

**TESIS PRESENTADA EN LA OPCION AL TITULO ACADEMICO DE MASTER
EN CIENCIAS TECNICAS.**

**MODELACION, SIMULACION Y CONTROL DEL SISTEMA
ENFRIADORES Y TANQUES DE LA PLANTA LIXIVIACION Y LAVADO
DE LA EMP. RENE RAMOS LATOUR.**

AUTORA: Ing. Yurima Acosta Fernández

Moa -2004

“AÑO DEL 45 ANIVERSARIO DEL TRUNFO DE LA REVOLUCIÓN”

SÍNTESIS

El presente trabajo, que tiene como tema fundamental: Modelación, Simulación y Control de Tanques de Contacto y los Enfriadores de Licor en el Proceso de Lixiviación Carbonato-Amoniacal, se realizó con el objetivo de Diseñar la técnica de control que cumpla los requerimientos del proceso metalúrgico del sistema Tanques de Contacto - Enfriadores de Licor de Planta Nueva y Planta Vieja, del Proceso de Lixiviación Carbonato-Amoniacal de los Minerales Niquelíferos de la Empresa Comandante Rene Ramos Latour de Nicaro. Su estructura está dada en introducción, tres capítulos, conclusiones, recomendaciones, bibliografía y anexos.

El primer capítulo, enmarcado en el marco teórico-metodológico de la investigación, está dirigido a un análisis de los trabajos precedentes relacionados con la modelación matemática del proceso de mezclado, con los métodos de simulación y control de procesos industriales, se establece la metodología seguida subdividida por etapas de trabajo así como la base teórica y se caracteriza el sistema de mezclado del Proceso de Lixiviación de Mineral Laterítico Reducido y Licor Carbonato – Amoniacal.

En el segundo capítulo se presenta el modelo matemático dinámico de los Tanque de Contacto y los Enfriadores de Licor de Planta Nueva y Planta Vieja, expresado en ecuaciones para el balance de masa y energía, se efectúan las simulaciones en lazo abierto para evaluar la influencia de cada una de las variables de entrada sobre las de salidas con la ayuda de las herramientas de identificación del MATLAB.

En el tercer capítulo se obtienen las funciones de transferencia del proceso simulado para ambas Plantas. Se hace un estudio sobre la técnica de Control Multivariable con Desacoplamiento parcial estático de las variables de entrada-salida y se realiza el diseño y simulación en lazo cerrado de esta. Se realiza una valoración económica, ambiental y social que avala el sistema propuesto.

Al final se reflejan las conclusiones, recomendaciones y anexos de la investigación, así como la bibliografía consultada.

INTRODUCCIÓN**1****CAPÍTULO I. Marco Teórico – Metodológico de la Investigación**

1.1. Introducción	6
1.2. Trabajos Precedentes	6
1.3. Metodología de la Investigación	13
1.4. Base Teórica de la Investigación.	14
1.5. Descripción del Estado Actual del Esquema Tecnológico del Proceso de Lixiviación Carbonato-Amoniacal.	15
1.6. Análisis de los Enfriadores de Licor y de Tanques de Contacto en el Proceso de Lixiviación Carbonato-Amoniacal como objeto de regulación.	21
1.6.1. Planteamiento de la Tarea de Dirección del Proceso de Mezclado en el Tanque de Contacto.	24
1.6.2. Estado Actual del Control y la Automatización.	26
1.7. Conclusiones	26

**CAPÍTULO II. Modelación Matemática y Simulación de los Agregados Metalúrgicos
a ser Controlados.**

2.1. Introducción.	27
2.2. Análisis de las Variables de los Enfriadores de Licor y de Tanques de Contacto en Diagrama de Flujo de Señales como Objeto de Control.	28
2.3. Modelación Matemática Dinámica de Tanques de Contacto.	30
2.3.1. Modelación Matemática Dinámica para el Tanque de Contacto de Planta Nueva.	30
2.3.1.1. Ecuación para el Balance de Masa de la parte Sólida de la Mezcla.	30
2.3.1.2. Ecuación para el Balance Global de Masa.	32
2.3.1.3. Ecuación para el Balance de Energía.	33
2.4. Modelación Matemática Dinámica para el Tanque de Contacto de Planta Vieja.	35
2.5. Modelación Matemática Dinámica de los Enfriadores de Licor.	37
2.5.1. Ecuación para el Balance de Masa del Licor a través de los Tubos.	37
2.5.2. Ecuación para el Balance de Masa de Agua por la Coraza del Intercambiador.	38
2.5.3. Ecuación para el Balance de Energía del lado de los Tubos (licor).	38
2.5.4. Ecuación para el Balance de Energía del lado de la Coraza (agua).	39
2.5.5. Ecuaciones de Movimiento del Intercambiador de Calor.	40

2.5.6. Ecuaciones de Movimiento para cada uno de los Enfriadores de Licor.	40
2.6. Simulación en Lazo Abierto del Modelo Matemático del Tanque de Contacto y los Enfriadores de Licor.	42
2.6.1. Simulación a Lazo Abierto ante Variaciones en las Variables Manipuladas para Planta Vieja.	44
2.6.2. Simulación a Lazo Abierto ante Variaciones en las Variables Manipuladas y de Perturbación en Planta Nueva.	48
2.7. Conclusiones.	53

CAPÍTULO III. Análisis y Diseño de las Técnicas de Control.

3.1. Introducción.	54
3.2. Propuesta de Solución al Problema de Control Presentado.	54
3.3. Matriz de Funciones de Transferencias del Modelo Matemático del Proceso.	55
3.4. Formas de Definir los Mejores Pares de Variables Entrada-Salida.	60
3.4.1. Técnica de la Matriz de Ganancia Relativa (RGA).	60
3.4.2. Técnica de la Descomposición en Valores Singulares (SVD).	61
3.5. Técnicas de Control PID Multilazo.	63
3.5.1. Método para el Diseño de los Principales Parámetros de los Controladores	63
3.5.2. Método de Sintonía Secuencial para el Controlador PID Multilazo.	64
3.6. Técnicas de Desacoplamiento de Variables Entrada-Salida.	65
3.6.1. Método de Diseño y Sintonía del Controlador Multivariable Desacoplado Convencional.	66
3.6.2. Método de Diseño y Sintonía del Controlador Multivariable Desacoplado a través del Arreglo Inverso de Nyquist (INA).	68
3.7. Simulaciones de los Lazos de Control Empleando el Algoritmo Propuesto.	69
3.7.1. Análisis de las Variaciones en la Señal de Referencia para Planta Vieja.	69
3.7.2. Análisis de las Variaciones en la Señal de Referencia para Planta Nueva.	72
3.8. Valoración Económica, Ambiental y Social.	74
3.8.1. Valoración Económica.	74
3.8.2. Valoración Ambiental.	76
3.8.3. Valoración Social.	77
3.9. Conclusiones.	78

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Conclusiones.	79
---------------	----

Recomendaciones.	80
REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	
Bibliografía.	81
ANEXOS	84

INTRODUCCIÓN

El desarrollo técnico económico mundial impone de forma inevitable la automatización moderna en los diversos procesos industriales. La eficiencia, la productividad y la calidad solo se logran con un adecuado control automático de la tecnología, desde la extracción o introducción de las materias primas hasta su almacenamiento.

La necesidad de obtener productos certificados por normas de calidad internacional, el uso racional de materias primas y de energía es un reto al que se enfrenta la industria cubana en la actualidad.

La Empresa cubana del Níquel no esta exenta de ese desafío que exige de técnicas avanzadas de control y automatización, lo que hace que este sector se encuentre inmerso en un proceso inversionista de rehabilitación, modernización y ampliación de la industria.

La introducción de técnicas avanzadas de control requiere de conocimientos detallados del proceso en cuestión, para así desarrollar su modelo matemático dinámico y su simulación para obtener de forma acertada, una representación de los fenómenos físico químicos que ocurren en el proceso y aplicarle el control automático requerido.

La Empresa Rene Ramos Latour productora de Níquel y Cobalto es la industria más antigua del país, en esta rama, con 60 años de explotación. Uno de los objetivos fundamentales del Ministerio de la Industria Básica es la recuperación y modernización de esta empresa con vistas a incrementar la eficiencia de extracción de Níquel y Cobalto, la eficiencia de operación de los equipos fundamentales, aumentar la eficiencia energética y alcanzar índices estándares en la protección del Medio Ambiente.

Específicamente en la Planta de Lixiviación y Lavado existen complejos sistemas que muestran diferentes comportamientos con dinámicas muy variadas. Entre estos sistemas tenemos Enfriadores de Licor de Planta Vieja y Planta Nueva, en los cuales es necesario controlar la temperatura del licor de salida, debido a que el mismo tiene que llegar a los Tanques de Contacto con una temperatura determinada para aumentar la eficiencia de extracción de níquel y cobalto en los reactores químicos. Tenemos además los Tanques de Contacto de Planta Vieja y Planta Nueva, los cuales tienen una gran importancia en el proceso, porque se trata de un puente entre los Hornos de Reducción y el proceso de lixiviación en los reactores químicos; de ahí que, debido a exigencias metalúrgicas para optimizar la extracción de níquel y cobalto en los reactores, es necesario mantener la temperatura y la densidad de la pulpa a la salida de los tanques dentro de los límites nominales de operación exigidos, garantizando además homogeneidad en la mezcla entre el mineral laterítico reducido y el licor fresco carbonato-amoniaco que llega de los Enfriadores de Licor. Esta mezcla forma la pulpa que se va a lixiviar en los turboareadores o reactores químicos.

El control del nivel en el tanque es importante, porque el derramamiento de la mezcla provoca

pérdidas de níquel, cobalto, reactivos y de energía eléctrica, una vez que es necesario incorporar otras bombas para retirar el mismo, lo que provoca daños al medio ambiente y al entorno laboral.

El problema de la presente investigación: *está dado en la ausencia de sistemas de control de temperatura, densidad de la pulpa y nivel del tanque en el sistema Tanque de Contacto-Enfriadores de Licor de Planta Vieja y Planta Nueva, existentes en el proceso de Lixiviación Carbonato - Amoniacal de los Minerales Niquelíferos de la Empresa Comandante Rene Ramos Latour de Nicaro.*

La ausencia de estos sistemas de control trae consigo afectaciones en:

- ✓ La calidad en la operación de los Tanques de Contacto, debido a los constantes derrames de la mezcla por falta de control en el nivel.
- ✓ Disminución del níquel y el cobalto ya lixiviado que se pierde en los derrames del tanque, en los cuales previamente se había invertido energía para la reducción del mineral y de reactivo para su paso a la solución.
- ✓ La calidad de operación de los Enfriadores de Licor, debido a incrustaciones del magnesio en las paredes de los tubos producto de falta de control en la temperatura del licor lo que además empobrece el necesario intercambio térmico con el medio enfriante (agua).
- ✓ Al no contar la pulpa con la temperatura y la densidad óptima en el proceso de reacción química, la extracción de níquel y cobalto en los reactores químicos disminuye.
- ✓ El medio ambiente, por escape de sustancias tóxicas tales como amoníaco y dióxido de carbono, por encima de los valores permitidos contaminando el aire, las aguas y disminuyendo la calidad del medio ambiente laboral.

Lo anterior permitió determinar la necesidad de realizar el estudio y propuestas de técnicas modernas de control que disminuyan las afectaciones anteriores a partir de minimizar los efectos de las perturbaciones y variaciones en las señales de referencia sobre las variables controladas, lo que avala la actualidad e importancia del tema a investigar.

El objetivo general del presente trabajo es: *Diseñar las técnicas de control que cumplan los requerimientos del proceso metalúrgico del sistema Tanque de Contacto - Enfriadores de Licor de Planta Nueva y Planta Vieja, del Proceso de Lixiviación Carbonato-Amoniacal de los Minerales Niquelíferos de la Empresa Comandante Rene Ramos Latour de Nicaro.*

Objetivos específicos:

- ✓ Caracterización del proceso a ser controlado;
- ✓ Análisis del sistema Enfriadores de Licor-Tanque de Contacto de ambas plantas como objetos de regulación automática.
- ✓ Modelación matemática del régimen dinámico de Tanques de Contacto en ambas plantas;

- ✓ Modelación matemática del régimen dinámico de los Enfriadores de Licor en ambas plantas;
- ✓ Simulación del comportamiento en lazo abierto del sistema a controlar;
- ✓ Obtención de la Función de Transferencia total del sistema;
- ✓ Determinación para cada uno de los canales de regulación propuestos los mejores pares de variables de entrada-salida a través de las técnicas de RGA y SVD;
- ✓ Selección, diseño e implementación en el modelo de las técnicas de Control Multivariable con Desacoplamiento Parcial (estático) en el sistema Enfriadores de Licor-Tanque de Contacto;
- ✓ Valoración Económica, Ambiental y Social de la propuesta realizada.

La *Hipótesis Científica de trabajo* parte del hecho de que: *con la caracterización adecuada del sistema Tanques de Contacto - Enfriadores de Licor del Proceso de Lixiviación Carbonato-Amoniacal de la Empresa Comandante Rene Ramos Latour de Nicaro, es factible diseñar las técnicas de control que cumpla los requerimientos del proceso metalúrgico.*

Esta hipótesis se fundamenta en la necesidad de conocer las principales características del objeto investigado en este caso el sistema Enfriadores de Licor-Tanque de Contactos de ambas plantas, así como determinar cuáles son los principales parámetros que desde el punto de vista metalúrgico y operacional provocan en mayor grado su influencia en el proceso, tal y como lo define el principio de Pareto de que el *“20% de las causas determinan el 80% de los efectos”*,. Para valorar la magnitud exacta de su influencia y partiendo de los resultados de una investigación exhaustiva de estos, entonces se podrán proponer técnicas de control que respondan en su diseño a las necesidades que demanda el proceso, estableciéndose un orden de jerarquía de acuerdo con la importancia que desde el punto de vista metalúrgico tienen los mismos para este.

Los *métodos de investigación* utilizados fueron los siguientes:

1. Método de investigación bibliográfica y en archivos de las empresas que utilizan la Tecnología Carbonato-Amoniacal.
2. Método de Investigación teórica para caracterizar el objeto de estudio así como sus principales variables.
3. Método de la Modelación Matemática Dinámica de los agregados propuestos basado en principios físico-químicos.
4. Simulación computacional en MATLAB en lazo abierto y cerrado del sistema diseñado.
5. Método de investigación computacional con MATLAB para la identificación y validación parcial del sistema.

Los resultados esperados de la investigación son los siguientes:

- ✓ La selección de los principales parámetros o variables que desde el punto de vista metalúrgico y operacional tienen mayor importancia en el sistema Enfriadores de Licor-Tanque de Contacto y su representación en un diagrama de flujo de señales denotando marcadamente su interacción.
- ✓ La conformación de un modelo matemático dinámico integral del sistema Enfriadores de Licor-Tanques de Contacto con la especificidad de la Tecnología Carbonato-Amoniaca con Mineral Reducido Laterítico Cubano en la Empresa Rene Ramos Latour.
- ✓ La simulación del sistema basado en el modelo matemático obtenido, para facilitar el estudio en lazo abierto del sistema analizado, la toma de decisiones operacionales y la simulación del algoritmo de control por implementar.
- ✓ La utilización de técnicas de control multivariable lineales aplicadas a sistemas no lineales.
- ✓ La selección y diseño de la técnica de control a ser utilizada en el sistema Enfriadores de Licor-Tanques de Contacto.

