativa, al mismo tiempo.

$$CV_n = CV_{n-1} + K_c \left(\Delta E + \frac{1}{60T_I} E \Delta t + 60T_D \frac{E_n - 2E_{n-1} + E_{n-2}}{\Delta t} \right) \quad (7.2-4)$$

Donde:

CV = Variable controlada

E = Error en porcentaje del span

Δt = Tiempo de actualización en segundos usado por el bucle

K_P = Ganancia controlador

T_I = Constante de tiempo integral en minutos por repetición. En otras palabras, tomará T_I minutos para que el término integral repita la acción del término proporcional en respuesta a un cambio escalón en el error.

T_D = Constante de tiempo derivativo en minutos.

Cuando se usa la instrucción PIDE con el parámetro interno “**DependIndependent**” igual a “**0**”, los parámetros, P_{GAIN} , I_{GAIN} y D_{GAIN} son usados para representar K_P , K_I y K_D . Cuando “**DependIndependent**” es igual a “**1**”, los parámetros P_{GAIN} , I_{GAIN} y D_{GAIN} representan K_C , T_I y T_D .

Para convertir los términos de ganancias usadas entre las formas del algoritmo PIDE dependiente e independiente, se pueden utilizar las siguientes ecuaciones:

$$K_P = K_C \quad (7.2-5)$$

$$K_I = \frac{K_C}{T_I} \quad (7.2-6)$$

$$K_D = K_C T_D \quad (7.2-7)$$

7.2.3 Estados y Modos de Operación

En ocasiones es deseable que distintos tipos de usuarios de la interfaz tengan o no ciertos privilegios, así como también que el manejo de las variables se puedan inhabilitar directamente de otro lugar sin acceso a todos los usuarios. El bloque PIDE tiene 2 niveles de usuario, el nivel de programador y el nivel de operador. Cuando se quiere trabajar con alguno de los dos niveles se debe hacer una petición y se le llamará que se está trabajando en cierto “estado de control”, ver Tabla 7.2-3. El estado de control de programador, tiene mayores privilegios y prioridad ante todas las señales que se quieran manipular, es más, bloquea al operador si es requerido este estado, ver Tabla 7.2-3.

Por otra parte se tienen también los “modos de operación” descritos en la Tabla 7.2-5 (se describe de la misma forma para el estado de control de operador, pero sin el modo de operación Override). Estos modos se anulan unos a otros según la prioridad, en cada columna se muestra el modo se está pidiendo la petición y mientras más arriba esté, más prioridad tendrá, siendo indiferente (“X”) de que petición se está haciendo de las de menor prioridad.

Dentro de los privilegios exclusivos que cuenta el estado de control de programador, es el de trabajar con el modo de operación Override, así el diseño de las pantallas diseñadas para los lazos que trabajan en este modo de operación (WIC-01 y JIC-01) quedan limitados en trabajar sólo en ese estado de control.

Tabla 7.2-1: Variables de Entrada Bloque PIDE

Parámetros de Entrada	Tipo de datos	Significado
PV	REAL	Variable de entrada de proceso
SPProg/SPOper	REAL	Set Point se establece este valor cuando el bloque esta en modo automático
SPCascade	REAL	Set Point se establece este valor cuando el bloque esta en modo Cascade/Ratio
CVProg/CVOper	REAL	Variable de control cuando el bloque esta en modo manual.
PVEUMax	REAL	Es el valor máximo escalado de la variable de proceso
PVEUMin	REAL	Es el valor mínimo escalado de la variable de proceso
CVInitValue	REAL	Valor de inicio de la variable de control
CVEUMax	TIME	Es el valor máximo escalado de la variable de control que corresponde al 100% de CV
CVEUMin	TIME	Es el valor mínimo escalado de la variable de control que corresponde al 0% de CV.
PGain	REAL	Ganancia Proporcional
OperAutoReq	BOOL	Solicitud de modo automático.
OperManualReq	BOOL	Solicitud de modo automático.

Tabla 7.2-2: Variables de Salida Bloque PIDE

Parámetros de Salida	Tipo de datos	Descripción
EnableOut	BOOL	Habilitación de salida
CVEU	REAL	Salida de variable de control escalada, usando CVEUMax y CVEUMin.
CV	REAL	Salida de variable de control. Este valor se expresa como 0 a 100 por ciento. CV está limitado por CVHLimit y CVLLimit.
SP	REAL	Valor actual de la referencia.
ProgOper	BOOL	Indicador de control del programa/operador.
Auto	BOOL	Indicador del modo Auto. Se establece cuando está en el modo Auto.
Manual	BOOL	Indicador del modo Manual. Se establece cuando está en el modo Manual.
Hand	BOOL	Indicador del modo Hand. Se establece cuando está en el modo Hand.
Ratio	REAL	Multiplicador de relación actual.

Tabla 7.2-3: Peticiones de Estado de Control

Nombre	Descripción
. ProgOperReq	Una petición del programa para ir a control de Operador.
. ProgProgReq	Una petición del programa para ir a control de Programa.
. OperOperReq	Una petición del operador para ir a control de Operador.
. OperProgReq	Una solicitud de operador para ir al control de Programa.

Tabla 7.2-4: Nivel de prioridades peticiones de Estado de Control

Seleccionando "ESTADO DE CONTROL" (Programa u Operador)				
. ProgOperReq	1	0	0	0
. ProgProgReq	X	1	0	0
. OperOperReq	X	X	1	0
. OperProgReq	X	X	X	1
0 = ProgOper (Control de Operador)	0	1	0	1
1 = ProgOper (Control de Programa)				

Tabla 7.2-5: Nivel de prioridades de peticiones de Modo de Operación

Seleccionando "MODO DE OPERACIÓN" (Hand-Override-Manual-Auto-Cascade)					
. ProgHandReq	1	0	0	0	0
. ProgOverrideReq	X	1	0	0	0
. ProgManualReq	X	X	1	0	0
. ProgAutoReq	X	X	X	1	0
. ProgCasRatReq	X	X	X	X	1
Hand Mode	1	0	0	0	0
Override Mode	0	1	0	0	0
Manual Mode	0	0	1	0	0
Auto Mode	0	0	0	1	0
CascadeRatio Mode	0	0	0	0	1

7.2.4 Parametrización del regulador PIDE

El objetivo de los ajustes de los parámetros PIDE es lograr que el bucle de control corrija eficazmente y en el mínimo tiempo los efectos de las perturbaciones. Si los parámetros del controlador PIDE (ganancia proporcional, integral y derivativa) se eligen incorrectamente el proceso a controlar puede ser inestable, por ejemplo, que la salida de este varíe, con o sin oscilación, y esté limitada sólo por saturación del controlador o rotura mecánica. Ajustar un lazo de control significa ajustar los parámetros del sistema de control a los valores óptimos para la respuesta del sistema de control deseada. El comportamiento óptimo ante un cambio del proceso o cambio del "setpoint" varía dependiendo de la aplicación. Generalmente, se requiere estabilidad ante la respuesta dada por el controlador, y este no debe oscilar de forma inestable ante ninguna combinación de las condiciones

del proceso y cambio de “setpoints”, manteniendo al final estabilidad en estado estacionario. Algunos procesos tiene un grado de no-linealidad y algunos parámetros que funcionan bien en condiciones de cierto nivel de carga no funcionan de la manera en que se quiso cuando el proceso está en otro estado de carga distinto. Hay varios métodos para ajustar un lazo de control. El método más efectivo generalmente requiere del desarrollo de alguna forma del modelo del proceso, luego elegir las ganancias K_P , K_I y K_D del controlador, basándose en los parámetros del modelo dinámico. Los métodos de ajuste manual pueden ser muy ineficientes. La elección de un método dependerá de si el lazo puede ser “desconectado” para ajustarlo, y del tiempo de respuesta del sistema. Si el sistema puede desconectarse, el mejor método de ajuste a menudo es el de ajustar la entrada, midiendo la salida en función del tiempo, y usando esta respuesta para determinar los parámetros de control. Si el sistema debe mantenerse online, un método de ajuste consiste en establecer primero los valores de las ganancias $K_I = 0$ y $K_D = 0$ igual a cero (ó $T_I \rightarrow \infty$ y $T_D = 0$). A continuación, se incrementa P hasta que la salida del lazo oscile. Luego se establece K_P a aproximadamente la mitad del valor configurado previamente. Después se incrementa K_I hasta que el proceso se ajuste en el tiempo requerido (aunque subir mucho K_I puede causar inestabilidad). Finalmente, se incrementa K_D , si se necesita, hasta que el lazo sea lo suficientemente rápido para alcanzar su referencia tras una variación brusca de la carga.

7.2.5 Parámetros de los bloques PIDE usados en la automatización del proceso

Para acceder a los parámetros del bloque de función PIDE se debe dar doble click al bloque o apuntar al rectángulo ubicado en la esquina superior derecha del mismo, luego aparecerá la ventana de parámetros del bloque la cual se muestra en la siguiente figura:

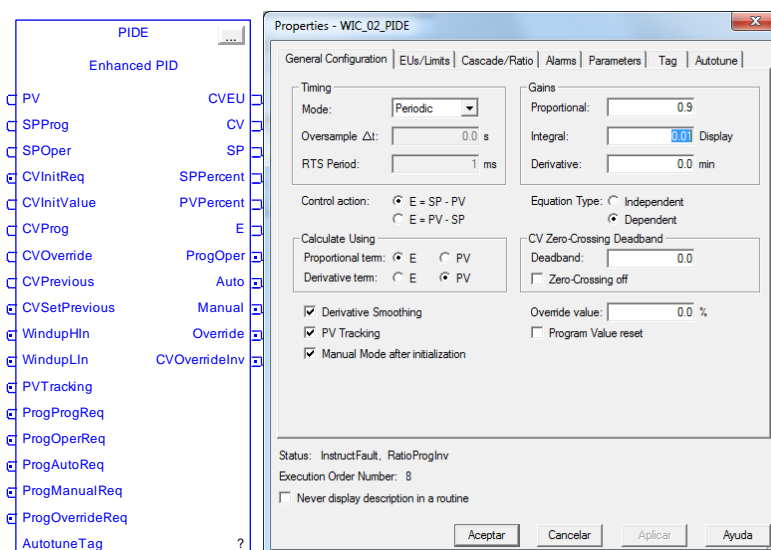


Figura 7.2-1: Ventana de propiedades del bloque PIDE

En esta ventana es posible configurar los parámetros que van a definir el funcionamiento del bloque como ganancias, tipo de ecuación (independiente/dependiente), la acción de control (inversa/directa), el escalamiento de las variables, alarmas, parámetros que se desean mostrar en el bloque, etc.

7.3. Diseño de Lazos de Control en RSLogix 5000

Los lazos de control descritos en la sección 5.3, se representarán por su equivalente en RSLogix. Para los lazos de control LIC-01 y AIC-01 en las Figura 7.3-1 y Figura 7.3-2. La referencia está disponible como variable interna siendo esta “SPOper” o “SPProg”, según sea el estado de control que se configura internamente o por llamado directo de los tags desde la interfaz.

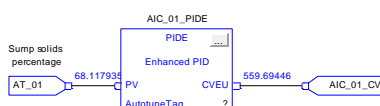


Figura 7.3-1: Control de % de sólidos en el pozo.

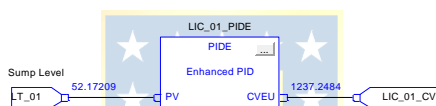


Figura 7.3-2: Control de nivel de lechada en el pozo.

Para el control de relación del lazo FIC-01 se tiene que configurar el bloque para que permita establecer una relación con la variable remota de flujo de mineral de alimentación WT-02. Esto se realiza activando la entrada de “SPCascade” a través de “AllowCastRat” igual a “1”, y permitiendo el ingreso de la relación con “UseRatio” igual a “1”, con el cambio posterior del valor predeterminado de “RatioLLimit” igual a “1” a “0.01” para asegurar un flujo con una relación acorde a lo que se desea.

Se tiene un control tipo cascada usando antiwindup, en donde se activa una señal de detección de saturación superior o inferior, que permite al controlador maestro (WIC-02) no continuar incrementando la parte integrativa cuando permanezca en saturación, cuando el controlador esclavo (FIC-01) está en modo “Manual”, actuando siempre de forma acorde a como fue sintonizado.

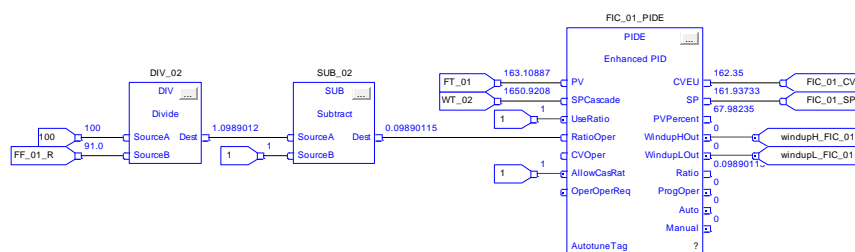


Figura 7.3-3: Control de relación, para % de sólidos en pulpa de entrada al molino SAG

Para el control en cascada del lazo WIC-02, se toma como el esclavo del mínimo de los 2 valores que entregan los lazos JIC-01 y WIC-01. En este controlador igual se ocupa la técnica de antiwindup descrita anteriormente.

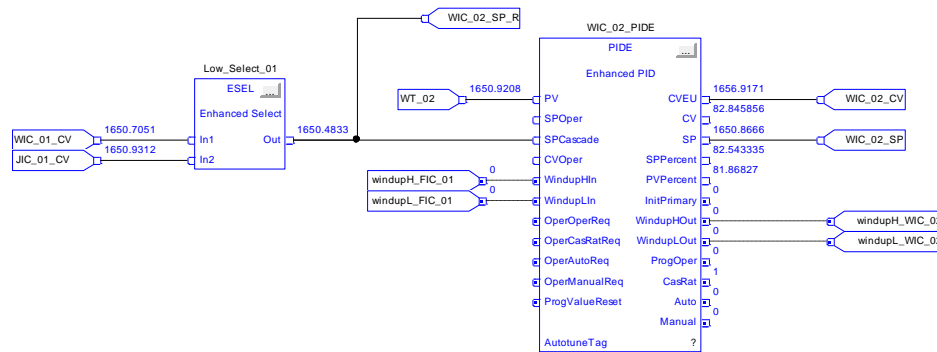


Figura 7.3-4: Control en cascada, para controlar el ingreso de mineral al molino SAG

Para el lazo de control Override de la Figura 7.3-5 se tiene que seleccionar el mínimo valor entre los controladores WIC-01 y JIC-01, en donde además se debe identificar por medio de comparación que lazo está produciendo el mayor “CV” en ese momento, con el fin de poder activar el modo de operación Override del bloque, forzando, con “ProgOverrideReq”, que el “CV” sea igual a “CVOVERRIDE”.

Un detalle de este modo de operación es que solo se puede trabajar con él en estado de control de programador (“ProgOper” = “1”), no dejando disponible bloquear remotamente al usuario que esté trabajando estado de control de operador, obligando a tomar la decisión de dejar privilegios de estado de control de programador al usuario en todo momento, o simplemente trabajar seleccionando uno de los dos lazos (WIC-01 o JIC-01) en forma manual.

Una solución alternativa para esto es utilizar otra técnica para poder trabajar en forma similar a un control override, aprovechando el hecho de que se está ocupando un algoritmo PID en la forma de velocidad. Es sabido que para un algoritmo en la forma posicional, realizar un control selectivo u override, en donde se debe escoger una señal de control “CV” entre 2 o más controladores, es muy difícil de implementar correctamente. Ya que es necesario alinear los lazos constantemente, se debe tomar la salida del lazo que está en control (o seleccionado), proporcionar esta como una señal de salida en modo manual para el otro lazo, poner ese lazo en modo manual para respaldar el cálculo y alinear con el lazo que está en control, y luego poner al lazo de control que no está seleccionado nuevamente en modo automático. Esto se debe hacer para cada ejecución de los lazos.

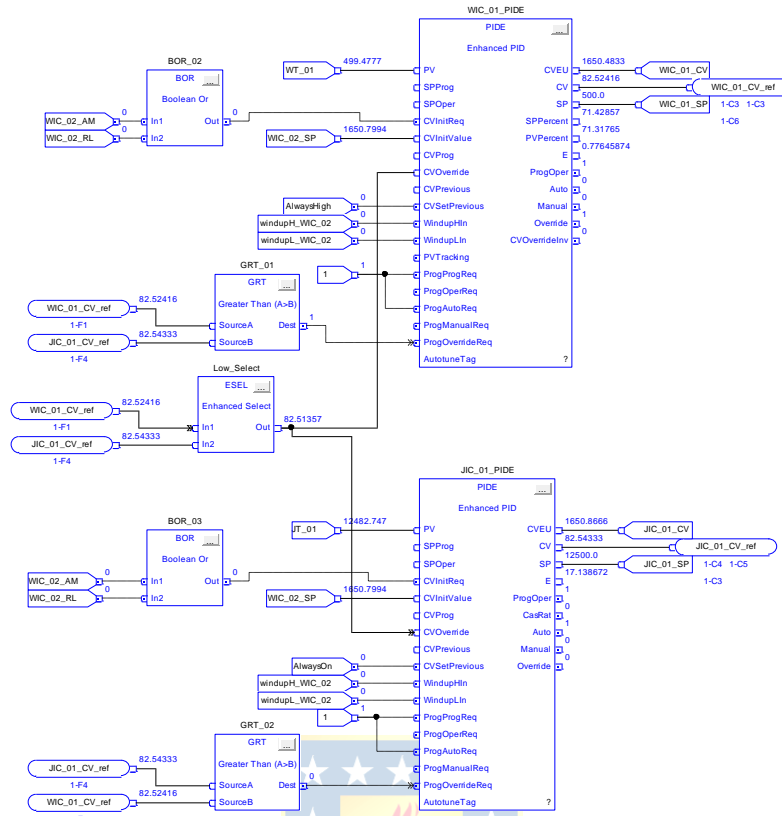


Figura 7.3-5: Control Override (anulador), para controlar carga y potencia del molino protegiendo de no trabajar en límites dados por las referencias

Un algoritmo PID de la forma de velocidad proporciona una clara ventaja para este tipo de esquemas de control. Puesto que la salida anterior del lazo está disponible en el término CV_{n-1} de cada lazo, es un simple cableado de la salida del controlador seleccionado, enviando el elemento de control final a “CVPrevious” de cada lazo. Los dos lazos estarán, por lo tanto, siempre alineados uno con el otro y el control puede moverse sin sobrepasos entre las referencias de cada uno de los controladores, un ejemplo de conexión es la siguiente:

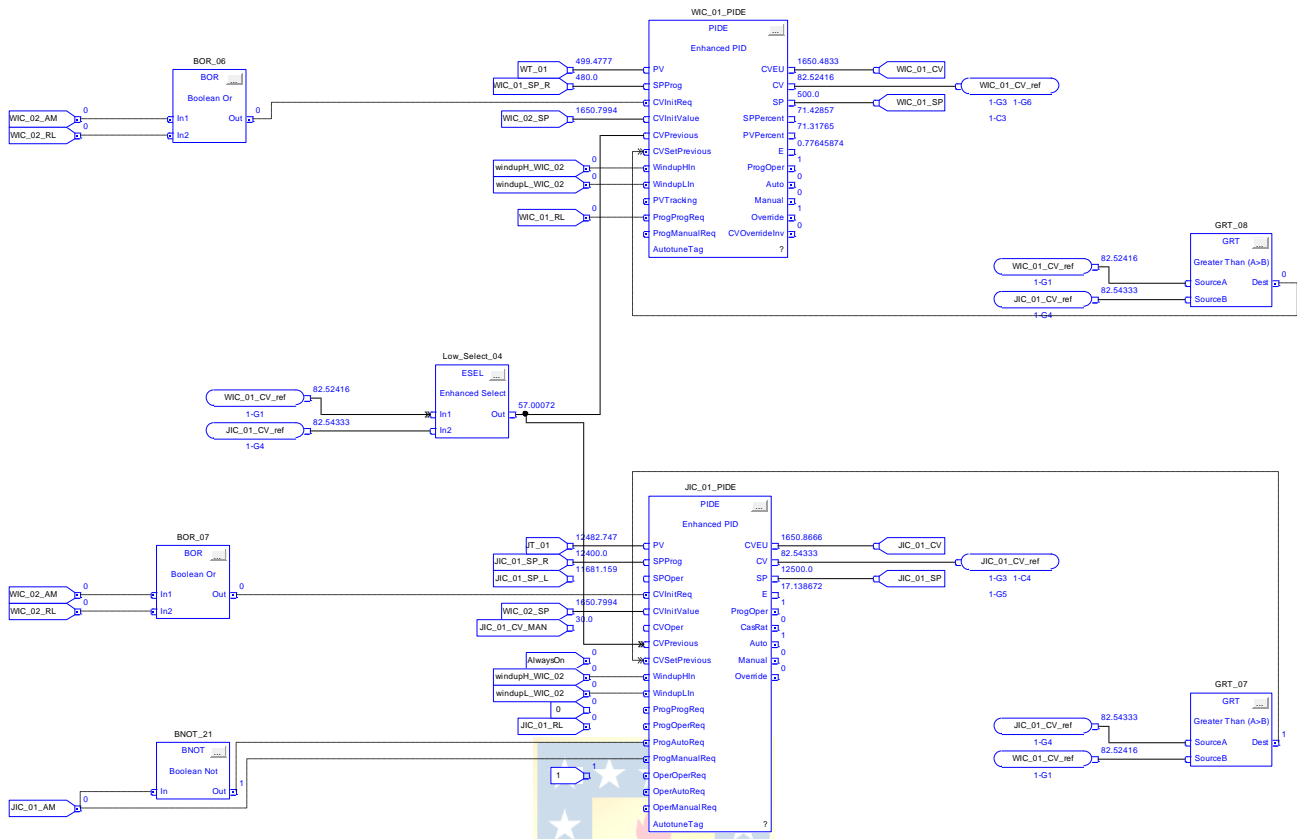


Figura 7.3-6: Opción de diseño de controlador override

7.4. Interfaz gráfica en FactoryTalk ME

Las variables pertenecientes a cada uno de los lazos de control se dejarán disponibles para su manipulación y visualización en gráficos. En el diseño de cada pantalla se trabajó con la creación de un archivo “Parameters”, que tiene la función de representar un “string” por un comando de la forma “#{número}” en donde se le llame, teniendo así que diseñar sólo una pantalla que sirva para todos los lazos, y hacer el reemplazo de la parte del tag que corresponda a cada variable que se quiera manipular o visualizar.

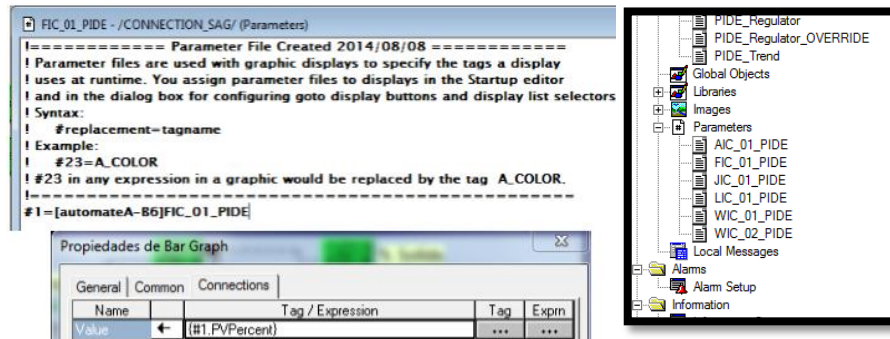


Figura 7.4-1: Creación de archivo "Parameters"

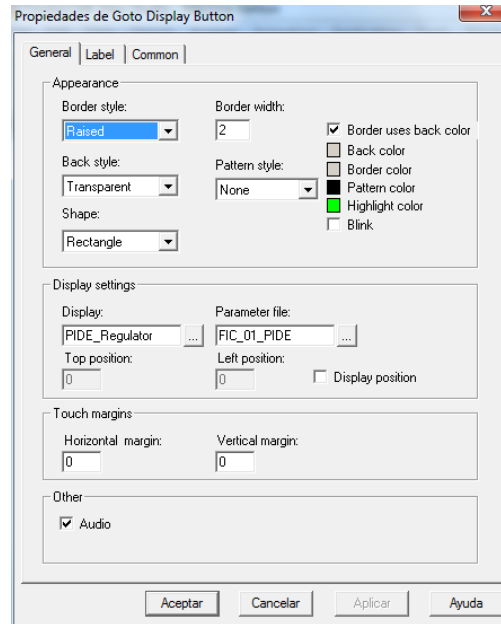


Figura 7.4-2: Utilización "Parameters" en una barra del regulador PIDE

Cada pantalla, en general, será llamada por la pestaña "PID_Configuration" mostrada en la Figura 7.4-3.

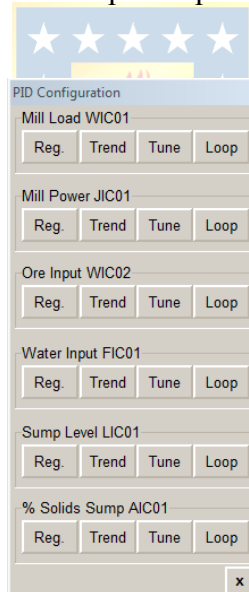


Figura 7.4-3: Diseño de PID Configuration

7.4.1 Diseño Pantalla Regulador de PIDE

Cada pantalla permite cambiar de automático a manual o viceversa, en donde además se le programan animaciones que permite hacer visible o no sliders o bloques de entrada de variables, según el modo de operación que se tenga. Por ejemplo en modo automático se desactiva el slider para manipular el "CV", ver Figura 7.4-4.

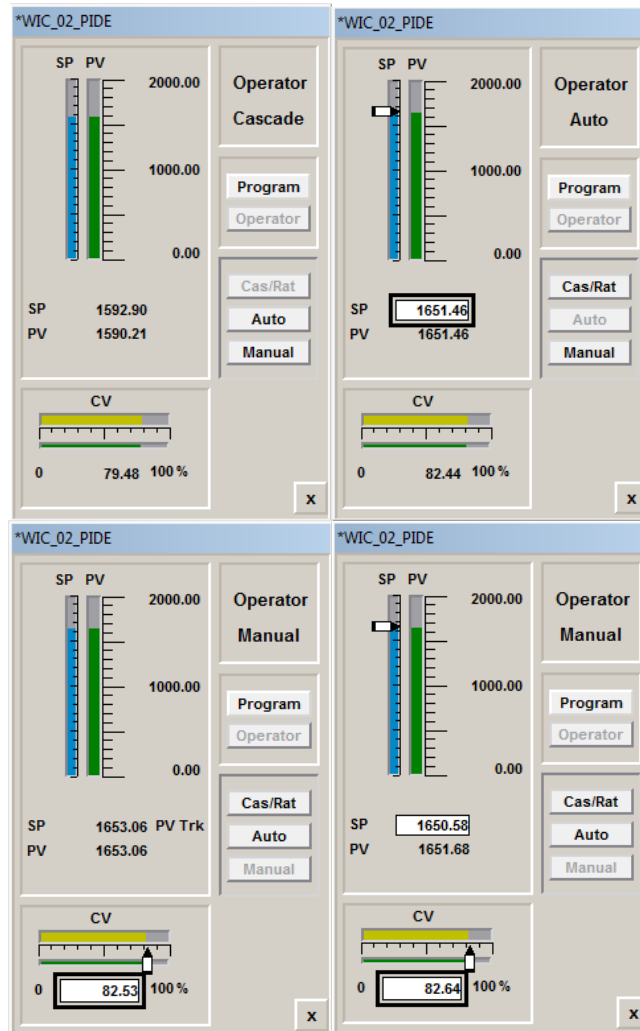


Figura 7.4-4: Diseño regulador para control en cascada, con modos automático y manual, con y sin PV Tracking

La pantalla del regulador de los lazos que no abarcan el control Override se diseñaron de forma de que se pueda pasar de estado de control de operador a estado de control de programador. Las que pertenecen al controlador Override, se diseñaron aparte debido a que el modo de operación override sólo trabaja en estado de control de programador, ver Figura 7.4-5.

Para el control de relación, se dejará visible el ingreso de esta, ver Figura 7.4-6.