En la realización y desarrollo de las investigaciones que se reflejan en este trabajo, se tomó como base el estudio efectuado por Guzmán, D. en 2001 [18], en su Tesis de Doctorado, así como en la información recopilada, producto de trabajos de investigación y tesis de grados realizadas en la Planta de Lixiviación y Lavado de la Empresa René Ramos Latour de Nicaro. Esto se fundamenta en el gran interés que desde el punto de vista económico tiene en estos momentos la producción eficiente de níquel y cobalto, así como en las tendencias actuales de disminución de los costos de producción y de protección ambiental.

El desarrollo de esta investigación responde al conjunto de medidas que viene tomando la Unión de Empresas del Níquel con vista a la rehabilitación, modernización y automatización de las principales plantas que utilizan la Tecnología Carbonato-Amoniaca y sus resultados son de aplicación inmediata, debido a que en estos momentos las mismas exigen respuestas rápidas, eficientes y confiables, en la automatización, que las hagan competitiva a partir de una disminución del uso de portadores energéticos, materias primas y la influencia negativa en el medio ambiente, propiciando el aumento de la eficiencia en la producción de níquel más cobalto. Ya se comenzó a realizar el proyecto técnico para la modernización de la automatización teniendo en cuenta los resultados de esta investigación de forma priorizada.

Además, el presente trabajo constituirá un material de consulta de infinito valor para el Departamento Técnico, la Planta de Lixiviación de la Empresa Rene Ramos Latour, el Departamento de Metalurgia e Ingeniería Eléctrica del Instituto Superior Minero Metalúrgico y la Unión del Níquel; de forma análoga será para los organismos e instituciones responsabilizadas

con el estudio de procesos hidrometalúrgicos, control, automatización y preservación del medio ambiente.

Se puede concluir que se desarrollaron las tareas previstas para el trabajo y fue cumplido el objetivo propuesto inicialmente, con la colaboración de la Unión de Empresas del Níquel del Ministerio de la Industria Básica (MINBAS), la Empresa Comandante Rene Ramos Latour de Nicaro, La Empresa de Ingeniería y proyectos del Níquel y el Instituto Superior Minero Metalúrgico de Moa.

CAPITULO I

CAPITULO I

Marco Teórico - Metodológico de la Investigación

1.1. Introducción

Elaborar el marco teórico implica analizar y exponer aquellas teorías, enfoques teóricos, investigaciones y antecedentes que se consideran válidos para el correcto encuadre del estudio de acuerdo a lo planteado por Rojas, 1981[40].

En este capítulo se establece el Marco Teórico - Metodológico de la Investigación, se analizan los trabajos precedentes, la metodología seguida para su ejecución así como la base teórica que sustenta la investigación. Se realiza una caracterización integral del estado actual del objeto de estudio Tanque de Contactos y Enfriadores de Licor en Planta Vieja y Planta Nueva del Proceso de Lixiviación y Lavado en la Empresa Comandante René Ramos Latour de Nicaro.

1.2. Trabajos Precedentes

Una investigación científica es una investigación sistemática, controlada, empírica y crítica de proposiciones hipotéticas sobre las presumidas relaciones entre fenómenos naturales según expresa Kerlinger, F.N 1975[24].

En cualquier área del conocimiento, una investigación científica debe siempre estar sustentada por una investigación empírica y por una investigación teórica, de ahí que sea necesario utilizar los métodos que caracterizan a cada una de ellas, para desarrollar científicamente las mismas a partir de una clara caracterización del objeto, del planteamiento del problema, los objetivos, la hipótesis y las tareas según lo planteado por Arostegui, J.M. y otros en 1975[1].

La revisión bibliográfica se orientó en dos líneas fundamentales; por una parte, la información relacionada con el enfoque teórico y metodológico del estudio a realizar y por otra, los trabajos que sobre el tema de la modelación matemática, la simulación y el control desde el punto de vista científico, técnico y práctico se han realizado para estos tipos de agregados metalúrgicos.

Con respecto al primer aspecto anteriormente mencionado, resultó de mucho interés la revisión de los trabajos de Mesarovich, M. en 1996 [33] el cual aborda la temática relacionada con la teoría general de los sistemas y la metodología de las investigaciones sistémicas. Este autor conceptualiza con mucha claridad según Hurtado, G. en 1999 [22] y Guzmán, D. en 2001[18] los métodos sistémicos de análisis del conocimiento científico, permitiéndole al investigador el

empleo de los mismos para sustentar teóricamente la investigación; a pesar de que algunos términos y definiciones han evolucionado en el presente, su esencia posee actualidad y vigencia.

Definida la teoría de sistema, como base teórica de la investigación, fue necesaria la búsqueda de métodos que permitieran la identificación y el análisis de los diferentes aspectos (subsistemas) que tributan al proceso de mezclado como sistema integrado.

En el Reporte Hill se define con mucha claridad el término de Lixiviación como un proceso donde se suprime mediante la aplicación de un disolvente, aquellos componentes del mineral que mas fácilmente sean solubles en el solvente empleado en el proceso. Los minerales de Níquel y cobalto son considerados como los componentes solubles y una solución acuosa de hidróxido de amoniaco constituye el disolvente.

En el compendio de trabajos del CIPIMM, Castellanos, J. y otros autores en 1972[5] hacen clara mención de la tecnología de lixiviación amoniacal donde en determinadas condiciones el níquel metálico pasa a la solución. Además se hace una exposición del funcionamiento de la planta Cmdte. René Ramos con sus especificidades.

Según Castellanos, J. 1972[5], los factores que mas influyen en el proceso de Lixiviación son: concentración de NH_3 y CO_2 , la temperatura, tiempo de lixiviación, grado de agitación, absorción del oxígeno, grado de reducción del hierro en el mineral, etc.

En el trabajo de Tijonov, O. N. en 1978 [50] se fundamenta la importancia que tiene el proceso de lixiviación en la hidrometalurgia, también hace mención a esto Chang, A. en 1986 [7] y 1999 [8].

Enrich, A.S E.1981[13] determinó que los factores que influyen en la temperatura de la mezcla en el Tanque de Contacto dentro de la Tecnología Carbonato-Amoniacal se encuentran el tonelaje de mineral en hornos de reducción, la temperatura del mineral reducido, la temperatura del licor fresco, la cantidad de enfriadores y los niveles de limpieza que presente el sistema de enfriamiento.

En el reporte Hill.1955[21] se plantea que la temperatura de la mezcla es muy importante pues la misma afecta la solución de hierro, mientras mas alta es la temperatura, mayor será la cantidad de hierro disuelto inicialmente. También se refleja que la concentración de equilibrio del magnesio en el licor de lixiviación está en función de la temperatura. Si la temperatura aumenta sobre el límite permisible se forman incrustaciones en las tuberías de licor de los enfriadores de licor y en los tubos colectores del licor.

En lo que respecta a la modelación matemática, se define como la descripción matemática de las características dinámicas de un sistema de acuerdo a lo planteado por Ogata, K en 1984[36].

De gran interés resultó la revisión de lo reflejado por Bychkó B. y otros autores en 1988[3], por Smith, C. A. y Corripio, A. B. en 1997 [48], donde se plantea que la modelación matemática de

un proceso químico usualmente parte del el balance de una cantidad conservada: masa y energía, por lo que el balance puede ser escrito como:

$$\begin{array}{lcl} \text{Total masa / energía} & \text{Total masa / energía que sale del} & \text{Total masa / energía} \\ \text{que entra al volumen de} & \text{volumen de control.} & \text{= acumulada en el} \\ \text{control.} & & \text{volumen de control.} \end{array}$$

Sobre la modelación matemática de procesos metalúrgicos, Lucenko, B. en 1984 [28], afirma que a pesar de ser sistemas complejos se pueden representar a través de ecuaciones para el balance de masa y energía, donde es necesario tener en cuenta los flujos de masa o energía que entran, se originan o salen del volumen de control.

También Tijonov, O. N. en 1978 [50], refiere que para componer las ecuaciones de un objeto en la industria metalúrgica, los cuales representan complejos sistemas dinámicos es necesario despreciar una serie de factores secundarios y sí tener en cuenta los principales de entrada, salida y perturbaciones que influyen en la dinámica del mismo; a la vez la sencillez del modelo conformado debe contener las principales peculiaridades del proceso investigado. Más adelante al plantear un balance de energía toma como constante el calor específico y tiene además en cuenta en la ecuación el flujo de calor exterior.

Esta expresión en su esencia es la misma que ofrece Seborg, D. E en 1989 [45]. Smith, C. A y Corripio, A. B en 1997 [48], donde se plantea para aquellos tanques donde no ocurren reacciones químicas un balance de masa tomando solamente como magnitudes variables el nivel y los flujos de entrada y salida, manteniendo como constantes la densidad y el área de la sección transversal del tanque. Según Guzmán, D. en el 2001[18] para el balance de energía del tanque donde ocurren procesos térmicos estos autores mantienen como propuesta la misma ecuación planteada anteriormente, donde se mantienen constantes el volumen, la densidad y el calor específico, esto provoca que el modelo sea menos exacto al aceptar estas magnitudes como constantes, lo que hace menos real la dinámica del proceso. Aquí es de señalar que no se toma en consideración la acción del flujo de calor exterior.

En la modelación matemática de un intercambiador de calor del tipo coraza-tubo Franks, R.G.E en 1972 [14], Kreith, F. en 1977 [26] y Bychkó, B. en 1988[3] ofrecen los fundamentos para conformar el modelo del mismo, donde asumen una serie de simplificaciones importantes para obtener un balance de masa y energía. Aquí se consideran como intercambio de calor el de dos fluidos con diferentes temperaturas circulando por los tubos y por la coraza, la del fluido circulando por la coraza y sus paredes y el transporte de energía (entalpías) debido al roce de los fluidos en los tubos y la coraza. También Daubenspeck, J. y Alonso, A. en 1955 [10] al realizar un estudio sobre los Enfriadores de Licor en la Tecnología Carbonato-Amoniaco en la planta de Nicaro, emplean las mismas expresiones para el valor de temperatura media, aunque no realizan otro tipo de balance.

Resulta importante para este tipo de modelo las consideraciones realizadas por Seborg, D. E. en 1989 [45] sobre el intercambiador de calor de tubo, en el cual se tiene en cuenta, además de la diferencia en el tiempo de las variables, el factor posición; teniendo que ser descrito por ecuaciones diferenciales con parámetros distribuidos, es decir, la variable de salida es función del tiempo y la posición; esto dificulta su solución matemática y una posible simulación, pudiendo ser convertido, empleando el método de la diferencia finita, en un modelo con ecuaciones diferenciales ordinarias subdividiendo el intercambiador por zonas.

Otro momento importante en la modelación de mezclas de líquidos y sólidos en tanques con agitación de acuerdo a lo planteado por Guzmán, D. en el 2001[18]; lo presenta Gray, J. B. y Oldsshue, J. Y. [17], Tijonov, O. N. en 1978 [49] y Dobrojtov, G. N. en 1978 [12], donde para determinar la densidad de mezclas sólido-líquido emplean la ecuación:

$$\rho_{mezcla}(t) = \rho_{sol} x_1(t) + \rho_{liq} x_2(t) \quad (1.1)$$

donde

$$x_2(t) = 1 - x_1(t)$$

Esta ecuación resulta importante para determinar la densidad de la mezcla a la salida del tanque.

De gran interés resultó el análisis de las ecuaciones obtenidas por el modelo propuesto para el tanque de contacto en la tesis de doctorado de Guzmán D. en el 2001[18] a partir de las ecuaciones anteriores, con la diferencia de que permite observar la dinámica de cambio de la densidad con respecto al tiempo. Además realiza la modelación y simulación del tanque de contacto y de los seis enfriadores de tubo y coraza existentes en ese momento en la Empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara de forma integral, siendo el punto de partida para nuestro trabajo.

La simulación dinámica ha tenido distintas etapas que han tenido que ver con el desarrollo de los medios de computo, por lo que han surgido muchos programas conformados en diferentes lenguajes, algunos de ellos destinados solamente a ciertas áreas de interés específico, tal es el caso del GPSS General Purpose Simulation System descrito por Gordon, G. en 1981 [16] y Schriber, T. J. en 1984 [43]. El Simulink, herramienta del MATLAB desarrollado por la Mathworks. Inc., presenta distintas herramientas que posibilitan, usando diferentes métodos de integración numérica, poder obtener solución para un conjunto de ecuaciones diferenciales con bastante rapidez y exactitud, superando en muchos casos los anteriormente existentes.

Smith, C. A. y Corripio, A. B. en 1997 [48], hacen referencia a la importancia que tiene para el proceso de simulación dinámica la selección acertada del tiempo de muestreo, asegurando que para un buen desempeño del control y un eficiente uso de los recursos de computación el tiempo de muestreo debería ser alrededor de un décimo de la constante de tiempo dominante del proceso. También Selva, A. en el 2000 [46], hace referencia a esto.

Para definir los mejores pares de entrada y salida Bristol, E. H. en 1966 [2] fue el primero en desarrollar un método para el análisis de problemas de control multivariable, esta aproximación denominada Arreglo de Ganancias Relativas o RGA presentó entonces la desventaja de que tomaba en cuenta sólo el estado estacionario y no el factor dinámico, lo que fue considerado y tomado en cuenta luego en el trabajo de Gagnepain, J. P. y Seborg, D. E. en 1982 [15], así como en el de Mc Avoy, T. J. en 1981 [32] cuya desventaja fundamental es que sólo trata con sistemas de dos entradas y dos salidas.

Deshpande, P. B. en 1989 [11] realiza un análisis superior del RGA extendiéndolo a sistemas con n entradas y n salidas, así como presenta la aplicación de otro método matemático ya existente a problemas concretos de control el cual ha tenido éxito en la industria; la Descomposición en Valores Singulares ó SVD, el cual está direccionado solamente a la naturaleza en lazo abierto del sistema, recomendando los mejores pares para los cuales el sistema en lazo abierto tiene mayores ventajas en términos de sensibilidad y de interacción de los lazos, esta propiedad lo hace superior al RGA, además de que permite evaluar alternativas de diseño tomando como vía el factor de la controlabilidad antes de que la planta sea puesta en marcha. Al igual que el RGA su desventaja sigue radicando en no evaluar el factor dinámico.

Las técnicas de control utilizadas en la actualidad se clasifican en las de control clásico y las técnicas de control avanzado, las que tienen diferentes grados de aplicación en la industria.

Dentro de las técnicas convencionales de control se encuentra el controlador PID. Los controladores PID han sido desde la época de 1940, ampliamente empleados en la industria de procesos, entre ellas la metalúrgica y es ciertamente el algoritmo de control más empleado en la actualidad. Según Deshpande, P. B. en 1989 [11], Hwang, D. Sh. y Hsu, D. L. en 1997 [23], Weng, K. H. en 1997 [51] cerca del 90% de los controladores industriales empleados actualmente son del tipo PI.