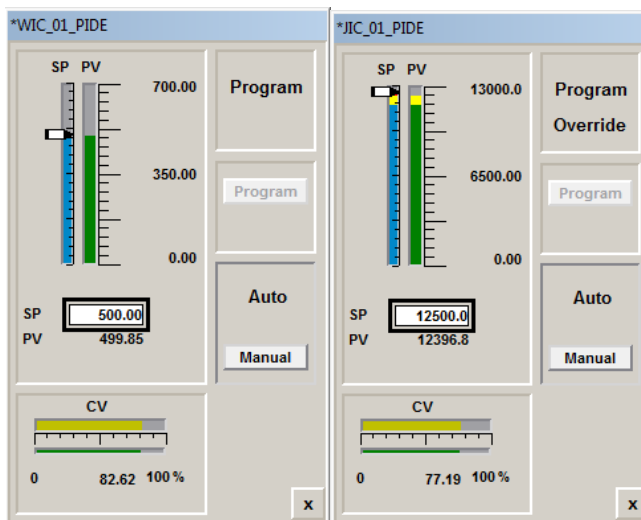


Figura 7.4-5: Diseño regulador para control override

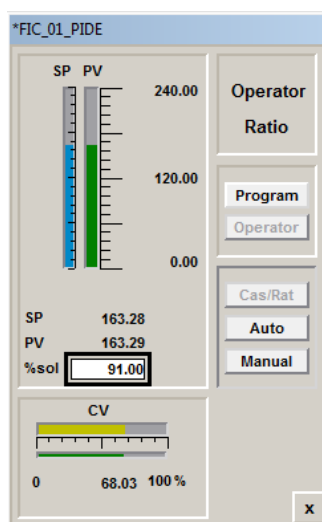


Figura 7.4-6: Diseño regulador para control de relación

7.4.2 Diseño Pantalla Regulador de Parámetros de Control PIDE

Para el diseño de la pantalla en donde se modificarán los parámetros del controlador se diseñó como se observa en la Figura 7.4-7.

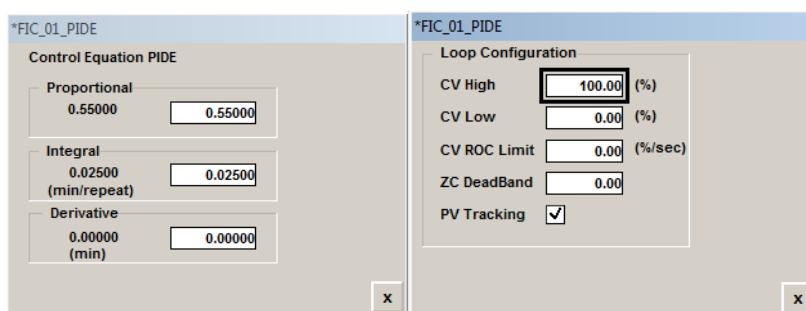


Figura 7.4-7: Ajuste de parámetros de controlador PIDE

7.4.3 Diseño de Pantalla que Mostrará Gráficamente el Comportamiento de Variables de Bloque PIDE

En cada pantalla que visualice las variables del bloque PIDE, se graficarán solamente su “SP”, “PV” y “CV”. Además de eso se mostrarán 5 variables que se considerarán para saber las condiciones generales en las que se está trabajando, como lo son la cantidad de mineral que se está ingresando, el % de sólidos con que viene la pulpa de alimentación, y la carga, potencia y velocidad del molino. Estas variables serán almacenadas en un “DataLog”, de tal forma de que no se borre la gráfica aunque se cierre y vuelva a abrir la ventana.

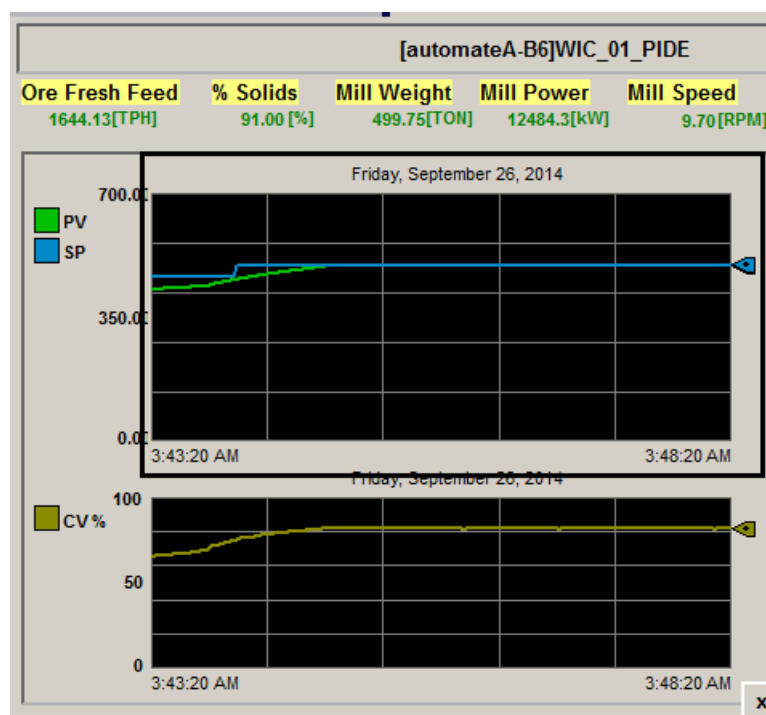


Figura 7.4-8: Diseño de pantalla que muestra tendencia de PV, SP y CV de un controlador seleccionado

7.4.4 Diseño de Pantalla que Mostrará Tendencias en Forma Global

Se diseñó una pantalla en la que se muestran las principales variables del proceso de molienda SAG, como lo son la potencia del molino, el peso de la carga, el tonelaje de entrada y el % de pebbles, que corresponde a la cantidad del producto del molino que pasa por el harnero y se conduce al sobretamaño.

También se diseñó una pantalla en la cual se puede seleccionar el valor de variables consideradas como perturbaciones del proceso, como lo son la velocidad del molino, el % de bolas contenida en el molino y la dureza del mineral de entrada

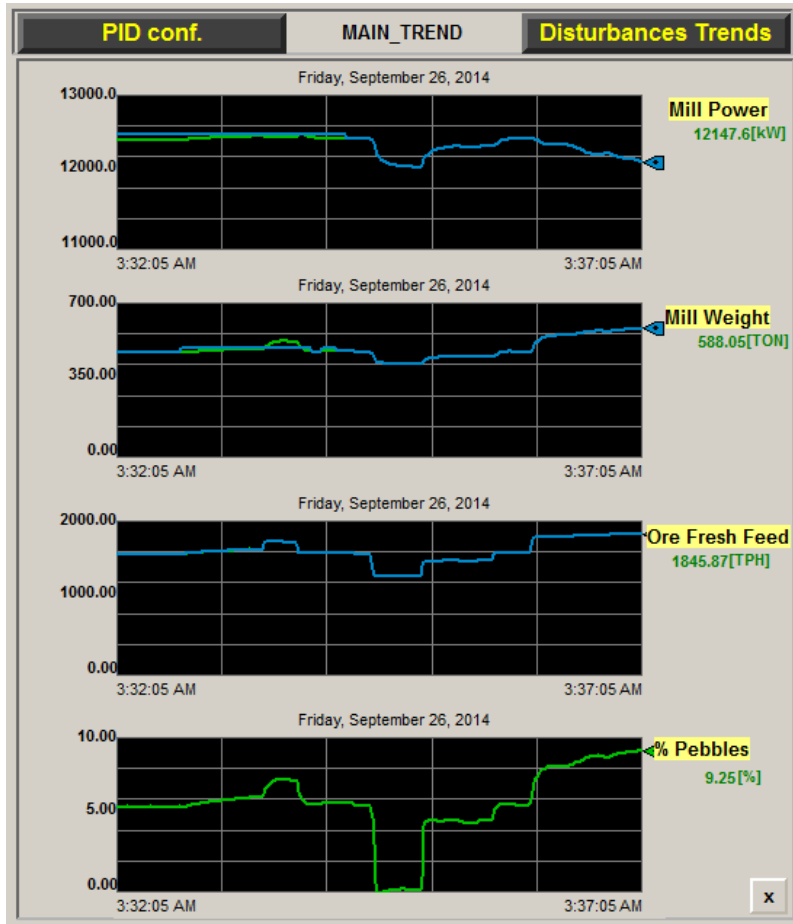


Figura 7.4-9: Diseño de ventana de tendencias principales del proceso

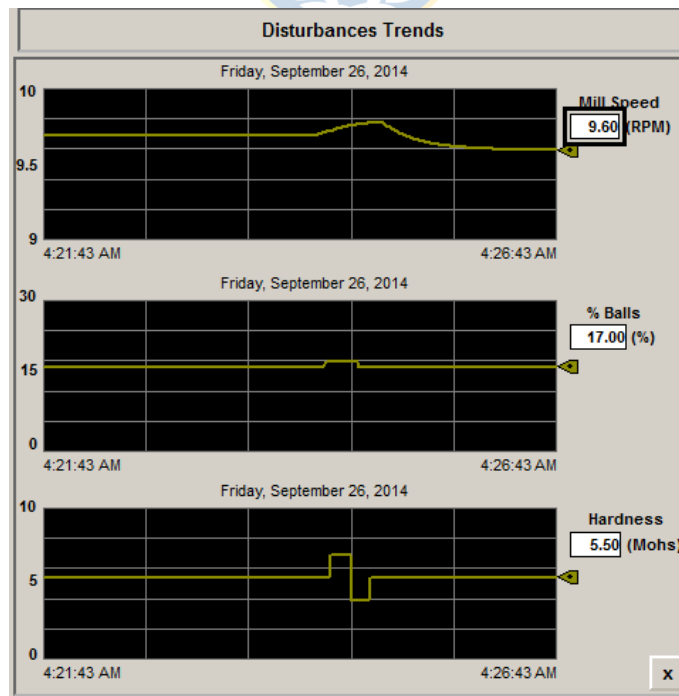


Figura 7.4-10: Diseño de ventana de tendencias de perturbaciones (posibles de cambiar)

7.4.5 Pantalla Principal

En la pantalla principal son mostrados los botones que llaman a las distintas pantallas descritas anteriormente. Además se muestra el valor de cada variable que se relaciona en cada equipo. En verde se muestran los lazos que están en modo de operación automático, y en gris los lazos que están en modo manual.