En los sistemas multivariables una de las formas de utilizar los controladores PID es utilizándolos como Controladores PID Multilazo. Esta variante ha tenido problemas con su sintonía o ajuste. Para el diseño y sintonía de un sistema que emplea el Control PID Multilazo, existen varios métodos como el utilizado por Niederlinski, A. en 1971 [34] y el método heurístico, basado en la generalización del método que para sistemas SISO fue desarrollado por Ziegler-Nichols. Este método no alcanza una amplia aceptación por su complejidad y por presentar en algunos casos un bajo desempeño. Seborg, D. E. en 1989 [45], propone determinar el ajuste del controlador para cada lazo con los otros lazos de control operando en forma manual.

En su implementación práctica es meritorio lo realizado por Hall, R. CH, en 1987 [19] al utilizar el Control PID Multilazo en el caso del control de PH en un tanque de neutralización, con dos entradas y dos salidas, la simulación la realiza en un modelo previamente linealizado. Aquí

aparece uno de los problemas de este tipo de controladores, radicado en el gran esfuerzo realizado para su sintonía, producto de la interacción entre los lazos de control.

Como productos de avanzada en este campo aparecen el método de diseño y sintonía del Controlador PID Multilazo basado en las especificaciones de margen fase y de ganancia para sistemas multivariables, desarrollado por Weng, K. H., Tong, H. L. y Oon, P. G, en 1997 [51], el cual tiene su fundamento también en la idea de la formación de las bandas de Gershgorin, para a través de ellas medir la estabilidad y el desempeño de un sistema en lazo cerrado; solamente en el trabajo se muestran ejemplos de aplicación utilizando la simulación en sistemas previamente linealizados y el método basado en la sintonía secuencial propuestos por Shing-Jia, S. y Shyh-Hong, H en 1998 [47], el cual propone que la sintonía del Controlador PID Multilazo se realice de forma secuencial iterativamente, utilizando una de las técnicas de sintonía SISO conocida. Este es una combinación de los métodos del Peso de la Integral del Error Cuadrático (WISE) propuesto por Nishikawa, Y. en 1984 [35] y el IMC-PID, dadas para una relación de tiempo desde 0,01 hasta 10, en lo cual radica su ventaja, a pesar de estar limitada su presentación en el trabajo sólo para sistemas lineales. Al aplicar el Control PID Multilazo, existe el problema de la interacción entre los lazos de control, lo que dificulta grandemente poder obtener y mantener siempre una buena sintonía.

Para minimizar estas interacciones que existen entre los lazos de control pueden ser utilizados desacopladores unido a los controladores PID SISO, proporcionando todo en su conjunto un Controlador Multivariable con Desacoplamiento ó Desacoplado, según Seborg, D. E. en 1989 [45], Deshpande, P. B. en 1989 [11] y Ogunnaike, B. A. en 1994 [37]. Estos mismos afirman que el desacoplamiento nunca llega a ser perfecto producto de las no linealidades y errores de modelación.

El método de desacoplamiento desarrollado por Rosenbrock, H. H. en 1970 [42] y 1974 [41], Maciejowski, J. M. en 1989 [29] y Deshpande, P. B. en 1989 [11] para sistemas multivariables y conocido como Arreglo Inverso de Nyquist (INA) y Arreglo Directo de Nyquist (DNA), se fundamenta en una extensión de los conceptos de estabilidad de Nyquist para sistemas multivariables con interacciones significativas, introduciendo el concepto de dominancia diagonal de la matriz de funciones de transferencia del proceso. La desventaja de este método radica en la necesidad de utilizar recursos de computación adicionales para su desarrollo, su obtención resulta tediosa y se consume mucho tiempo para llegar a obtener un buen resultado, además de que se necesita también de mucha experiencia para tener una interacción activa con la máquina realizando aproximaciones gráficas de tentativa y error. También existen otros autores que han llegado a un método de DNA pero con aproximaciones diferentes.

Smith, C. A. y Corripio, A. B. en 1997 [48] muestran el desacoplamiento lineal para lazos de control que interactúan entre sí, tomando como ejemplo de aplicación el de un tanque con agitación con dos entradas y dos salidas, estos autores también muestran las expresiones para

el diseño de desacopladores en sistemas con n entradas y n salidas. El trabajo está limitado sólo a una aplicación a un sistema previamente linealizado. Una desventaja es que muestran la aplicación del desacoplamiento a sistemas de sólo dos pares de variables.

En otros trabajos sobre este tipo de control podemos destacar el de Harold, L. en 1997 [20], quien afirma que la técnica de desacoplamiento puede ser aplicada a procesos con muchas entradas y salidas, su desventaja consiste en que sólo da una medida de su aplicación en un proceso con dos entradas y dos salidas, Ogunnaike, B. A. en 1994 [37] ofrece la forma de determinar los desacopladores para sistemas con tres entradas y tres salidas, su desventaja radica en que el mismo es simulado aquí solamente para un sistema linealizado previamente y sólo ofrece el ejemplo de funciones de transferencia de primer orden con tiempo muerto, para las cuales describe el algoritmo de cálculo.

En la tesis de doctorado de Guzmán D. en el 2001[18] se aplican diversas técnicas de control tales como: la técnica de control PID multilazo, la técnica de control multivariable con desacopladores estáticos y dinámicos, obteniendo mejor desempeño y muy buenos resultados en el control multivariable con desacoplamiento estático para el sistema tanque de contacto y enfriadores de la Empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara.

El Grupo de Trabajo de Automatización de CEPRONIQUEL en 1995 [38] en un proyecto realizado para la Empresa Comandante René Ramos Latour de Nicaro, solamente tratan los aspectos concernientes a la instrumentación necesaria para el tanque y los enfriadores, radicando su deficiencia en no realizar el estudio de los posibles lazos o algoritmos de control para estos parámetros, los cuales van a ser solamente monitoreados por un sistema supervisor computarizado, haciendo referencia a criterios técnicos y experiencias de la Empresa Comandante Ernesto Che Guevara.

En estos momentos una de las prioridades de la Dirección de la Empresa Comandante René Ramos Latour de Nicaro está dirigida a la modernización de la automática de la Planta de Lixiviación y Lavado, lo que resulta de vital importancia la necesidad de llevar a cabo un estudio más profundo, preciso y con una sólida base científica encaminado a la modelación matemática para el control integral del proceso de mezclado de mineral reducido y licor carbonato-amoniaco que ocurre en el sistema de los Tanques de Contactos con las especificidades de esta planta; con la finalidad de ejecutar un proyecto técnico que de forma acertada cumpla con los requerimientos tecnológicos esperados en el proceso.

1.3. Metodología de la Investigación

Para la realización de esta investigación se utilizó la metodología de investigación clásica utilizada para estudios de sistemas a controlar en procesos industriales. El trabajo lo dividimos en varias etapas:

Primera etapa: Preliminar o inicial de la investigación empírica. El primer paso lo constituyó la selección de la planta y los agregados objeto de la investigación, debido a su importancia desde el punto de vista metalúrgico y económico, lo cual fue imposible desligar de otros objetos presentes en el área de influencia de esta, garantizando que quedaran reflejados todos los agregados que fueran afectados directa e indirectamente. De esta forma quedó definido como objeto de la investigación el sistema de mezclado del licor fresco carbonato-amoniaco y el mineral laterítico reducido proveniente de los Hornos de Reducción, representado por los Tanques de Contactos y los Enfriadores de Licor en Planta vieja y Planta Nueva, con sus componentes y sistemas auxiliares, donde se tendrá en cuenta otros agregados de donde se recibe influencia tales como los Enfriadores Rotatorios de Mineral, Tanques Colectores de Licor, Enfriadores de Agua o donde se ejerce influencia: Reactores Químicos, Sedimentadores. Se determinaron los métodos a aplicar en la fase inicial tales como la Revisión Bibliográfica, Encuestas, Entrevistas, Revisión de la Documentación Técnica de la Planta, Manual de Operaciones, Trabajos Investigativos Específicos, Trabajos de Campo destinados a la Observación del trabajo de la planta, así como también se realizó la revisión de trabajos precedentes y se estableció la base teórica que sustenta la investigación; para de esta forma seleccionar los materiales primarios.

Segunda etapa: Modelación matemática y Simulaciones. El desarrollo de esta se realizó en tres sub-etapas fundamentales, la primera lo constituyó el trabajo relacionado con la caracterización integral del objeto de estudio; es decir, los sistemas de la planta de lixiviación, una breve descripción de los principales momentos del flujo tecnológico y los principales agregados del proceso de mezclado, se estableció un análisis de los agregados propuestos como objetos de regulación automática a partir de un diagrama de flujos de señales, se seleccionaron las variables y se desarrolló un modelo matemático dinámico para cada uno de los agregados investigados.

La segunda parte dentro de esta etapa de trabajo es la simulación del modelo matemático del proceso completo obtenido, basada en datos tomados del proceso real, esto permite realizar un análisis en lazo abierto del sistema investigado estableciendo las principales interacciones e influencia de cada una de las variables manipuladas y perturbaciones sobre las controladas o de salida del proceso.

Dentro de esta etapa de trabajo la última parte corresponde al análisis de los resultados obtenidos de la simulación y los experimentos de identificación, obteniendo las funciones de transferencias y gráficos que validen los resultados obtenidos, realizando una identificación lineal donde se obtienen la matriz de funciones de transferencia del proceso simulado y real. Esto permite inicialmente establecer a partir de técnicas tales como la del Arreglo de Ganancia Relativa (RGA) y de Descomposición en Valores Singulares (SVD) la selección de los mejores pares de variables entrada-salida, seleccionar la técnica de control a ser implementada.

Así fueron reajustados los análisis realizados inicialmente sobre los pares de variables a seleccionar y quedó demostrada la validez del modelo matemático conformado.

Tercera etapa: Control del proceso. En esta etapa se procedió a la interpretación y procesamiento de la información obtenida por la simulación realizada con el controlador propuesto, analizando cada uno de los gráficos obtenidos para variaciones en la señal de referencia y variaciones en las perturbaciones.

Se realiza una valoración económica, ambiental y social sobre el impacto de los principales resultados obtenidos. Se ofrecen las conclusiones y recomendaciones de la investigación en general.

1.4. Base Teórica de la Investigación

La Empresa Cmdte René Ramos Latour se encuentra localizada en el poblado de Nicaro situado en la costa norte, hacia el este en la provincia de Holguín en la República de Cuba. Fue explotada por el gobierno de E.U.A. a partir del año 1944. En 1951 fue rehabilitada y operada por la Nickel Processing Corporation con la Nacional Lead Company y Fomento de Minerales Cubanos. S.A.

En 1960 la Planta fue nacionalizada pasando a ser una de las principales fuentes de divisas para nuestro país y un elemento esencial para el desarrollo socioeconómico en esta parte del territorio nacional.

En la década del 1990 a raíz del periodo especial impuesto fundamentalmente por el bloqueo y el desmoronamiento del campo socialista; el equipamiento cayó en obsolescencia empeorando su estado técnico y afectando notablemente los parámetros tecnológicos de diseño.

Todo ello unido a la falta de piezas de repuesto y materiales de mantenimiento, la aplicación incorrecta de los mantenimientos debido a la falta de disponibilidad del equipamiento instalado, así como la disminución progresiva de la ley de Níquel provocó una disminución considerable de los niveles de producción.

En los últimos cinco años se comenzó a ejecutar un Programa inversionista por parte de la Industria Cubana del Níquel y el MINBAS, para el sostenimiento, incremento de la producción y mejoras del medioambiente; alcanzando resultados impresionantes en la economía y la investigación científica como vía para obtención e implementación de nuevas tecnologías que minimicen los costos de producción y tengan en cuenta la protección al medio ambiente tales como la automatización.

En estos momentos la planta de Lixiviación y Lavado de la Empresa René Ramos Latour de Nicaro, requiere de un proyecto de automatización basada en la aplicación de técnicas adecuadas de control de procesos. La instrumentación se encuentra en condiciones críticas, muchas veces se hace inoperable la planta y no existe una contabilización de las materias primas ni del producto de final de la planta. Los instrumentos que aun miden son en su mayoría obsoletos e inseguros datan de la última modernización de la Planta en el año 1971.

Además la existencia de un medio altamente agresivo deteriora muy rápidamente la instrumentación de campo, por lo que solo algunas de las principales variables son monitoreadas a partir de una red computarizada de supervisión que almacena en un registro su comportamiento en diferentes instantes de tiempo y no actúa sobre este.

La búsqueda de una tecnología de control adecuada para el proceso de mezclado de mineral más licor carbonato-amoniaco en la planta de lixiviación de Nicaro es una de las tareas de este trabajo con vistas a implementar el proyecto técnico por la Empresa de ingeniería y proyectos Ceperónique como una de las tareas del Programa inversionista de la Empresa Cubaníquel para lograr la rehabilitación de esta planta.

1.5. Descripción del Estado Actual del Esquema Tecnológico del Proceso de Lixiviación Carbonato-Amónico

El equipamiento tecnológico del proceso de Lixiviación y Lavado se divide en dos grandes áreas: Planta Nueva y Planta Vieja.

Entre los principales equipos que se encuentran en Planta Vieja tenemos:

Tanques de contactos TK-001,TK-002

Enfriadores EX-001...008

Turboareadores, series A,B,C

Tanques y cajas distribuidoras

Sistemas de bombeo

Los equipos principales que se encuentran en Planta Nueva son:

Tanques de contactos TK-003,TK-004

Enfriadores EX-009...015

Turboareadores, series Norte y 5^a serie

Sedimentadores

Sistemas de bombeo

El proceso de Lixiviación y Lavado tiene la finalidad de lixiviar el níquel y el cobalto presentes en el mineral reducido que se recibe de los Hornos de reducción. Producto de esta lixiviación el níquel y el cobalto pasan a solución, mientras que el hierro es descargado en la cola. Ver Anexo 1.

El mineral reducido a una temperatura promedio de 483 K (210°C) a la salida de los enfriadores de mineral de la planta de Hornos de Reducción, se mezcla en las canales de contacto con el licor de recirculación proveniente de la primera y segunda etapas de lixiviación y que ha sido enfriado a 308 K (35 °C), y como resultado se forma una pulpa en los tanques de contacto de una densidad de 1130 – 1160 g/l y temperatura de 313 K (40°C) a 317 K (44 °C) y una relación L/S de 5 a 1. Dicha pulpa se bombea mediante las bombas Wilfley y Morris para el

distribuidor general que la divide en cinco partes iguales que van a los distribuidores de las series de turboaeradores (A, B, C, Norte y 5^{ta} serie), cada uno de los cuales divide el flujo en dos porciones iguales que alimentan las dos subseries (Miniseries) de que está compuesta cada serie. En total en primera etapa existen 10 miniseries de turboaeradores, 8 de 4 turbos y 2 de 3 turbos.

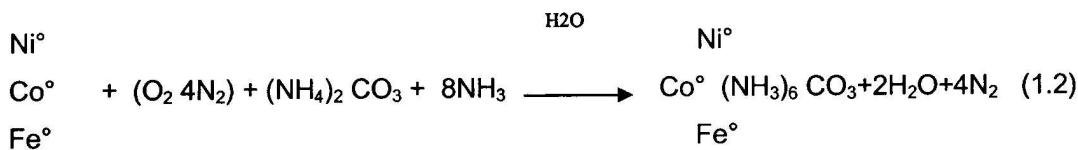
Los turboaeradores son reactores químicos de flujo continuo con agitación intensa, cuya función primaria es inyectar aire a baja presión, cuya magnitud va a estar regida por el tonelaje de mineral que entregan los hornos de reducción.