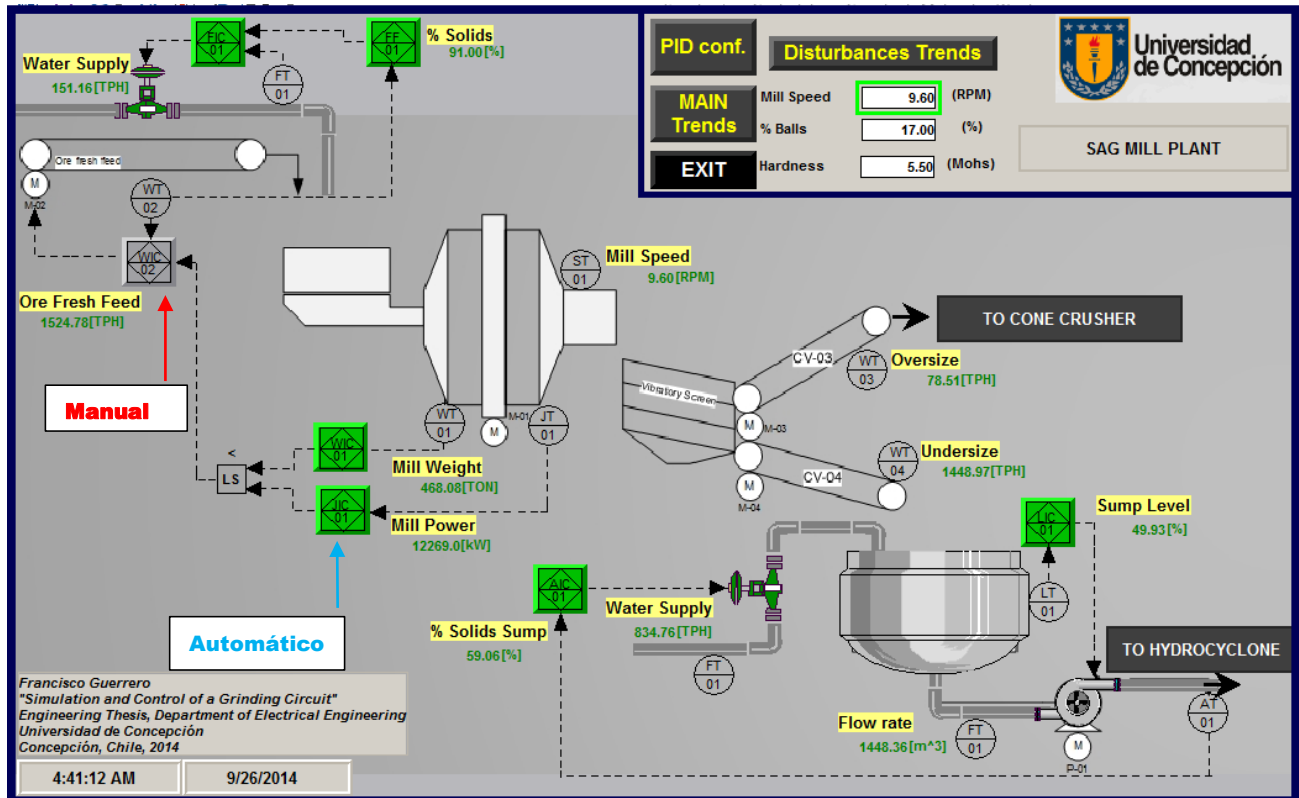


Figura 7.4-11: Diseño ventana principal y estados automático o manual diferenciados

Capítulo 8. Simulación en Tiempo Real

8.1. Respuesta de Lazos de Control en RSLogix 5000

A continuación se mostrará el comportamiento de las variables manipulándolas desde la interfaz gráfica para cada lazo de control descrito en el capítulo anterior. Se realizarán cambios en las referencias tipo escalón, cambio desde modo de operación cascada, relación, automático y manual, también como responde el control Override a perturbaciones.

8.1.1 Control de % de Sólidos en Pulpa del Pozo

Se realiza un cambio tipo escalón en la referencia del % de sólidos en la pulpa del pozo, lo que se manipula es el flujo másico de alimentación de agua al pozo, luego se observa que se pasa a modo de operación manual con PVTracking activado. Antes de pasar a modo automático estaba con PCTracking desactivado.

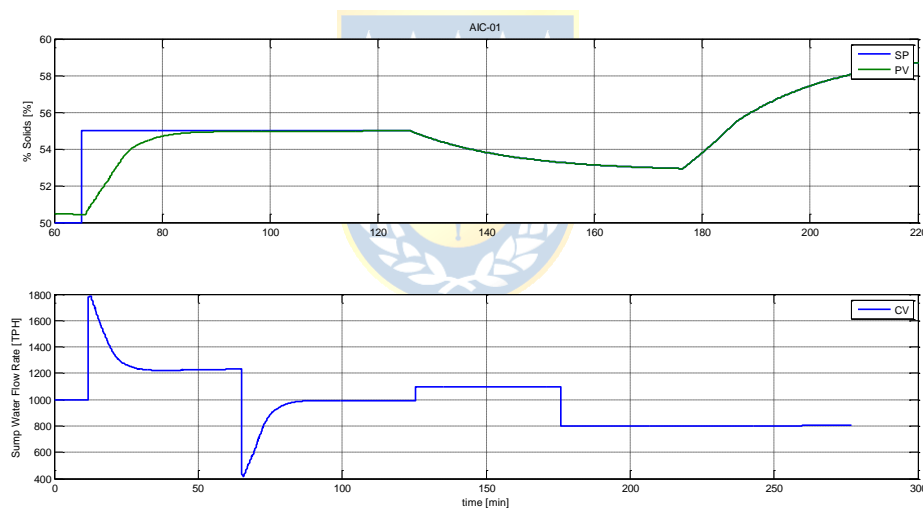


Figura 8.1-1: Comportamiento lazo AIC-01

8.1.2 Control de Nivel de Pozo

Se realiza un cambio tipo escalón en la referencia del nivel de pulpa del pozo, lo que se manipula es el flujo volumétrico de descarga de pulpa del pozo, luego se observa que se pasa a modo de operación manual con PVTracking activado.

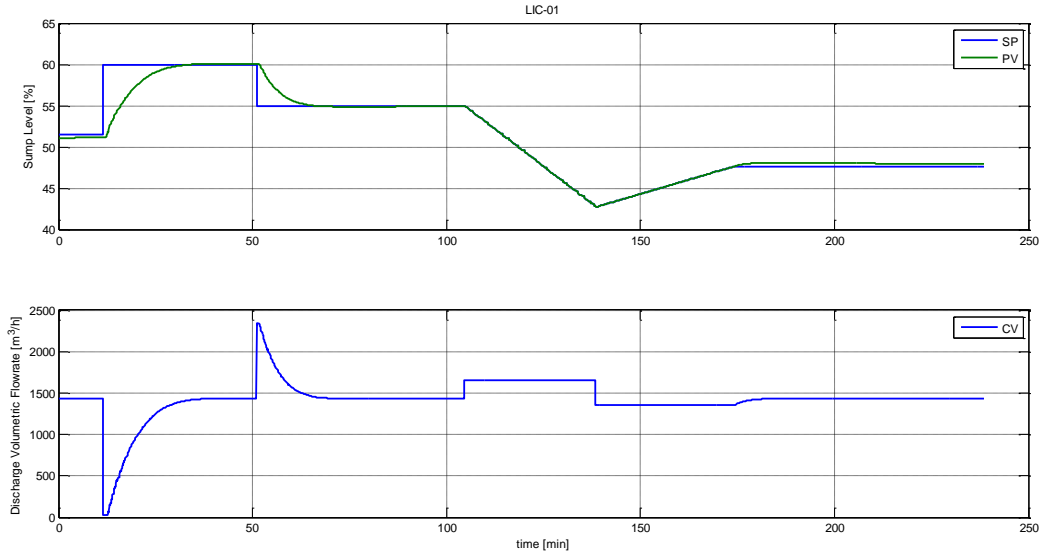


Figura 8.1-2: Comportamiento lazo LIC-01

8.1.3 Control de Flujo de alimentación de Agua al Molino

Se realizan modificaciones en la referencia, además de pasar en modo de control de relación, cambiando el % de sólidos, la variable manipulada es la apertura de la válvula de alimentación de agua al molino.