Este aire es introducido por la parte inferior del reactor en forma de burbujas pequeñas y su cantidad debe ser el triple del que se absorbe en la parte superior del mismo, a fin de garantizar las reacciones de oxidación del níquel, hierro y cobalto, así como una presión negativa, establecida por los ciclones de tiro inducido en cada reactor, debido a que si fuese mayor, arrastraría pulpa para el circuito de absorción, y si fuese menor, traería consigo el llamado fenómeno de "turbo positivo", que provoca escapes de amoníaco a la atmósfera.

Es preciso también enfatizar, que la temperatura de la pulpa y la densidad es muy importante en este proceso de reacciones porque afecta la cantidad de magnesio que entra en la solución, la misma también afecta la solubilidad del hierro en general. Cuanto más alta fuera la temperatura, mayor será la cantidad de hierro disuelto inicialmente. Cuanto más baja fuera la temperatura de la pulpa, mayor será la disolución de oxígeno procedente del aire, introducido a los turboaeradores. La velocidad de disolución del oxígeno gobierna el proceso de las reacciones de lixiviación. De ahí la importancia del control de la temperatura de la pulpa que sale del Tanque de Contacto y llega a los turboaeradores.

El mineral después de aireado pasa a través de un campo magnético (electroimanes) para ayudar a la floculación y sedimentación, ya que después de la etapa de aereación corresponde una de sedimentación, existen electroimanes en la entrada de pulpa de todos los sedimentares. Cada línea (series A, B, C, Norte y 5^{ta}) del distribuidor general descarga en un distribuidor pequeño que divide la pulpa para dos miniseries. La pulpa de las series A, B y C se lixivia en 6 miniseries las que descargan a una caja colectora de donde se bombea para el distribuidor mezclador de la primera etapa. La pulpa de la serie Norte descarga a dos, miniseries una vez lixiviada se une en el distribuidor mezclador con la pulpa de las series A, B y C. Los turbos de la 5ta serie igualmente descargan al distribuidor mezclador antes señalado.

La reacción principal que tiene lugar cuando el mineral laterítico es tratado con NH_4OH -- $\text{CO}_3(\text{NH}_4)_2$ es la siguiente:



En cuanto a la extracción del níquel del mineral, este es un proceso a contracorriente y como es natural el mineral irá empobreciéndose en níquel y los licores provenientes de la última etapa del proceso irán enriqueciéndose en este elemento.

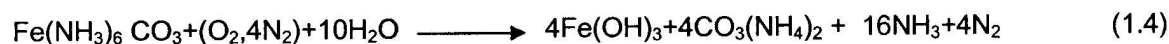
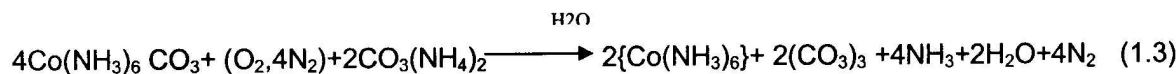
Aunque no se puede tomar como un parámetro fijo, el contenido de níquel en los sólidos descargados en las tres primeras etapas es el siguiente:

Primera etapa – 0.45 g/l

Segunda etapa – 0.38 g/l

Tercera etapa - 0.31 g/l

En el proceso de lixiviación, según J. Castellanos 1972[5], aún tenemos que separar al níquel de los iones ferrosos y cobaltosos formados en la reacción (1) son oxidados a su máxima valencia en presencia de un exceso de aire como se demuestra en las reacciones siguientes:



Un aumento en la concentración de amoníaco aumenta la solubilidad del Ni, Co y el Fe decreciendo la del magnesio. La solubilidad del magnesio aumenta con el incremento de las temperaturas.

Hay que decir que se requiere aire para oxidar los constituyentes metálicos formados en la operación de los Hornos de Reducción, puesto que ninguno de los elementos arriba mencionados, es decir Ni, Fe y Co son suficientemente activo para desplazar al ión hidrogeno directamente de una solución amoniacal. Ambos el $(\text{NH}_4)_2 \text{CO}_3$ y el NH_4OH deben estar presentes en la solución lixivante puesto que el amoníaco solo en ausencia de una sal amoniacal que haga disminuir la concentración de iones oxidrilos, primero precipita el hidróxido de níquel y después se redisuelve. Si sales amoniacaes están presentes el hidróxido no se precipita y el compuesto amoniacal soluble se forma directamente.

El oxígeno introducido en los aireadores, convierte el hierro ferroso al estado férrico y lo precipita, de la misma forma oxida e níquel y el cobalto, que en forma de óxido son más solubles y forma el complejo amoniacal en solución.

Los factores que más influyen en el proceso de lixiviación son: concentración de amoniaco y CO₂, temperatura, tiempo de lixiviación, grado de agitación, absorción de oxígeno, grado de reducción del hierro en el mineral etc.

En cuanto a la cantidad de aire necesaria para llevar a cabo la oxidación de los elementos metálicos formados en la operación de los hornos están basadas en relaciones estequiométricas, de acuerdo a esto se ha establecido un consumo específico de 0.170 m³ / t de mineral reducido y para 200 – 230 t en Hornos sería como sigue:

Turbos		Turbos	
1era. Etapa	m ³ /min.	2da. Etapa	m ³ /min
99 - 100	14	107- 113 N y S	12
107 - 101	10	108- 114 N y S	10
108 - 102	10	109 –115 N y S	8
109 - 103	10	TOTAL	30
TOTAL	44		
113 A y B	13		
114 A y B	11		
115 A y B	11		
TOTAL	35		

Tabla 1.1 Distribución de aire para alimentación de mineral de 200 – 230 t/h.

El distribuidor mezclador divide la pulpa en dos partes iguales, para darle tratamiento en dos series (Sección I y Sección II) de sedimentadores. La sección I con los sedimentadores (104 D, 116 D y 205 C) y la sección II con los sedimentadores (110 D, 201 C, 209 C y 218 V).

Los sedimentadores 104 D y 110 D corresponden a la primera etapa de lixiviación mientras que los sedimentadores 116 D y 201 C corresponden a la segunda etapa de lixiviación. Las demás etapas de la planta son de lavado

Existen dos miniseries de turboaeradores de II etapa de tres turbos cada una que reciben la pulpa del fondo de los tanques (104 D en la sección I y 110 D en la sección II) y el licor de

reboso del 205 C, la pulpa después de agitada y aireada pasa a los tanques de II etapa 116 D y 201 C.

La pulpa de descarga de los sedimentadores 205 C y 218 V se mezclan y se alimentan al lavado común actualmente conformado por los sedimentadores 222 V y 222 C, luego la pulpa pasa a un distribuidor que la divide en dos corrientes para alimentar los tanques finales de la serie de lavado que son el TR y 226 C, estos tanques descargan la pulpa al pozo de cola de donde es bombeada a la sección de destilación de colas de la planta de recuperación de Amoniaco.

Se dispone de un tanque de retención de colas que permite almacenar pulpa en caso de que por alguna razón sea imposible bombear a Recuperación, esto permite mantener la estabilidad del proceso cuando el problema no es muy duradero.

Los licores utilizados en el proceso realizan un recorrido contrario a la pulpa, se alimentan por las dos últimas etapas de lavado (TR y 226 C) y van pasando de un sedimentador a otro hasta llegar a la primera etapa, la secuencia del recorrido de los licores es la siguiente: 226 C y TR, 222 C, 222 V, 218 V, 214 C, 209 C, 205 C (este tanque rebosa a los turbos de II etapa que descargan a los tanques 116 D y 201 C) El reboso del 116 D y 201 C (II etapa de lixiviación) va al CT-22 y de ahí a los enfriadores. El reboso del 104 D y 110 D (Primera etapa de Lixiviación) va al CT- 22 (para pasar al enfriamiento) ó al CT-56 (para conformar el licor producto) en dependencia del balance de la planta y el nivel de los tanques.

El sedimentador 214 C no recibe pulpa, es usado como clarificador para evitar que licores sucios provenientes de las etapas de lavado común puedan ensuciar el sistema. Este sedimentador (clarificador) así como el 116 D y 201 C disponen de sistemas para adición de floculantes para usarlo en caso de ser necesario.

Continuando con el proceso tecnológico y los parámetros del mismo, tenemos que las temperaturas de los licores rebosos de I etapa de lixiviación es de 47 °C y en II etapa de 48 °C aproximadamente.

Del reboso de la primera etapa se obtiene el licor producto con la siguiente composición.

Ni - 8-10 g/l

NH₃ > 65 g/l

CO₂ > 38 g/l

Sólidos en suspensión < 80 ppm

El reboso de la segunda etapa es enviado en su totalidad a los enfriadores de licor, para después seguir su flujo a los tanques de contactos donde conjuntamente con parte del reboso de primera etapa que recicla se forma el licor de contactos. El licor de reboso de los

sedimentadores de tercera etapa pasa en su totalidad a los turbos de II etapa y de ahí a los sedimentadores de segunda etapa.(116 D y 201 C).

Los licores de primera y segunda etapas de lixiviación, entran a los enfriadores a una temperatura de 47 – 48 °C y debe tener una temperatura de salida menor de 35 °C. La planta cuenta con 15 series de enfriadores de 9 enfriadores cada uno del tipo de tubo y coraza y enfriamiento por agua, el agua circula por fuera de los tubos y el licor por dentro de los mismos. La densidad de la pulpa descargada por los sedimentadores debe ser de 1650 -1750 g/l en lixiviación y en lavado 1700 -1800 g/l.

En la segunda y tercera etapas de lixiviación hay recirculación de licores, con la finalidad de ayudar a mantener la densidad de la pulpa alimentada a segunda y tercera etapas entre 1250 y 1300 g/l.

El aire para la oxidación del mineral es suministrado por compresores NASH (7 U) de baja presión y alto volumen por lo tanto se requerirá en el sistema de lixiviación de un sistema de absorción para recuperar el amoníaco desprendido en los turboaeradores y tanques. Existen dos sistema de absorción conformados cada uno por cuatro torres en serie la primera de las cuales esta vacía y las demás con empaques de madera o plástico, en la parte superior están dotada de un sistema de sprays para la distribución del liquido absorbedor. El objetivo de los sistemas de absorción es absorber los gases amoniacales y devolverlos al sistema en forma de un licor débil de aproximadamente 2 % de NH_3 , este licor se adiciona en la última etapa de lavado y se traslada de una a otra etapa hasta llegar a la primera.

El sistema de absorción recupera los gases provenientes de todo el sistema de lixiviación y lavado incluyendo tanques distribuidores etc., que son trasladados hasta él, por la succión que provocan los ventiladores de los sistemas. La pérdida de amoníaco máxima admisible por las chimeneas de los sistemas de absorción es de 0.6 t/d.

La sección de lavado tiene por finalidad lavar la pulpa de manera que aquellas partículas de níquel en solución que están en los intersticios de esta pasen a la solución.

Las etapas de lavado actuales son 5, siendo comunes para todo el flujo los sedimentadores 218 V, 222 V y 222 C, en estos tanques la reserva disponible de área de sedimentación es poca por lo que pueden presentar problemas de sedimentación cuando se manejan minerales problemáticos o cuando se producen problemas operativos

En la sección de lavado se obtiene en la práctica un 2 % de lixiviación del níquel. Además se le adiciona el licor débil en el último sedimentador de lavado.

El licor fresco teóricamente debe adicionarse en la penúltima etapa de lavado pero en la práctica cuando hay bajas concentraciones de amoníaco en la sección de lixiviación es necesario adicionarlo en otros puntos que se deciden de acuerdo al perfil de amoníaco existente.

El licor fresco debe tener la siguiente composición:

NH ₃	130 – 140 g/l
CO ₂	> 74 g/l
Ni	< 0.05 g/l

Aunque el control de la densidad de fondo de los sedimentadores debe realizarse lo mismo en los sedimentadores de lixiviación como en los de lavado, en estos últimos esta medida es más rigurosa porque si hay una relación líquido a sólido alta en el último tanque de lavado, perdemos más licor y por consiguiente más níquel. De aquí que se establezcan parámetros operativos en cuanto al níquel en el licor de la cola basado en balance de licores y una serie de parámetros que tienen en consideración las extracciones de níquel en las distintas etapas de lixiviación y en el lavado y muy fundamentalmente la relación líquido a sólido de las pulpas a procesar.

El licor producto y la pulpa de colas se bombean a la Planta de Recuperación de Amoníaco donde se extrae el níquel en forma de carbonato básico y se recupera el amoníaco.

El licor producto pasa por varias etapas de aeración en la Planta de Recuperación de Amoníaco, con el fin de oxidar y precipitar el hierro, el cual es filtrado y enviado a los alambiques y pasando de plato a plato es tratado con vapor que se introduce a contracorriente por la parte inferior.

Durante este proceso el amoníaco se elimina del licor y se precipita el Carbonato Básico de Níquel (C.B.N.). La pulpa de cola es enviada para ser destilada en los alambiques y el producto de desecho se bombea al depósito de colas.

1.6. Análisis de los Enfriadores de Licor y el Tanque de Contacto en el Proceso de Lixiviación Carbonato-Amoniacal como objeto de regulación.

En el proceso de Lixiviación de lavado existen 15 Enfriadores de licor que están distribuidos 8 en Planta Vieja EX -001..008 y 7 en Planta Nueva EX -009..015.

En Planta Nueva, el licor luego de ser enfriado pasa al tanque de contacto TK-003 o al tanque de contacto TK-004, siempre se mantiene un tanque trabajando y el otro de reserva.

En Planta Vieja, el licor ya enfriado pasa al tanque de contacto TK-001 o al tanque de contacto TK-002, se mantiene un tanque trabajando y el otro de reserva al igual que en Planta Nueva. Esta pulpa es bombeada hasta el tanque de contacto de Planta Nueva que se encuentre operando. Los tanques de contacto de Planta Nueva poseen mayor capacidad de almacenamiento, al igual que el sistema de bombeo que impulsa la pulpa hacia los tanques distribuidores, como se muestra en la figura (1. 1)

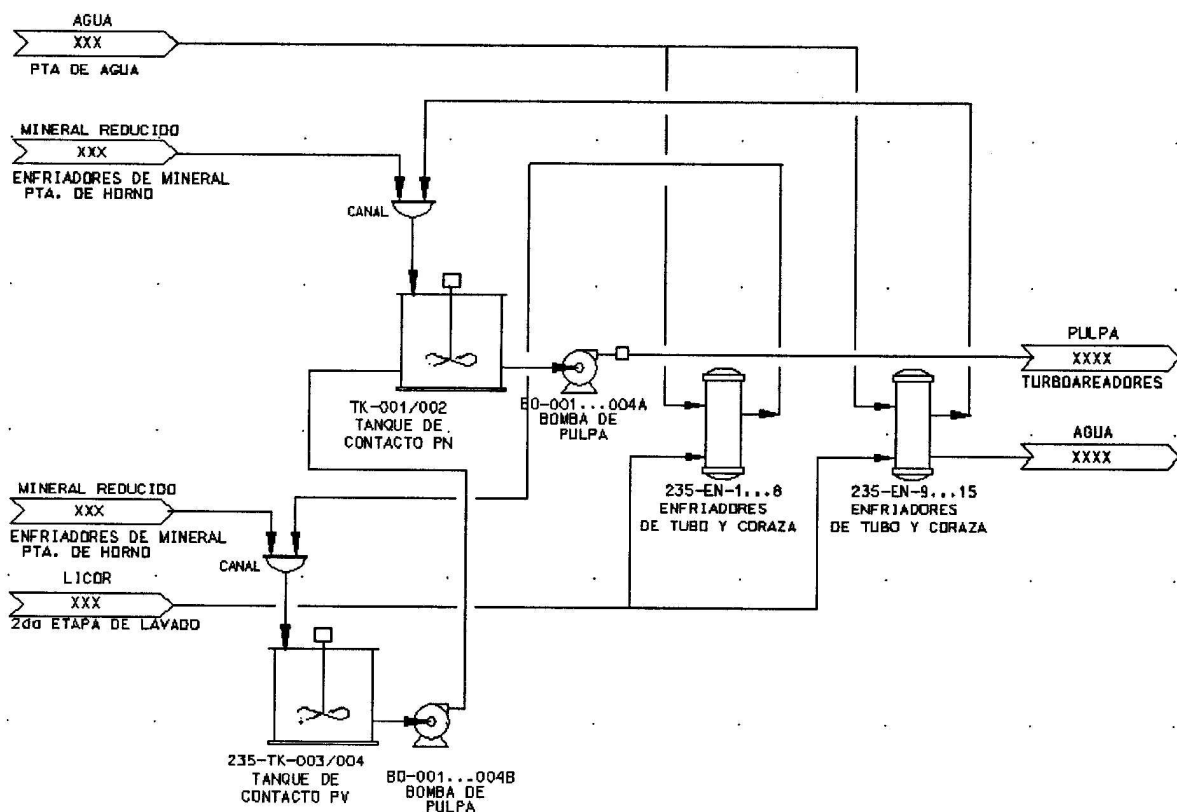


Figura 1.1 Sistema de Tanque de Contactos y los Enfriadores de Licor.