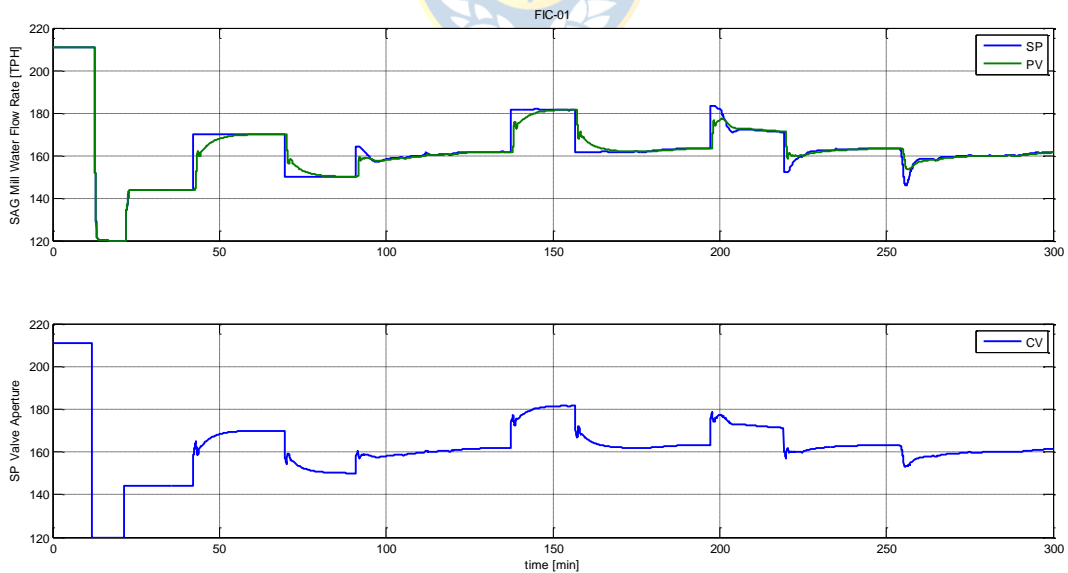


Figura 8.1-3: Comportamiento lazo FIC-01

8.1.4 Control de Flujo de Alimentación de Mineral al Molino

Se observa al controlador trabajando en tres distintos modos, *cascada*, *automático* y *manual*. Para lo anterior es necesario realizar las peticiones correspondientes a las prioridades descritas en la sección 7.2.3

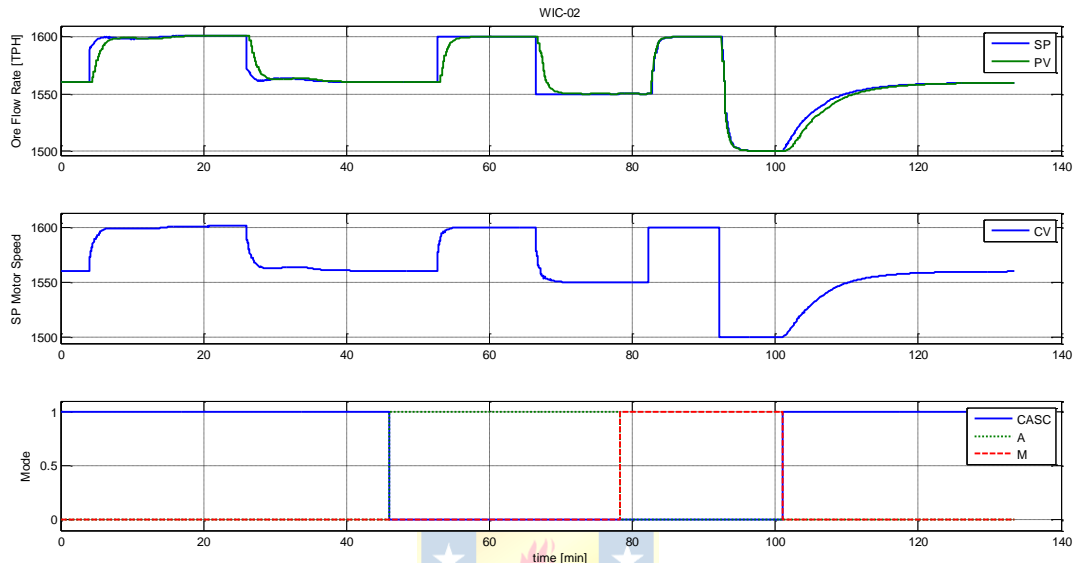


Figura 8.1-4: Comportamiento lazo WIC-02

8.1.5 Control de Peso de la Carga del Molino

Es mostrado el comportamiento del lazo de control del peso de la carga, sin considerar el lazo control de potencia.

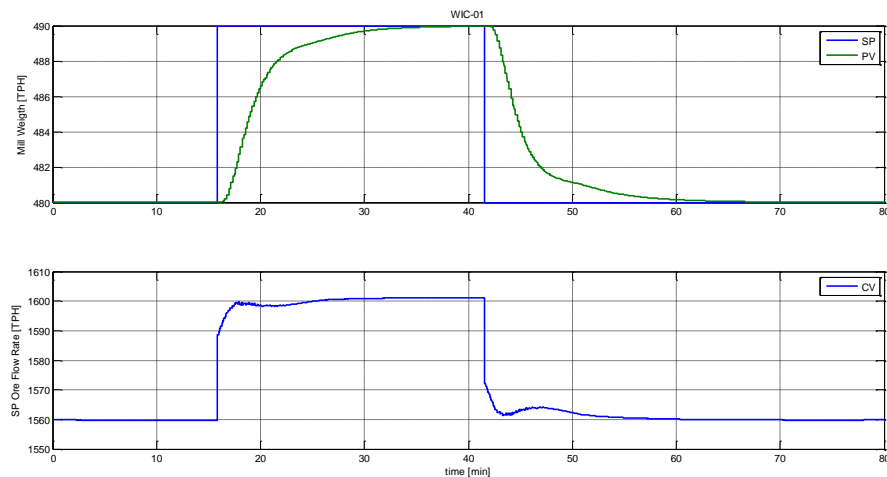


Figura 8.1-5: Comportamiento lazo WIC-01

8.1.6 Control de Potencia Consumida por el Molino

Se observa el comportamiento del lazo de control del lazo de potencia, sin considerar el lazo de peso de la carga del molino. Se observa la operación en modo automático y en modo manual.

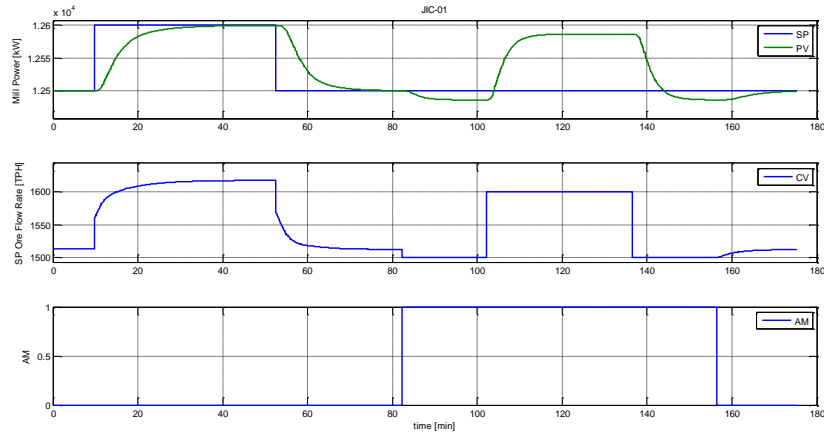


Figura 8.1-6: Comportamiento lazo JIC-01

8.1.7 Control de Override

Se observa el comportamiento de las variables potencia y peso de la carga del molino, ante la acción del control override. La variable manipulada es la velocidad tonelaje de mineral de entrada. En donde se tiene al lazo de flujo FIC-01 en modo control de relación con WIC-02. Se observan 2 casos en donde en la Figura 8.1-7 se tiene la respuesta del controlador ante cambios en la velocidad del molino, no dejando violar ninguna de las dos referencias impuestas, cambiando el controlador y desactivando el otro cuando es necesario. Por otro lado, se tiene en la Figura 8.1-8, el comportamiento de las variables ante cambios más bruscos (step) en el % de bolas contenidas dentro el molino SAG.

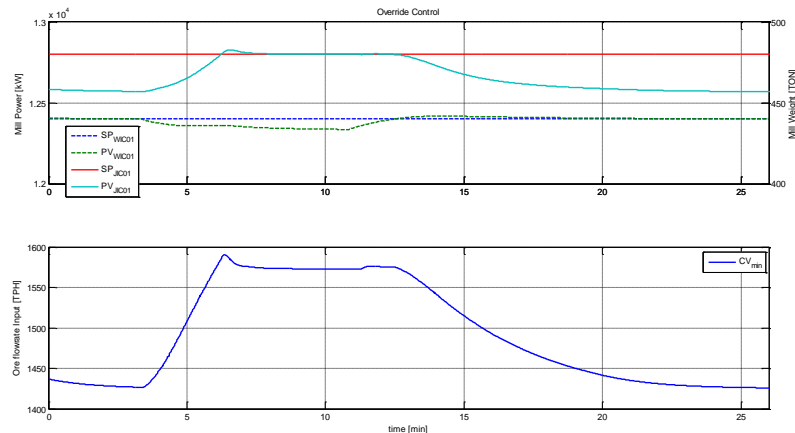


Figura 8.1-7: Respuesta del controlador Override ante cambios suaves en la velocidad del molino.

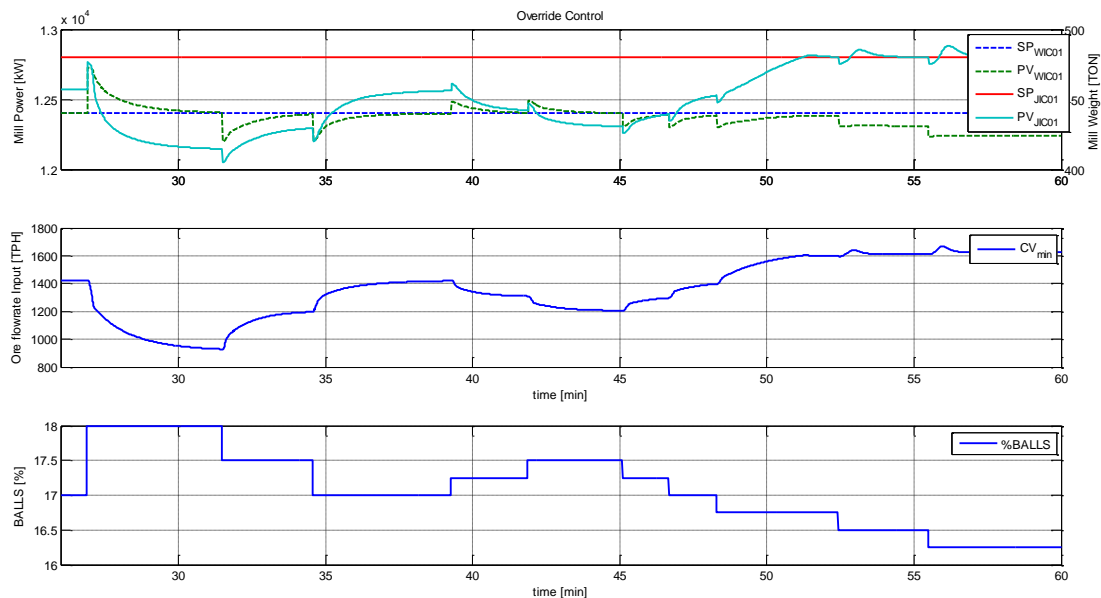


Figura 8.1-8: Respuesta del controlador Override ante variaciones bruscas en % de bolas.

En los controladores de cada lazo utilizado en RSLogix 5000 se han sintonizado acorde a la Tabla 8.1-1.

Tabla 8.1-1: Parámetros de controladores utilizados en bloques PIDE

Parámetros Controlador PIDE	K_p	K_i	Límites [mín -máx]			Acción de Control	Modo
			PV	SP	CV		
FIC_01	0,2	60	[0 - 240]	[0 - 240]	[0 - 240]	directa	Independiente
WIC_01	1	20	[0 - 700]	[0 - 700]	[0 - 2000]	directa	Independiente
WIC_02	0,4	50	[0 - 2000]	[0 - 2000]	[0 - 2000]	directa	Independiente
JIC_01	3	60	[0 - 13000]	[0 - 13000]	[0 - 2000]	directa	Independiente
AIC_01	8	16	[0 - 100]	[0 - 100]	[0 - 2000]	inversa	Independiente
LIC_01	6	3	[0 - 100]	[0 - 100]	[0 - 3000]	inversa	Independiente

Capítulo 9. Conclusiones

9.1. Introducción

En la actualidad, nadie discute la importancia y los aportes de la simulación al diseño de procesos y estrategias de control. Sin embargo, su grado de aplicación disminuye rápidamente al acercarse a la programación, puesta en marcha del sistema de control y muy escasamente durante modificaciones posteriores o ampliaciones del mismo. La razón de esto, suele encontrarse en la complejidad y dificultades que presentaban los lenguajes de simulación y su imposibilidad de conectarse a equipos industriales ya instalados. Esta situación ha ido cambiando rápidamente con el advenimiento de software orientado al objeto y múltiples posibilidades de interconexión a numerosos sistemas de control con tecnología abierta.

La simulación de procesos unida a la programación de sistemas de control constituye hoy en día, una herramienta poderosa que permite facilitar la puesta en marcha de nuevos proyectos de automatización o mejorar los procesos y/o sistemas de control existentes. Al escoger un sistema de control basado en PLC para dar solución a procesos con estrategias de control complejas, se enfrenta el problema de tener que confiar en la programación hasta no contar con la conexión física a los sensores y actuadores. Otras formas de simulación consisten en incorporar equipos generadores de señales en las entradas y salidas del sistema y simular aproximadamente el comportamiento del proceso frente a diversas situaciones o escenarios.

La simulación computacional de procesos para validar los algoritmos y estrategias de control ha sido impulsada desde las 2 últimas décadas por algunos fabricantes de DCS, que permitían a los ingenieros simular por software, mediante la utilización de los propios lenguajes de desarrollo, con rutinas especiales para forzar las entradas y salidas analógicas del sistema. Pero debido al superior costo de estos sistemas y limitación para tiempos de muestreos inferiores a 1 segundo, quedando limitados sólo a procesos lentos y con estructuras de modelos no muy complejas. La mayoría de estos lenguajes tienen un álgebra limitada que impiden desarrollar algoritmos que utilicen vectores o matrices y que puedan ser ejecutadas en tiempo real.

El concepto fundamental consiste en tener el conjunto completo del sistema de control simulado, lo más parecido posible al real, es decir, esto involucra la conexión de sistema Supervisor ↔ Control ↔ Proceso Simulado. Los dos primeros dependen directamente del sistema de tipo de control seleccionado. Sin embargo en una planta nueva y/o existente, es factible encontrar

divergencias a partir de los planos de diseño básicos (P&ID) y la instrumentación, actuadores y funcionamiento esperado del proceso, durante la puesta en marcha.

De acuerdo a las bases, la generación de modelos del sistema cumple con:

- Generar modelos dinámicos que permitan simular.
- El modelo de la planta obtenido permite analizar cómo se comportará el sistema diseñado ante cambios dinámicos, inducción de condiciones límites y fallas de operación.
- Permite el escalamiento temporal (en el tiempo), para dinámicas muy lentas.

La ventaja de que en una industria se use la simulación en tiempo real del proceso, conectada a una interfaz gráfica son:

- Ahorro de tiempo permitiendo puesta en marcha más rápida del sistema de control.
- Verificación del proyecto total, revisión de la programación, observar posibles problemas de instalación y antes del desarme de control actual.
- Elimina defectos de software anterior a la instalación del sistema.
- Localizar y corregir problemas software más rápidamente en ambiente simulado.
- Reducir el tiempo muerto instalando software no probado.
- Reducir el riesgo de problemas de lógica de control al eliminar errores.
- Identificar y corregir problemas antes de que causen retrasos y aumentos de costo excesivo.
- Mejorar el entrenamiento de operador.
- Permitir a los operadores pueden ganar experiencia sobre la operación del sistema de control en ambiente simulado.
- Las sesiones del entrenamiento pueden incluir panoramas de la emergencia que resultan ser demasiado peligrosos con el real equipo.
- Someter al sistema a pruebas de desconexión/reconexión controlada de sensores para detectar fallas, probar alarmas y rutinas de re-inicio.
- Testar las pantallas del HMI, frente a fallas tal que estas entreguen la información real al operador, mecanismos que debe realizarse variables a variable, hasta completar la totalidad.
- Testear tamaños de letras, contrastes y mecanismos de despliegue a condiciones ambientales finales.
- Someter el HMI al escrutinio del mejor operador del sistema actual para medir el grado a adaptabilidad a esta nueva tecnología.

- Corregir la información de la interface de acuerdo a la experiencia del operador, usuario final.
- Permitir la evaluación y cumplimientos de metas y satisfacción del sistema en valores cuantitativos, conformidad pantalla a pantalla, variable a variable.

9.2. Simulación I/O sobre el sistema de control

Se re-direccionaron las entradas y salidas físicas desde el mapa de I/O del PLC a un mapa de memoria traspasable vía un driver OPC existente en un PC conectado a la misma red. Un PC con software de simulación tiempo real interactúa con el driver OPC para leer y escribir de acuerdo los resultados del modelo, tal como en [19].

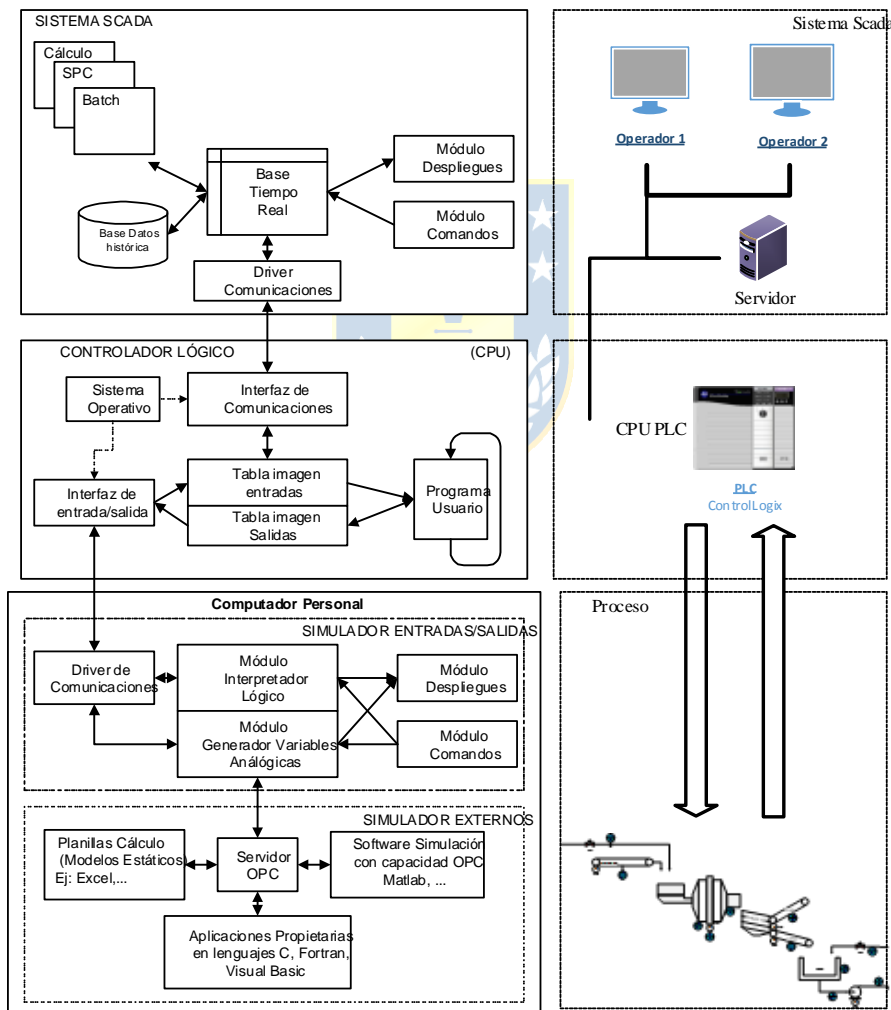


Figura 9.2-1: Relación Sistema Scada- PLC - Simulador.