Los Enfriadores de Licor tienen la función de enfriar la solución utilizada en los Tanques de Contacto, lo que ayuda a mantener la temperatura de la pulpa en un límite permitido en el proceso de lixiviación, favoreciendo la solubilidad del oxígeno en los licores, aspecto fundamental para la extracción de níquel y cobalto, evita incrementos en la tensión de vapor de amoníaco por encima de los límites prescritos y aumenta la solubilidad del magnesio, factor este, muy negativo en el proceso, debido a que el mismo precipita en los equipamientos y líneas creando una costra endurecida.

El licor a enfriar llega de la primera y segunda etapa de lixiviación con una temperatura aproximada de 321 K (48°C), intercambia calor con el medio enfriante, el cual es agua de retorno que llega de los Enfriadores de Agua con una temperatura de 300 K (26°C). El flujo de agua está en contracorriente con el licor, como se muestra en las figuras (1.2 y 1.3). Esta agua se calienta hasta una temperatura de 315 K (41°C) saliendo de los enfriadores por la red de retorno. El licor sale de los Enfriadores de Licor para el Tanque de Contacto con una temperatura entre 303 K (30°C) y 308 K (35°C).

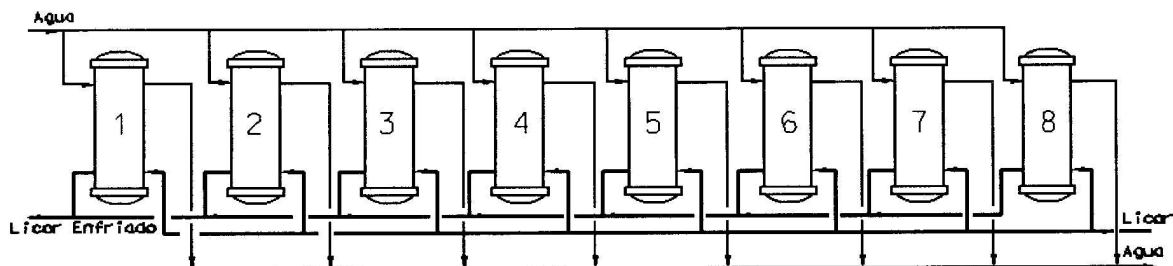


Figura 1.2 Enfriadores de Licor de Planta Vieja.

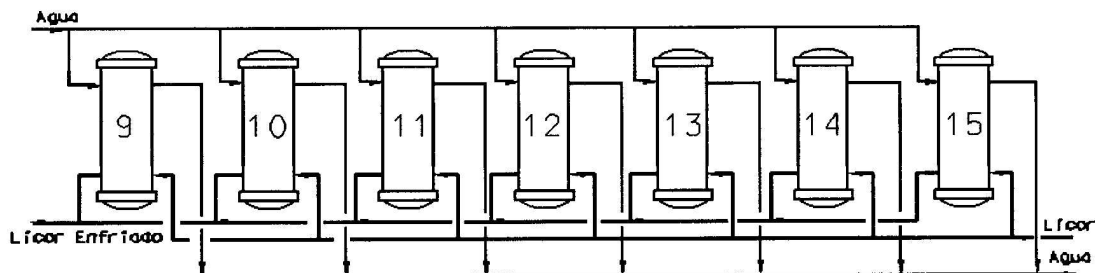


Figura 1.3 Enfriadores de Licor de Planta Nueva.

El mineral reducido, proveniente de los Hornos de Reducción, es descargado de los Enfriadores Rotatorios, a una temperatura de 483.15 K (220°C) con una composición de 1,58% de níquel, 0,06% de cobalto, 44,6% de hierro, además de contener 9,65% de MgO y 18,70% de SiO_2 . El mineral reducido tiene granulometría variada y una densidad de 4200 kg/m^3 .

En los Tanques de Contacto, el mineral reducido es mezclado con licor fresco. Este licor, también denominado licor de contacto, tiene una temperatura en el rango de 306 K (30°C) a 308 K (35°C) y proviene de los Enfriadores de Licor. El mismo contiene de 8×10^{-6} a $10 \times 10^{-6}\text{ kg/m}^3$ de níquel, $68 \times 10^{-6}\text{ kg/m}^3$ de amoníaco, $35 \times 10^{-6}\text{ kg/m}^3$ de CO_2 . Su densidad es de 1000 kg/m^3 .

Estos dos componentes son mezclados en el Tanque de Contacto a través de un agitador que homogeneiza la mezcla, formando una pulpa con una densidad que debe estar entre 1130 a 1150 kg/m^3 , a una temperatura de 311 K (38°C) a 314 K (41°C), valores estos de mucha importancia en el proceso de lixiviación. La pulpa, con una proporción másica de cinco partes de licor para una de sólido es bombeada para los distribuidores de pulpa.

El Tanque de Contacto de Planta Vieja, es un recipiente con un diámetro de $3,81\text{ m}$ y una altura de $3,34\text{ m}$ y una capacidad de $38,2\text{ m}^3$. La tapa cónica proyectada para servir de soporte al mecanismo de accionamiento. En esa tapa aparece también el sello hidráulico para los gases amoniacales, así como un soporte para los medidores de nivel del tanque y una abertura circular para el mecanismo de accionamiento y el agitador.

El tanque de contacto de Planta Nueva tiene un diámetro de 5,8 m y una altura de 3,88 m con una capacidad de 102,2 m³.

1.6.1. Planteamiento de la Tarea de Dirección del Proceso de Mezclado en el Tanque de Contacto

El objetivo del proceso de mezclado del mineral reducido y el licor carbonato-amoniaco en el Tanque de Contacto es la obtención de una mezcla o pulpa homogenizada con una determinada temperatura y densidad:

$$\text{Para la densidad: } 1120 \leq \rho_{ps} \leq 1140 \text{ kg/m}^3 \quad (1.5)$$

$$\text{Para la temperatura: } 310\text{K} \leq T_{ps} \leq 313 \text{ K} \quad (1.6)$$

Para garantizar esta es necesario que la temperatura del licor que sale de los enfriadores este:

$$306 \text{ K} \leq T_{le} \leq 309 \text{ K} \quad (1.7)$$

Además se necesita que esta pulpa se mantenga todo el tiempo dentro de los límites permisibles del tanque, evitando un derrame de la misma, por lo que también se necesita mantener dentro de cierto rango el nivel del tanque:

$$\text{Para el nivel: } 1,5 \leq H_t \leq 3 \text{ m} \quad (1.8)$$

Para lograr esto es necesario manipular el flujo de licor que llega a los Enfriadores de Licor y que después de ser enfriado va para la canal de prelixiviación a la entrada del Tanque de Contacto, conocer la cantidad de mineral que esta siendo descargada en los hornos de reducción, manipular el flujo de agua que llega a los Enfriadores de Licor y manipular el flujo de salida del tanque.

De lo anterior se deduce que el objetivo del proceso se cumple si se logra mantener un determinado nivel para el tanque, un valor deseado de temperatura y de densidad de la pulpa a la salida del tanque. De esta forma se garantiza un flujo de licor que esté en relación con la cantidad de mineral que es descargado en los hornos de reducción, tal que la proporción dentro del tanque sea de cinco partes de licor por una de sólido; lo que permite mantener la densidad dentro de los límites permisibles. Lograr mantener un determinado flujo de agua fresca a los enfriadores permite lograr el necesario intercambio térmico para obtener un licor cuya temperatura no debe sobrepasar las restricciones expuestas en la inecuación (1.7), para así poder contrarrestar los aumentos de temperatura del mineral y garantizar para la pulpa una temperatura como aparece especificada en la inecuación (1.6); y por tanto para la dirección del proceso debe plantearse como criterio de calidad, es decir como requerimiento metalúrgico, el mantener la temperatura y la densidad de la pulpa a la salida del tanque en un rango adecuado, expresado matemáticamente en la forma:

$$\lim_{t \rightarrow \infty} [T_{ps} - T_{psd}] \Rightarrow \min \quad (1.9)$$

$$\lim_{t \rightarrow \infty} [\rho_{ps} - \rho_{psd}] \Rightarrow \min \quad (1.10)$$

donde:

T_{ps_d} - Temperatura de la pulpa de salida deseada, K.

ρ_{ps_d} - Densidad de la pulpa de salida deseada, kg/m³

En este objeto se requiere un control estricto de su nivel, de forma que se mantenga dentro de su rango de variación. Por lo tanto el nivel H_t no debe superar el valor nominal de trabajo.

$$H_t \leq H_{t_d} \quad (1.11)$$

donde:

H_{t_d} - Nivel del tanque deseado. m.

Además tecnológicamente deben añadirse otras restricciones más relacionadas con garantizar que el producto final quede completamente homogenizado, que el flujo de licor en la canal de prelixiviación no supere el valor máximo permisible por la misma, ni tampoco sea menor del necesario para evitar embotamiento de la misma con mineral; por lo que pueden plantearse, las siguientes restricciones adicionales:

Para la corriente del motor de agitación del tanque:

$$I_{mt \min \text{ per.}} \leq I_{mt_d} \leq I_{mt \max \text{ per.}} \quad (1.12)$$

donde:

$I_{mt \min \text{ per.}}$ Corriente del motor mínima permitida, A.

$I_{mt \max \text{ per.}}$ Corriente del motor máxima permitida, A.

Para la corriente del motor de la bomba del flujo de salida del tanque:

$$I_{mbs \min \text{ per.}} \leq I_{mbst_d} \quad (1.13)$$

$$\text{Para el flujo de licor por la canal: } Q_{le \min \text{ per.}} \leq Q_{le_d} \leq Q_{le \max \text{ per.}} \quad (1.14)$$

$$\text{Para el flujo de agua a los enfriadores: } Q_{age_d} \leq Q_{age \max \text{ per.}} \quad (1.15)$$

Los subíndices (*min. per* y *max. per.*) se refieren a lo mínimo permitido y lo máximo permitido, el (*d*), se refiere a lo deseado, el (*mbs*), al motor de la bomba del flujo de salida.

Se puede concluir que las expresiones encima expuestas, conforman un sistema de ecuaciones e inecuaciones que representan el planteamiento de la tarea de dirección del proceso de mezclado en el sistema del Tanque de Contacto, dirigidas a lograr una extracción mayor de níquel y cobalto en los reactores, lo que desde el punto de vista económico es conveniente.

1.6.2. Estado Actual del Control y la Automatización

En los Enfriadores de licor de ambas Plantas no existe ningún nivel de instrumentación y automatización.

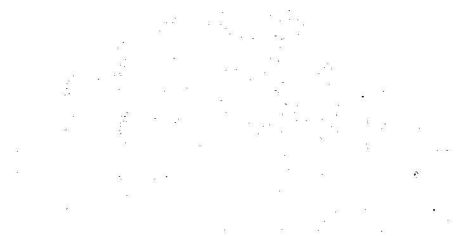
En los Tanque de Contacto, actualmente sólo existe un sistema supervisor que cada cierto periodo de tiempo realiza un muestreo de dos de las principales variables del proceso, la temperatura de salida de la pulpa y el nivel del tanque, el resto de las variables no son medidas por no contar con la instrumentación necesaria y en el caso de la densidad de salida de la pulpa se toma una muestra cada una hora por parte del operador la cual se envía al laboratorio de la planta, no existen lazos cerrados de control. La mayoría de las acciones para el arranque o parada de un motor, abrir y cerrar una válvula etc. se realizan de forma manual.

1.7. Conclusiones

Con el estudio y profundización de los trabajos precedentes pudimos apreciar que existen trabajos de investigación previos dirigidos a la caracterización y control de de agregados similares, pero no con las especificidades de la Planta de Lixiviación de la Empresa Rene Ramos de Nicaro.

Al analizar los enfriadores de licor y tanques de contacto de Planta Vieja y Planta Nueva como objeto de regulación podemos concluir que se necesita de un modelo matemático que describa el fenómeno físico y la interrelación de sus agregados con el propósito de automatizar la instalación.

Con el conocimiento adquirido acerca del proceso concluimos de que la tarea de dirección debe ir dirigida a minimizar el tiempo de respuesta de la densidad y la temperatura de la pulpa para alcanzar su valor deseado ante disturbios o variaciones de la señal de referencia, así como las restricciones a tener en cuenta para otras variables del proceso. Finalmente el análisis del estado actual de la automatización del sistema de mezclado determinó el estado crítico de la misma.



CAPITULO II

Modelación Matemática y Simulación de los Agregados Metalúrgicos a ser Controlados

2.1. Introducción

El modelo no es más que una abstracción matemática del proceso real, donde la ecuación o conjunto de ecuaciones que componen el mismo es la mejor aproximación del proceso, de acuerdo a lo expresado por Seborg, D. E. en 1989 [45],

El objetivo del presente capítulo es realizar la modelación matemática dinámica, la simulación y la identificación parcial del sistema Tanque de Contacto y Enfriadores de Licor del Proceso de Lixiviación Carbonato-Amónico en la Empresa Comandante Rene Ramos Latour de Nicaro.

Debido al bajo nivel de automatización en la Planta de Lixiviación y Lavado se hizo necesario realizar un estudio del comportamiento dinámico de cada uno de los principales parámetros del sistema, basado en un modelo teórico desarrollado a partir de los principios de la Química y de la Física, que nos permitiera diseñar los lazos de control óptimos a utilizar en el sistema tanques de contactos y enfriadores.

Cuando se realiza el estudio para la automatización de un sistema, inicialmente se identifican las señales de entrada y salida del objeto a controlar, para luego expresar las ecuaciones dinámicas que interrelacionan las variables de entrada (manipuladas o de control) y de salida (controladas) del mismo.