9.3. Conclusiones

En conclusión se dejó de manifiesto de que el simulador que se ha venido desarrollando a lo largo de casi 10 años por la Universidad de Concepción, se puede interfacear con una HMI, y poder aplicar una estrategia de control utilizando un PLC industrial. Las complicaciones que surgieron, fueron en primera instancia, las de poder ajustar todas las variables internas del modelo del molino SAG para que tuviera el comportamiento esperado, superado eso al momento de echar a correr la simulación se tuvo que lidiar con “loops algebraicos” que son posibles de mitigar con los bloques “IC” (*Inicial Condition*) de Simulink. En cuanto a la conexión, se comenzó a trabajar con versiones más avanzadas de RSLogix v19, en Université Laval, en donde el programa no era compatible con RSLogix v16 de la Universidad de Concepción, por lo que se tuvo que migrar el programa completamente, cambiando también de PLC en dos ocasiones, con esto se ha tenido gran oportunidad de aplicar conocimientos para enfrentar problemas de forma satisfactoria. Es importante que cuando se corra la planta en FactoryTalk se comience o configure prontamente el modo manual, en el lazo de carga de mineral de entrada, y en automático el control de relación de alimentación de agua, para asegurar que el modelo de la planta no vaya a condiciones que desestabilicen el sistema, como se vió en el caso del atollo del molino.

Al trabajar con OPC, es muy importante destacar que al controlar la velocidad de simulación y sintonizar cada controlador, estos parámetros no necesariamente servirán, si se desea aumentar o disminuir la velocidad de simulación; esto debido a que el PLC “verá” al proceso con una dinámica distinta a la que se había sintonizado originalmente. Por lo tanto, cada vez que se desee cambiar la velocidad de simulación, se tendrá que resintonizar cada lazo de control.

La latencia de transferencia de datos PC-PLC que se provoca con la simulación trabajando con OPC, es un elemento importante, esta se provoca cuando un cálculo no alcanza a procesarse antes del tiempo con el que se está muestreando. Esto se hace manifiesto cuando los *solvers* de paso variable de Simulink comienzan a trabajar con mayor frecuencia, por ejemplo si hubiera un ruido adherido a la señal, los *solvers* trabajarían proporcional a la frecuencia de este. La solución, es bajar la velocidad de simulación del proceso, dejando así mayor tiempo para que terminen de generarse los cálculos correspondientes en cualquier caso; la ventaja de hacer esto último es que también se desacelera el proceso, dejándolo más cercano al tiempo real. Otro camino más elaborado es que se aproveche el hecho de que las últimas versiones de Matlab permiten más fácilmente trabajar con modelos que sean compatibles para que a la hora de compilar se conviertan en archivos .MEX, los cuales son el

equivalente en lenguaje “C”, y con esto lograr un aumento muy notorio en la velocidad con la que se realizan los cálculos, teniendo así la ventaja de poder integrar mayor cantidad de equipos en la planta virtual, manteniendo la velocidad de simulación, no siendo necesaria bajarla más aún.

9.4. Trabajo Futuro

Es posible considerar lo siguiente para un trabajo futuro:

- Probar otras estrategias de control para la misma planta
- Diseñar sistema de alarmas para interfaz
- Agregar mayor cantidad de equipos
- Tener dos plantas interconectadas en computadores distintos y que ocupen el mismo tópico de RSLinx.
- Trabajar con los módulos de entradas y salidas análogas, emitiendo señales con PLC hacia otro PLC o DCS que lleva el control supervisorio. Quedando el conjunto PC-PLC como un sistema emisor de señales análogas, y el otro PLC o DCS como el sistema de control.
- Rediseñar la librería con la última versión de Matlab, en la cual se puede transformar a lenguaje “C” todo el código de simulink bajo la conversión a un archivo tipo MEX, en la cual mejora enormemente la velocidad de procesamiento, pudiendo con ello tener mayor cantidad de equipos ya que la latencia de simulación será menor.
- Diseñar modelo de plantas de laboratorio de control y ejecutarlas en paralelo con el proceso real, pudiendo tener diseñado un sistema que mida el error del modelo con respecto a lo que sucede en realidad.

Bibliografía

- [1] R. Amestica, G. Gonzalez, J. Menacho y J. Barria, «A Mechanistic State Equation Model for Semiautogenous Mills,» 1996.
- [2] L. Austin, "A Mill Power Equation for SAG Mills," *Minerals and Metallurgical Processing*, pp. 57-62, 1990.
- [3] L. G. Austin y F. Concha A., «Diseño y Simulación de Circuitos de Molienda y Clasificación,» 1994.
- [4] J. Salazar, L. Magne, G. Acuña y F. Cubillos, «Dynamic Modelling and Simulation of Semi-Autogenous Mills,» *Minerals Engineering* 22, pp. 70-77, 2008.
- [5] D. Sbárbaro and R. Del Villar, "Advanced Control and Supervision of Mineral Processing Plants," 2010.
- [6] J. Sepulveda y L. Gutierrez, «Dimensionamiento y Optimización de Plantas Concentradoras mediante Técnicas de Modelación Matemática,» 1986.
- [7] L. Magne, R. Améstica, J. Barría y J. Menacho, «Modelización Dinámica de Molienda Semiautógena Basada en un Modelo Fenomenológico Simplificado,» *Revista de Metalurgia*, vol. 31, n° 2, 1995.
- [8] C. Garrido, «Control Predictivo con Restricciones para una Planta de Molienda SAG,» Memoria de Título, Ingeniero Civil Electrónico, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Universidad de Concepción, Concepción Chile, 2004.
- [9] A. Chamorro, «Simulador Integrado de Molienda y Chancado,» Memoria de Título, Ingeniero Civil Electrónico, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Universidad de Concepción, Concepción, Chile, 2010.
- [10] L. Magne, «Transporte de Masa en Molinos Semiautógenos,» Tesis Doctoral en Departamento de Ingeniería Metalúrgica, Universidad de Concepción, Concepción, Chile, 1999.
- [11] Gbw. Palma, «Modelación Dinámica y Control Predictivo con Restricciones para una Planta de Chancado de Minerales,» Memoria de Título, Ingeniería Civil Electrónica, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Facultad de Ingeniería, Universidad de Concepción, Concepción, Chile, 2002.
- [12] M. Maldonado, «Modelación Dinámica y Control Predictivo con Restricciones de un Circuito de Molienda,» Memoria de Título, Ingeniero Civil Electrónico, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Universidad de Concepción, Concepción, Chile, 2002.
- [13] J. Barriga, «Simulador Dinámico para Circuitos de Molienda Húmeda,» Manual de Usuario, Departamento de Ingeniería Eléctrica, Facultad de Ingeniería, Universidad de Concepción, Concepción, Chile, 2002.
- [14] T. Napier-Munn, S. Morrel, R. Morrison y T. Kojovic, «Mineral Comminution Circuits, Their Operation and Optimization,» Julius Kruttschnitt Mineral Research Centre, JKMRRC, University of Queensland, Isles Road, Indooroopilly, Queensland, Australia, 1996.
- [15] M. Schwarz y J. Boercsoek, «A Survey on OLE for Process Control (OPC),» *Proc. of the 7th WSEAS International Conference on Applied Computer Science, Venice, Italy.*, pp. 186 - 191, 2007.

- [16] M. Mrosko y E. Miklovicová, «Real-time implementation of predictive control using programmable logic controllers,» *International Journal of Systems Applications, Engineering & Development*, vol. 6, nº 1, pp. 106 - 113, 2012.
- [17] M. Mrosko y L. Marafko, «OPC Communication in Real Time,» Slovak University of Technology, Faculty of Electrical Engineering and Information Technology, Bratislava, Slovak Republic, 2012.
- [18] C. D. I. d. C. SCM, «Programa Pioloto de Gestión del Conocimiento,» JHG desarrollo, 2009. [En línea]. Available: www.jhgdesarrollo.cl/Collahuasi/collahuasi.html. [Último acceso: 30 Marzo 2014].
- [19] J. P. Segovia, «Aplicación de Simuladores al Diseño de Sistemas de Control,» Instituto de Investigaciones Tecnológicas, Universidad de Concepción, Concepción, Chile, 2004.
- [20] T. Tanaka, «Predicted Dynamic Response of Holdup in Continuous Ball Mills,» *Proc. Australas. Inst. Min. Metall.*, nº 255, 1975.
- [21] Allen-Bradley, «Using the PIDE Instruction,» 2005. [En línea]. Available: http://literature.rockwellautomation.com/idc/groups/literature/documents/wp/logix-wp008_en-p.pdf.