En los procesos químicos el modelo matemático comúnmente parte del balance de masa y energía del sistema. El modelo de un proceso metalúrgico correspondiente al sistema de ecuaciones de balance de masa y energía que representan el mismo está dado por (Lucenko, B, en 1984 [28]):

$$\sum_{n=1}^N q_{jn}(t) + \sum_{k=1}^K r_{jk}(t) - \sum_{l=1}^L p_{jl}(t) = \frac{d}{dt} M_j(t) \quad (2.1)$$

donde:

$$j = 1, 2, \dots, y$$

n, k, l - flujos de masa o energía, que entran, se originan o salen del volumen de control.

$q_{jn}(t)$ - N flujos de sustancias o energía de tipo j que entran en el espacio modelado.

$r_{jk}(t)$ - K flujos de sustancias o energía del tipo j que son generados en el espacio modelado.

$p_{jl}(t)$ - L flujos de sustancias o energía de tipo j que sale del espacio modelado.

$M_j(t)$ - cantidad de sustancia o energía del tipo j que sale del espacio modelado en el instante de tiempo t , medida en unidad de masa o energía.

y - número de tipos de sustancias o energía, que describen el modelo matemático.

2.2. Análisis de las Variables de los Enfriadores de Licor y de los Tanques de Contacto en Diagramas de Flujo de Señales como Objetos de Control

El problema de control a ser resuelto se presenta en dos partes: La primera conformada por las señales del subsistema de tanques de contactos y enfriadores de Planta Vieja y la segunda de Planta Nueva.

2.2.1 Planta Vieja.

Existen tres variables de entrada y tres de salida, más seis variables de perturbación; tres en los Enfriadores de Licor y tres en el Tanque de Contacto. Las variables manipuladas consideradas también entradas, son el flujo de licor fresco Q_{le11} , el flujo de la pulpa a la salida del Tanque de Contacto Q_{s11} y el flujo de agua de enfriamiento que llega a los Enfriadores de Licor Q_{age11} . Las variables a controlar (controladas o de salida) son la densidad de la pulpa ρ_{ps11} , la temperatura de la pulpa T_{ps11} y el nivel del Tanque de Contacto H_{t11} . Las variables de perturbación en los Enfriadores de Licor son la temperatura del agua de enfriamiento T_{age11} , la temperatura del licor de entrada T_{le11} y la densidad del licor ρ_{le11} ; en el tanque son el flujo de mineral Q_{me11} , su temperatura T_{me11} y la densidad del mineral ρ_{me11} , (figura 2.1).

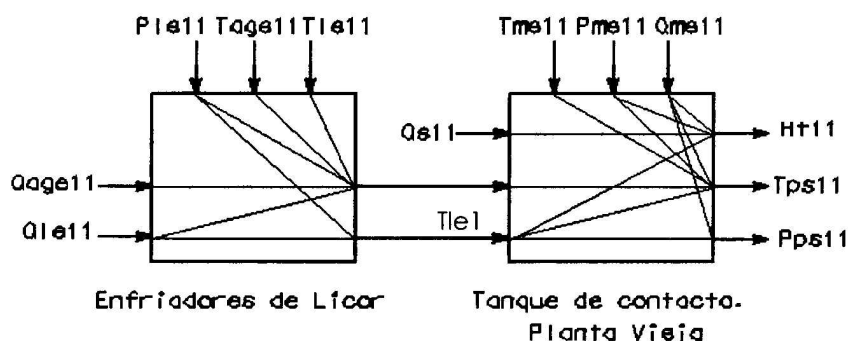


Figura 2.1 Variables de entrada, salida y perturbaciones en el Sistema Tanque de Contacto más Enfriadores de Licor para Planta Vieja.

La temperatura de la pulpa T_{ps11} depende del flujo de licor Q_{le11} , de la temperatura del licor de entrada al tanque T_{le11} (esta temperatura del licor depende de la densidad del licor de entrada ρ_{le11} , la temperatura del agua de enfriamiento T_{age11} y de la temperatura del licor que llega de los tanques colectores de licor T_{let11}) así como del flujo de mineral Q_{me11} , densidad del mineral ρ_{me11} y de la temperatura del mineral T_{me11} . El nivel H_{t11} depende de los flujos de licor Q_{le11} y de mineral Q_{me11} y del flujo de salida Q_{s11} , así como de las densidades de mineral ρ_{me11} y de licor ρ_{le11} . La densidad de la pulpa de salida ρ_{ps11} depende del flujo de licor Q_{le11} , del flujo de mineral Q_{me11} y de las densidades de mineral ρ_{me11} y de licor ρ_{le11} .

Se trata de un problema de control multivariable con tres entradas, tres salidas y seis perturbaciones en dos subsistemas, Enfriadores de Licor y Tanque de Contacto.

2.2.2 Planta Nueva.

El problema de control a ser resuelto se presenta de la siguiente forma: Existen tres variables de entrada y tres de salida, más nueve variables de perturbación; tres en los Enfriadores de Licor y seis en el Tanque de Contacto. Las variables manipuladas consideradas también entradas, son el flujo de licor fresco Q_{le} , el flujo de la pulpa a la salida del Tanque de Contacto Q_s y el flujo de agua de enfriamiento que llega a los Enfriadores de Licor Q_{age} . Las variables a controlar (controladas o de salida) son la densidad de la pulpa ρ_{ps} , la temperatura de la pulpa T_{ps} y el nivel del Tanque de Contacto H_t . Las variables de perturbación en los Enfriadores de Licor son la temperatura del agua de enfriamiento T_{age} , la temperatura del licor de entrada T_{le} y la densidad del licor ρ_{le} ; en el tanque son el flujo de mineral Q_{me} , su temperatura T_{me} y la densidad del mineral ρ_{me} , además de del flujo de pulpa de planta vieja ρ_{ps11} , su temperatura T_{ps11} y su densidad ρ_{ps11} . (figura 2.2).

La temperatura de la pulpa T_{ps} depende del flujo de licor Q_{le} , de la temperatura del licor de entrada al tanque T_{le} (esta temperatura del licor depende de la densidad del licor de entrada ρ_{le} , la temperatura del agua de enfriamiento T_{age} y de la temperatura del licor que llega de los tanques colectores de licor T_{let}) así como del flujo de mineral Q_{me} , densidad del mineral ρ_{me} y de la temperatura del mineral T_{me} . El nivel H_t depende de los flujos de licor Q_{le} y de mineral Q_{me} y del flujo de salida Q_s , así como de las densidades de mineral ρ_{me} y de licor

ρ_{le} . La densidad de la pulpa de salida ρ_{ps} depende del flujo de licor Q_{le} , del flujo de mineral Q_{me} y de las densidades de mineral ρ_{me} y de licor ρ_{le} .

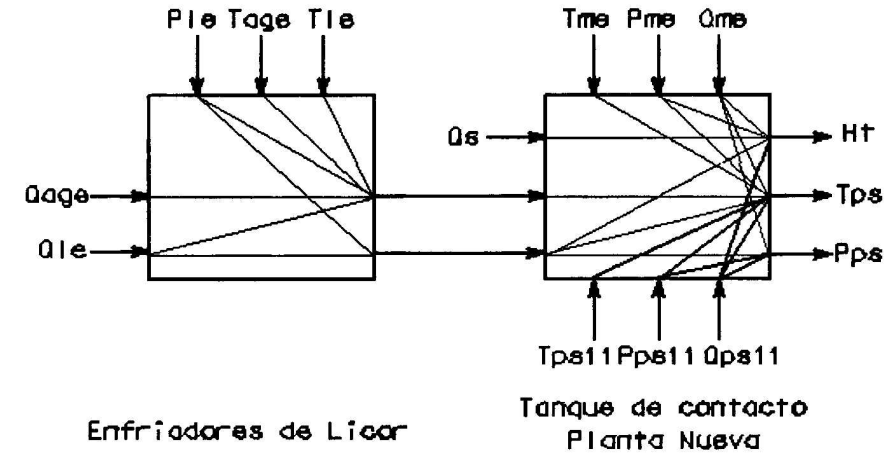


Figura 2.2 Variables de entrada, salida y perturbaciones en el Sistema Tanque de Contacto más Enfriadores de Licor de Planta Nueva.

En este caso, nuestro problema de control multivariable presenta tres entradas, tres salidas y nueve perturbaciones en dos subsistemas, Enfriadores de Licor y Tanque de Contacto de Planta Nueva.

2.3. Modelación Matemática Dinámica del Tanque de Contacto.

De forma general, para el sistema de Tanques de Contacto y Enfriadores de Licor del proceso de Lixiviación y Lavado, podemos plantear que se representan dos sistemas termohidráulicos interconectados, donde el flujo, la densidad y la temperatura de la pulpa proveniente del tanque de contacto de Planta Vieja, constituyen perturbaciones al sistema de Planta Nueva, según se muestra en los diagramas de flujo de señales de las figuras (2.1 y 2.2).

Para efectuar la modelación matemática de un sistema termohidráulico, es necesario considerar las ecuaciones que describen el balance global de masa y de energía a través de los componentes que conforman la mezcla, basadas en las leyes de la termodinámica y de conservación de la masa, según fue descrito por Tijonov, O. N. en 1975 [49]; Seborg, D. E. en 1989 [45].

2.3.1 Modelación matemática para el tanque de contacto de Planta Nueva.

2.3.1.1 Ecuación para el Balance de Masa de la parte Sólida de la Mezcla

Para el Balance de masa de la parte sólida de la mezcla tomamos como punto de partida la modelación matemática realizada por Guzmán, D. en el 2001[18], a partir de una relación para la densidad de una mezcla sólido - líquido reflejada por Gray, J. B. y Oldsshue, J. Y. [17],

Tijonov,

O. N. en 1975 [49] y Dobrojtov, G. N. en 1978 [12],

$$\rho_{mezcla}(t) = \rho_{sol} x_1(t) + \rho_{liq} x_2(t) \quad (2.2)$$

siendo: $x_2(t) = 1 - x_1(t)$

resulta entonces para el mineral reducido (sólido) y licor carbonato-amoniaco (líquido) que:

$$\rho_{ps}(t) = \rho_{me} x_1(t) + \rho_{le} [1 - x_1(t)] \quad (2.3)$$

donde:

$\rho_{ps}(t)$ - Densidad de la mezcla ó pulpa, kg/m^3 .

ρ_{me} - Densidad del mineral de entrada, kg/m^3 .

ρ_{le} - Densidad del licor de entrada, kg/m^3 .

$x_1(t)$ - Fracción másica de sólidos en la mezcla.

$x_2(t)$ - Fracción másica de líquidos en la mezcla.

Entonces para los sólidos queda:

$$m_1(t) = \rho_{ps}(t) A H_t(t) x_1(t) \quad (2.4)$$

donde:

$m_1(t)$ - Masa de los sólidos en la mezcla, kg.

A - Área de la sección transversal del tanque, m^2 .

$H_t(t)$ - Nivel del tanque, m.

Efectuando el balance de masa de la parte sólida de la mezcla a través de los flujos volumétricos a partir de sustituir en (2.4) la expresión (2.3), resulta:

$$\begin{aligned} \frac{d m_1(t)}{d t} &= A H_t(t) x_1(t) \frac{d x_1(t)}{d t} (\rho_{me} - \rho_{le}) + \{ \rho_{me} x_1(t) + \rho_{le} [1 - x_1(t)] \} A \left(\frac{d H_t(t)}{d t} x_1(t) + H_t(t) \frac{d x_1(t)}{d t} \right) \\ &= Q_{me}(t) \rho_{me} x_s + Q_{le}(t) \rho_{le} x_{II} - Q_s(t) \rho_{ps} x_1(t) + Q_{ps11}(t) \rho_{ps11} x_1(t) \end{aligned} \quad (2.5)$$

$Q_{me}(t)$ - Flujo volumétrico del mineral de entrada, m^3/min .

$Q_{le}(t)$ - Flujo volumétrico del licor de entrada, m^3/min .

$Q_s(t)$ - Flujo volumétrico de la pulpa de salida, m^3/min .

$Q_{ps11}(t)$ - Flujo volumétrico de la pulpa del tanque de contacto de Planta Vieja, m^3/min .

$\rho_{ps11}(t)$ - Densidad de la pulpa de salida del tanque de contacto de Planta Vieja, kg/m^3 .

$x_{11}(t)$ - Fracción másica de sólido en el licor.

$x_s = 1$ - Fracción másica de sólido en el sólido (mineral reducido).

La derivada de la fracción másica de los sólidos queda definida por la siguiente expresión:

$$\frac{dx_1(t)}{dt} = M_1 + M_2 \quad (2.6)$$

donde:

$$M_1 = \frac{\left[-A x_1(t)^2 \rho_{le} + A x_1(t)^2 \rho_{me} + A x_1(t) \rho_{le} \right] \frac{dH_t(t)}{dt}}{AH_t(t) [2\rho_{me} x_1(t) - 2\rho_{le} x_1(t) + \rho_{le}]}$$

$$M_2 = \frac{\left[-Q_{le}(t) \rho_{le} x_{11} - Q_{me}(t) \rho_{me} + Q_s(t) \rho_{ps}(t) x_1(t) - Q_{s11}(t) \rho_{ps11} x_1(t) \right]}{AH_t(t) [2\rho_{me} x_1(t) - 2\rho_{le} x_1(t) + \rho_{le}]}$$

Derivando la expresión (2.3) y sustituyendo en la resultante el valor de $\frac{dx_1(t)}{dt}$ por su valor

expresado en (2.6), se obtiene (anexo 2):

$$\frac{d\rho_{ps}(t)}{dt} = (\rho_{me} - \rho_{le}) [M_1 + M_2] = M_3 + M_4 \quad (2.7)$$

donde:

$$M_3 = (\rho_{me} - \rho_{le}) \frac{\left[-A x_1(t)^2 \rho_{le} + A x_1(t)^2 \rho_{me} + A x_1(t) \rho_{le} \right] \frac{dH_t(t)}{dt}}{A H_t(t) [2\rho_{me} x_1(t) - 2\rho_{le} x_1(t) + \rho_{le}]}$$

$$M_4 = (\rho_{me} - \rho_{le}) \frac{(-Q_{le}(t) \rho_{le} x_{11} - Q_{me}(t) \rho_{me} + Q_s(t) \rho_{ps}(t) x_1(t) - Q_{s11}(t) \rho_{ps11} x_1(t))}{A H_t(t) (2\rho_{me} x_1(t) - 2\rho_{le} x_1(t) + \rho_{le})}$$

2.3.1.2 Ecuación para el Balance Global de Masa

Efectuando ahora el balance global de masa de la mezcla a través de los flujos volumétricos, resulta:

$$\frac{dM(t)}{dt} = \rho_{me} Q_{me}(t) + \rho_{le} Q_{le}(t) - \rho_{ps}(t) Q_s(t) + Q_{s11}(t) \rho_{ps11} x_1(t) \quad (2.8)$$

donde:

$$M(t) = \rho_{ps}(t) A H_t(t) \quad (2.9)$$

Entonces considerando **A** como constante y sustituyendo (2.9) en (2.8) se obtiene:

$$\rho_{ps}(t) A \frac{dH_t(t)}{dt} + A H_t(t) \frac{d\rho_{ps}(t)}{dt} = \rho_{me} Q_{me}(t) + \rho_{le} Q_{le}(t) - \rho_{ps}(t) Q_s(t) + Q_{s11}(t) \rho_{ps11} x_1(t) \quad (2.10)$$

Sustituyendo la expresión (2.8) en (2.10) resulta:

$$\rho_{ps}(t) A \frac{dH_t(t)}{dt} + A H_t(t) [M_3 + M_4] = \rho_{me} Q_{me}(t) + \rho_{le} Q_{le}(t) - \rho_{ps}(t) Q_s(t) + Q_{s11}(t) \rho_{ps11} x_1(t) \quad (2.11)$$

Despejando el término de la derivada del nivel en (2.11) y sustituyendo se tiene que (anexo 3):

$$\frac{dH_t(t)}{dt} = M_{sa} + M_{sb} + M_6 + M_7 + M_8 + M_9 \quad (2.12)$$

donde:

$$\begin{aligned} M_{sa} &= \frac{Q_s(t) [\rho_{me}^2 x_1(t)^2 - 2 x_1(t)^2 \rho_{me} \rho_{le} + 2 x_1(t) \rho_{me} \rho_{le}]}{A [\rho_{me} x_1(t) - \rho_{le} x_1(t) + \rho_{le}]^2} \\ M_{sb} &= \frac{Q_s(t) [\rho_{le}^2 x_1(t)^2 - 2 x_1(t) \rho_{le}^2 + \rho_{le}^2]}{A [\rho_{me} x_1(t) - \rho_{le} x_1(t) + \rho_{le}]^2} \\ M_6 &= -\frac{Q_{me}(t) [\rho_{me}^2 - 2 x_1(t) \rho_{me}^2 - 2 \rho_{me} \rho_{le} + 2 \rho_{me} \rho_{le} x_1(t)]}{A [\rho_{me} x_1(t) - \rho_{le} x_1(t) + \rho_{le}]^2} \\ M_7 &= -\frac{Q_{le}(t) [-\rho_{le}^2 x_{11} + \rho_{me} \rho_{le} x_{11} - 2 x_1(t) \rho_{me} \rho_{le} + 2 \rho_{le}^2 x_1(t) - \rho_{le}^2]}{A [\rho_{me} x_1(t) - \rho_{le} x_1(t) + \rho_{le}]^2} \\ M_8 &= \frac{Q_{s11}(t) [\rho_{me}^2 x_1(t)^2 - 2 x_1(t)^2 \rho_{me} \rho_{le} + 2 x_1(t) \rho_{me} \rho_{le}]}{A [\rho_{me} x_1(t) - \rho_{le} x_1(t) + \rho_{le}]^2} \\ M_9 &= \frac{Q_{s11}(t) [\rho_{le}^2 x_1(t)^2 - 2 x_1(t) \rho_{le}^2 + \rho_{le}^2]}{A [\rho_{me} x_1(t) - \rho_{le} x_1(t) + \rho_{le}]^2} \end{aligned}$$

2.3.1.3 Ecuación para el Balance de Energía

Asumiendo según Tijonov, O. N. en 1975 [49], que la entalpía de la pulpa $h_p(t)$ puede ser aproximada por $h_p(t) = c_{p_p} T_{ps}(t)$ resulta:

$$\begin{aligned} \frac{d [\rho_{ps}(t) V_p(t) c_{p_p} T_{ps}(t)]}{dt} &= \rho_{me} Q_{me}(t) c_{p_m} T_{me}(t) + \rho_{le} Q_{le}(t) c_{p_l} T_{le}(t) - \\ &\rho_{ps}(t) Q_s(t) c_{p_p} T_{ps}(t) + \rho_{ps11}(t) Q_{s11}(t) c_{p11_p} T_{ps11}(t) \end{aligned} \quad (2.13)$$

donde :

$T_{me}(t)$ - Temperatura del mineral de entrada, K.

$T_{le}(t)$ - Temperatura del licor de entrada, K.

c_{p_m} - Calor específico del mineral de entrada, J/kg K.

c_{p_l} - Calor específico del licor de entrada, J/kg K.

$V_p(t)$ - Volumen de la pulpa en el tanque, m^3

$T_{ps}(t)$ - Temperatura de la pulpa de salida, K.

$T_{ps11}(t)$ - Temperatura de la pulpa proveniente del tanque de contacto de P.V, K.

c_{p11} - Calor específico de la pulpa proveniente del tanque de contacto de P.V., J/kg K.

De (2.13) resulta:

$$\begin{aligned} c_{p_p} \frac{d [\rho_{ps}(t) V_p(t) T_{ps}(t)]}{dt} &= \rho_{ps}(t) V_p(t) c_{p_p} \frac{dT_{ps}(t)}{dt} + \rho_{ps}(t) T_{ps}(t) c_{p_p} \frac{dV_p(t)}{dt} + \\ &+ T_{ps}(t) V_p(t) c_{p_p} \frac{d\rho_{ps}(t)}{dt} = \rho_{me} Q_{me}(t) c_{p_m} T_{me}(t) + \rho_{le} Q_{le}(t) c_{p_l} T_{le}(t) - \\ &\rho_{ps}(t) Q_s(t) c_{p_p} T_{ps}(t) + \rho_{ps11} Q_{s11}(t) c_{p11} T_{ps11}(t) \end{aligned} \quad (2.14)$$

donde:

$$V_p(t) = A H_t(t)$$

Despejando la derivada de $T_{ps}(t)$ y sustituyendo en (2.14) resulta:

$$\begin{aligned} \frac{dT_{ps}(t)}{dt} &= \frac{\rho_{me} Q_{me}(t) c_{p_m} T_{me}(t) + \rho_{le} Q_{le}(t) c_{p_l} T_{le}(t) + \rho_{ps11} Q_{s11}(t) c_{p11} T_{ps11}(t) - Q_s(t) T_{ps}(t)}{\rho_{ps}(t) c_{p_p} A H_t(t)} - \frac{Q_s(t) T_{ps}(t)}{A H_t(t)} \\ &\frac{T_{ps}(t)}{\rho_{ps}(t)} \frac{d\rho_{ps}(t)}{dt} - \frac{T_{ps}(t)}{H_t(t)} \frac{dH_t(t)}{dt} \end{aligned} \quad (2.15)$$

Sustituyendo las ecuaciones (2.7) y (2.12) en la ecuación (2.15), simplificando y agrupando se obtiene (anexo 4):

$$\frac{dT_{ps}(t)}{dt} = M_{10} + M_{11} + M_{12} \quad (2.16)$$

donde:

$$\begin{aligned} M_{10} &= \frac{Q_{me}(t) [-\rho_{me} c_{p_m} T_{me}(t) + \rho_{me} c_{p_p} T_{ps}(t)]}{A H_t(t) c_{p_p} [(-\rho_{le} + \rho_{me}) x_1(t) + \rho_{le}]} \\ M_{11} &= \frac{Q_{le}(t) [-\rho_{le} c_{p_l} T_{le}(t) + \rho_{le} c_{p_p} T_{ps}(t)]}{A H_t(t) c_{p_p} [(-\rho_{le} + \rho_{me}) x_1(t) + \rho_{le}]} \end{aligned}$$

$$M_{12} = \frac{Q_{s11}(t) [-\rho_{s11} c_{ps11} T_{ps11}(t) + \rho_{s11} c_{p_p} T_{ps}(t)]}{A H_t(t) c_{p_p} [(-\rho_{le} + \rho_{me}) x_1(t) + \rho_{le}]}$$

Las ecuaciones dinámicas obtenidas para el Tanque de Contacto de Planta Nueva son (2.7), (2.12) y (2.16).

2.4 Modelo matemático para el tanque de contacto en Planta Vieja

Para la modelación matemática del tanque de contacto de esta Planta nos basamos en el modelo realizado por Guzmán D. en su Tesis de doctorado en el 2001[18], para un tanque similar en la Empresa Cmdte. Ernesto Che Guevara donde a partir del Balance de Masa de la parte sólida de la mezcla se obtiene:

$$\frac{d\rho_{ps}(t)}{dt} = M_1 + M_2 \quad (2.17)$$

donde:

$$M_1 = (\rho_{me11} - \rho_{le11}) \frac{[-A x_1(t)^2 \rho_{le11} + A x_1(t)^2 \rho_{me11} + A x_1(t) \rho_{le11}] \frac{d H_t(t)}{dt}}{A H_t(t) [2 \rho_{me11} x_1(t) - 2 \rho_{le11} x_1(t) + \rho_{le11}]}$$

$$M_2 = (\rho_{me11} - \rho_{le11}) \frac{(-Q_{le11}(t) \rho_{le11} x_{11} - Q_{me11}(t) \rho_{me11} + Q_{s11}(t) \rho_{ps11}(t) x_1(t))}{A H_t(t) (2 \rho_{me11} x_1(t) - 2 \rho_{le11} x_1(t) + \rho_{le11})}$$

$\rho_{ps11}(t)$ - Densidad de la mezcla ó pulpa, kg/m³.

ρ_{me11} - Densidad del mineral de entrada, kg/m³.

ρ_{le11} - Densidad del licor de entrada, kg/m³.

$x_1(t)$ - Fracción másica de sólidos en la mezcla.

A - Área de la sección transversal del tanque, m².

$H_t(t)$ - Nivel del tanque, m.

$Q_{me11}(t)$ -Flujo volumétrico del mineral de entrada, m³/min.

$Q_{le11}(t)$ -Flujo volumétrico del licor de entrada, m³/min.

$Q_{s11}(t)$ -Flujo volumétrico de la pulpa de salida, m³/min.

$x_{11}(t)$ -Fracción másica de sólido en el licor.

A partir de la Ecuación para el Balance Global de Masa resulta:

$$\frac{dH_t(t)}{dt} = M_{5a} + M_{5b} + M_6 + M_7 \quad (2.18)$$

donde:

$$M_{5a} = \frac{Q_{s11}(t) \left[\rho_{me11}^2 x_1(t)^2 - 2 x_1(t)^2 \rho_{me11} \rho_{le11} + 2 x_1(t) \rho_{me11} \rho_{le11} \right]}{A \left[\rho_{me11} x_1(t) - \rho_{le11} x_1(t) + \rho_{le11} \right]^2}$$

$$M_{5b} = \frac{Q_{s11}(t) \left[\rho_{le11}^2 x_1(t)^2 - 2 x_1(t) \rho_{le11}^2 + \rho_{le11}^2 \right]}{A \left[\rho_{me11} x_1(t) - \rho_{le11} x_1(t) + \rho_{le11} \right]^2}$$

$$M_6 = -\frac{Q_{me11}(t) \left[\rho_{me11}^2 - 2 x_1(t) \rho_{me11}^2 - 2 \rho_{me11} \rho_{le11} + 2 \rho_{me11} \rho_{le11} x_1(t) \right]}{A \left[\rho_{me11} x_1(t) - \rho_{le11} x_1(t) + \rho_{le11} \right]^2}$$

$$M_7 = -\frac{Q_{le11}(t) \left[-\rho_{le11}^2 x_{11} + \rho_{me11} \rho_{le11} x_{11} - 2 x_1(t) \rho_{me11} \rho_{le11} + 2 \rho_{le11}^2 x_1(t) - \rho_{le11}^2 \right]}{A \left[\rho_{me11} x_1(t) - \rho_{le11} x_1(t) + \rho_{le11} \right]^2}$$

De acuerdo a la Ecuación para el Balance de Energía según Guzmán D. en 2001[18], se tiene:

$$\frac{dT_{ps}(t)}{dt} = M_8 + M_9 \quad (2.19)$$

donde:

$$M_8 = \frac{Q_{me11}(t) \left[-\rho_{me11} c_{p_m} T_{me11}(t) + \rho_{me11} c_{p_p} T_{ps11}(t) \right]}{A H_t(t) c_{p_p} \left[(-\rho_{le11} + \rho_{me11}) x_1(t) + \rho_{le11} \right]}$$

$$M_9 = \frac{Q_{le11}(t) \left[-\rho_{le11} c_{p_l} T_{le11}(t) + \rho_{le11} c_{p_p} T_{ps11}(t) \right]}{A H_t(t) c_{p_p} \left[(-\rho_{le11} + \rho_{me11}) x_1(t) + \rho_{le11} \right]}$$

$T_{me11}(t)$ - Temperatura del mineral de entrada, K.

$T_{le11}(t)$ - Temperatura del licor de entrada, K.

c_{p_m} - Calor específico del mineral de entrada, J/kg K.

c_{p_l} - Calor específico del licor de entrada, J/kg K.

$T_{ps11}(t)$ - Temperatura de la pulpa de salida, K.

Es necesario también modelar la bomba que se encuentra a la salida del Tanque de Contacto, según Smith C. A. y Corripio A. B. en 1997 [48], el modelo para este tipo de agregado está dado por:

$$\frac{dQ_s(t)}{dt} = \frac{K_b m(t) - Q_s(t)}{\tau_b} \quad (2.20)$$

donde:

K_b - Ganancia de la bomba, $(m^3 / \min) / \%$

τ_b - Constante de tiempo de la bomba, *min*.

$m(t)$ - Señal de entrada al motor de la bomba, rango de 0 a 1.

2.5. Modelación Matemática Dinámica de los Enfriadores de Licor

Los Enfriadores de Licor corresponden a intercambiadores de calor del tipo coraza-tubo operando en contracorriente, como se muestra en la figura (2.3). Estos se encuentran unidos al funcionamiento del Tanque de Contacto, debido a que en ellos se efectúa el enfriamiento del licor, que será usado como entrada a los mismos para ser mezclado con mineral proveniente de los hornos de reducción, remitirse a figura (1.1) en el capítulo 1.

En Planta Vieja el enfriamiento del licor es realizado en ocho enfriadores y en Planta Nueva en 7 enfriadores. En ambas plantas dispuestos en cascada. Suponiendo para los intercambiadores de calor en los Enfriadores de Licor las mismas consideraciones tenidas en cuenta por Guzmán D. 2001 [18], se pueden escribir para el balance de masa y energía las expresiones relacionadas a continuación.

2.5.1 Ecuación para el Balance de Masa del Licor a través de los Tubos

Partiendo de la expresión general para el balance de masa se tiene que:

$$\frac{d m_l(t)}{d t} = \rho_{lst} \frac{d V_l}{d t} = \rho_{let} Q_{let}(t) - \rho_{lst} Q_{lst}(t) \quad (2.21)$$

donde:

$m_l(t)$ - Masa del licor en los intercambiadores, kg.

V_l - Volumen de licor en los intercambiadores, m³.

$Q_{let}(t)$ - Flujo volumétrico del licor de entrada a los intercambiadores, m³/min.

$Q_{lst}(t)$ - Flujo volumétrico del licor de salida de los intercambiadores (es igual al flujo de licor de entrada al Tanque de Contacto), m³/min.

$\rho_{let}(t)$ - Densidad del licor de entrada a los intercambiadores, kg/m³

$\rho_{lst}(t)$ - Densidad del licor de salida de los intercambiadores, kg/m³

Suponiendo que el volumen de licor en los intercambiadores V_l en (2.21) sea constante, entonces:

$$\rho_{let} Q_{let}(t) = \rho_{lst} Q_{lst}(t) \quad (2.22)$$

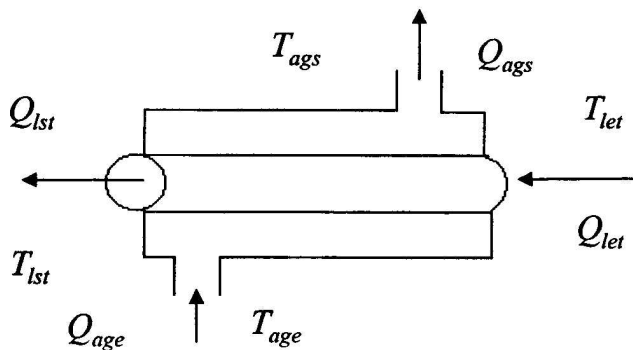


Figura 2.3 Sistema de intercambio empleado en los Enfriadores de Licor.

2.4.2 Ecuación para el Balance de Masa de Agua por la Coraza del Intercambiador

De la ecuación base para el balance de masa se tiene que:

$$\rho_{ag} \frac{d V_{ag}(t)}{d t} = \rho_{age} Q_{age}(t) - \rho_{ags} Q_{ags}(t) \quad (2.23)$$

donde:

$V_{ag}(t)$ - Volumen de agua en la coraza del intercambiador, m^3

ρ_{age} - Densidad del agua que llega a la coraza del intercambiador, kg/m^3 .

ρ_{ags} - Densidad del agua que sale de la coraza del intercambiador, kg/m^3 .

$Q_{ags}(t)$ - Flujo volumétrico de agua que sale del intercambiador, m^3/min .

$Q_{age}(t)$ - Flujo volumétrico de agua que entra al intercambiador, m^3/min .

Asumiendo también que el volumen de agua sea constante:

$$\rho_{age} Q_{age}(t) = \rho_{ags} Q_{ags}(t) \quad (2.24)$$

2.4.3 Ecuación para el Balance de Energía del Lado de los Tubos (licor)

De la ecuación base para el balance de energía, se obtiene para el licor:

$$\frac{d (m_l(t) h_l)}{d t} = \rho_{let} Q_{let}(t) h_{le} - \rho_{lst} Q_{lst}(t) h_l - q_{lag} \quad (2.25)$$

donde:

h_l - Entalpía del licor, J/kg .

$m_l(t)$ - Masa del licor, kg .

h_{le} - Entalpía del licor de entrada, J/kg .

q_{lag} - Flujo de calor de los tubos para la coraza (licor-agua), W .

2.4.4 Ecuación para el Balance de Energía del Lado de la Coraza (agua)

Suponiendo que el intercambiador de calor sea adiabático (no existen pérdidas de calor para el medio ambiente) se puede escribir que:

$$\frac{d(m_{ag}(t) h_{ag})}{dt} = \rho_{age} Q_{age}(t) h_{age} - \rho_{ags} Q_{ags}(t) h_{ag} + q_{lag} \quad (2.26)$$

donde:

h_{ag} - Entalpía del agua de enfriamiento, J/kg.

$m_{ag}(t)$ - Masa del agua de enfriamiento, kg.

Relaciones constitutivas:

Entalpías:

$$h_l = c_{pl} T_l - \text{Entalpía del licor, J/kg.} \quad (2.27)$$

$$h_{ag} = c_{pag} T_{ag} - \text{Entalpía del agua de enfriamiento, J/kg.} \quad (2.28)$$

Flujos de calor (licor-agua):

$$q_{lag} = U_{lag} A_{lag} (T_l - T_{ag}) = U_{lag} A_{lag} \Delta T_{lag} \quad (2.29)$$

donde:

U_{lag} - Coeficiente global de transferencia térmica de los tubos (licor) para la coraza (agua), W/m² K.

A_{lag} - Sección de transferencia térmica entre la coraza y los tubos, m².

T_{ag} - Temperatura del agua en la coraza, K.

T_l - Temperatura del licor en los tubos, K.

ΔT_{lag} - Diferencia de temperatura entre los tubos (licor) y la coraza (agua), K.

siendo:

$$A_{lagi} = 2 \pi r_i L - \text{Área interna de intercambio térmico, m}^2.$$

$$A_{lage} = 2 \pi r_e L - \text{Área externa de intercambio térmico, m}^2.$$

donde:

r_i - Radio interno de los tubos, m.

r_e - Radio externo de los tubos, m.

L - Longitud del intercambiador, m.

2.4.5. Ecuaciones para la Dinámicas del Intercambiador de Calor

Para el fluido de licor carbonato-amoniaco fresco, sustituyendo (2.21), (2.27) y (2.29) en (2.25)

queda:

$$\frac{d T_{lst}(t)}{d t} = \frac{W_{let}(t) c_{p_l} [T_{let}(t) - T_{lst}(t)] - U_{lag} A_{lag} \Delta T_{lag}(t)}{\rho_{le} V_l c_{p_l}} \quad (2.30)$$

donde el flujo másico de licor a la entrada de acuerdo a la expresión (2.22) es:

$$W_{let}(t) = \rho_{le} Q_{let}(t) = \rho_{lst} Q_{lst}(t) = W_{ls}(t) = W_{le}(t) \text{ de entrada al tanque y } T_{lst}(t) = T_{le}(t)$$

Para el agua de enfriamiento a través de la coraza, sustituyendo (2.24) y (2.28) en (2.26)

queda:

$$\frac{d T_{ags}(t)}{d t} = \frac{W_{age}(t) c_{p_{ag}} [T_{age}(t) - T_{ags}(t)] + U_{lag} A_{lag} \Delta T_{lag}(t)}{\rho_{ag} V_{ag} c_{p_{ag}}} \quad (2.31)$$

donde el flujo másico de agua a la entrada de acuerdo a la expresión (2.24) es:

$$W_{age}(t) = \rho_{ag} Q_{age}(t) = \rho_{ag} Q_{ags}(t) = W_{ags}(t)$$

Considerando que el intercambiador de calor analizado anteriormente opera como un intercambiador de calor a contracorriente sin cambio de fase de los fluidos y despreciando el intercambio con el medio, el término $\Delta T(t)$ se puede denominar según Daubenspeck, J. y Alonso, A. en 1955 [10], Franks, R. G. en 1972 [14] y Kreith, F. en 1977 [77] como la Diferencia Media Logarítmica de Temperatura (Mean Logarithmic Temperature Difference) MLTD, que se determina como:

$$\Delta T_{med}(t) = \frac{\Delta T_{\max}(t) - \Delta T_{\min}(t)}{\ln [\Delta T_{\max}(t) / \Delta T_{\min}(t)]} \quad (2.32)$$

donde:

$$\Delta T_{\max}(t) = T_{lst}(t) - T_{age}(t)$$

$$\Delta T_{\min}(t) = T_{let}(t) - T_{ags}(t)$$

2.4.6. Ecuaciones para la Dinámica de cada uno de los Enfriadores de Licor

Tomando las ecuaciones (2.30) y (2.31) para cada uno de los m Enfriadores de Licor, podrían ser representadas teniendo en cuenta la figura 2.4, de la siguiente forma:

$$\begin{aligned} \frac{d T_{lst}(t)}{d t} &= \frac{Q_{l2}(t) [T_{l2}(t) - T_{lst}(t)]}{V_{lt1}} - \frac{U A \Delta T_{\xi_1}(t)}{(\ln \xi_1) k_1 V_{lt1}} \\ \frac{d T_{ag1}(t)}{d t} &= \frac{Q_{age}(t) [T_{age}(t) - T_{ag1}(t)]}{V_{agt1}} + \frac{U A \Delta T_{\xi_1}(t)}{(\ln \xi_1) k_2 V_{agt1}} \\ &\vdots \end{aligned} \quad (2.33)$$

$$\frac{dT_{lm}(t)}{dt} = \frac{Q_{let}(t) [T_{let}(t) - T_{lm}(t)]}{V_{ltm}} - \frac{U A \Delta T_{\xi_m}(t)}{(\ln \xi_m) k_1 V_{ltm}}$$

$$\frac{dT_{ags}(t)}{dt} = \frac{Q_{ag(m-1)}(t) [T_{ag(m-1)}(t) - T_{ags}(t)]}{V_{agtm}} + \frac{U A \Delta T_{\xi_m}(t)}{(\ln \xi_m) k_2 V_{agtm}}$$

siendo:

$$\Delta T_{\xi_1}(t) = \Delta T_{\max}(t) - \Delta T_{\min}(t) = (T_{lst}(t) - T_{age}(t)) - (T_{l2}(t) - T_{ag1}(t))$$

$$\xi_1 = \frac{\Delta T_{\max}(t)}{\Delta T_{\min}(t)} = \frac{(T_{lst}(t) - T_{age}(t))}{(T_{l2}(t) - T_{ag1}(t))}$$

$$\Delta T_{\xi_m}(t) = (T_{lm}(t) - T_{ag(m-1)}(t)) - (T_{let}(t) - T_{ags}(t))$$

$$\xi_m = \frac{\Delta T_{\max}(t)}{\Delta T_{\min}(t)} = \frac{(T_{lm}(t) - T_{ag(m-1)}(t))}{(T_{let}(t) - T_{ags}(t))}$$

$$Q_{let}(t) = Q_{ls}(t), \quad Q_{ag(m-1)}(t) = Q_{age}(t), \quad V_{lt1} = V_{ltm}, \quad V_{agt1} = V_{agtm},$$

donde:

$n = 1, 2, \dots, m$: número de Enfriadores de Licor (8 para Planta Vieja y 7 para Planta Nueva), (anexos 5 y 6).

$Q_{ls}(t)$ -Flujo de licor de entrada y salida del enfriador 1 que va para el tanque, m³/min.

$T_{l2}(t)$ -Temperatura del licor a la entrada del enfriador 1, K.

$T_{ls}(t)$ -Temperatura del licor de salida del enfriador 1 que va para el tanque, K.

V_{lt1} -Volumen de licor en el enfriador 1, m³

$\Delta T_{\xi_1}(t)$ -Diferencia media logarítmica de temperatura en el enfriador 1, K.

$T_{ag1}(t)$ -Temperatura del agua que sale del enfriador 1, K.

$T_{age}(t)$ -Temperatura del agua de entrada al enfriador 1, K.

V_{agt1} -Volumen de agua en el enfriador 1, m³.

$Q_{age}(t)$ -Flujo de agua que entra y sale del enfriador 1, m³/min.

$T_{lm}(t)$ -Temperatura del licor a la salida del enfriador m , K.

$T_{let}(t)$ -Temperatura del licor a la entrada del enfriador m , K.

$Q_{ag(m-1)}(t)$ -Flujo de agua que entra al enfriador m , m³/min.

$\Delta T_{\xi_m}(t)$ -Diferencia media logarítmica de temperatura en el enfriador m , K.

Relaciones constitutivas:

$$k_1 = \rho_{le} c_{p_l} \quad V_{lt} = N_t \pi r_e^2 L \quad k_2 = \rho_{ag} c_{p_{ag}} \quad V_{agt} = \frac{\pi D_t^2 L}{4} - V_{lt}$$

donde:

N_t - Número de tubos.

D_t - Diámetro del intercambiador, m.

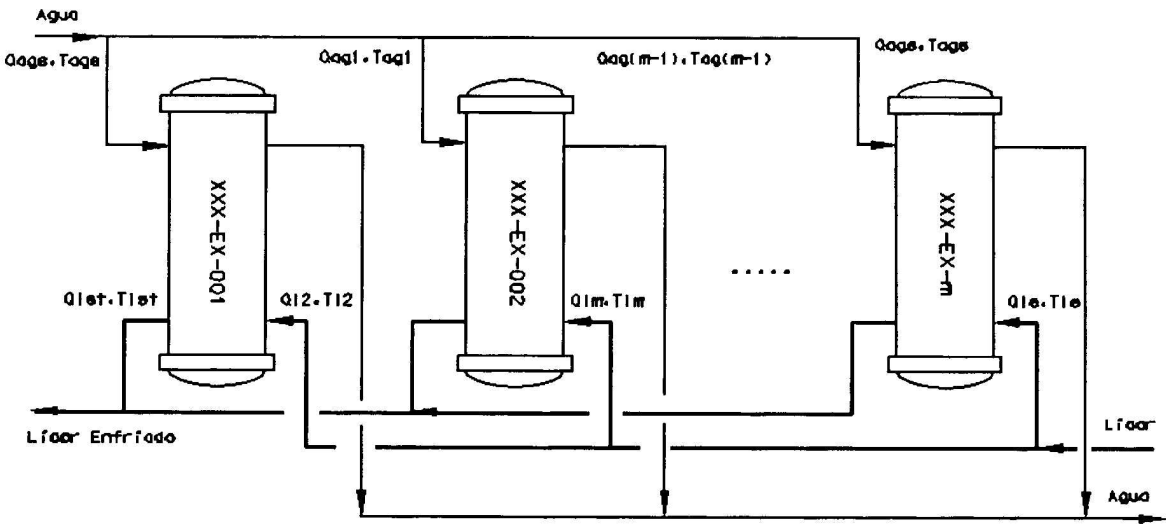


Figura 2.4 Sistema de m Enfriadores de Licor.

Por simplicidad, suponiendo que la dinámica de los sensores y actuadores en la planta real sea mucho más rápida que la dinámica del proceso, no se realizó su modelación matemática, suponiendo que su comportamiento sea ideal, esto es, sin cualquier tipo de atraso. En este caso sólo habría que considerar las ganancias de dichos elementos.

2.5. Simulación en Lazo Abierto del Modelo Matemático del Sistema Tanque de Contacto y Enfriadores de Licor

Partiendo de los valores reales de los parámetros obtenidos en la planta de níquel Comandante Rene Ramos Latour de Nicaro y teniendo en cuenta el análisis realizado para las principales variables de entrada, salida y perturbaciones en los Enfriadores de Licor y el Tanque de Contacto, a seguir, se realizan las simulaciones en lazo abierto para cambios en las variables manipuladas y para las perturbaciones, tomando como señal patrón en las diferentes entradas funciones paso escalón positivos y negativos de acuerdo con Smith, C. A. y Corripio, A. B. en 1997 [48].

Para el análisis y simulación del modelo matemático fue utilizado el programa MATLAB, marca registrada de la empresa The Mathworks Inc.. Fue utilizada la versión 6.0. Las ecuaciones diferenciales para cada uno de los balances hechos fueron representadas con las herramientas del Simulink, como se muestran en los anexos 2,3,4,5,6 y 7, utilizando para su integración numérica la función ode23s (stiff/Mod. Rosenbrock), patente de esta firma. A continuación

serán presentadas las características geométricas y los parámetros del modelo de los Enfriadores de Licor y del Tanque de Contacto tomados del proceso real, los cuales fueron utilizados en las simulaciones.

Datos de la planta:

$A_i = 11,33 \text{ m}^2$ - Área de la base del Tanque de Contacto Planta Vieja.

$H_{\text{máx1}} = 3,34 \text{ m}$ - Nivel máximo de operación del Tanque de Contacto Planta Vieja.

$r_i = 1,9 \text{ m}$ - Radio del Tanque de Contacto Planta Vieja.

$V_i = 38,2 \text{ m}^3$ - Volumen máximo del Tanque de Contacto Planta Vieja.

$A = 26,4 \text{ m}^2$ - Área de la base del Tanque de Contacto Planta Nueva.

$H = 3,88 \text{ m}$ - Nivel máximo de operación del Tanque de Contacto Planta Nueva.

$r = 2,9 \text{ m}$ - Radio del Tanque de Contacto Planta Nueva.

$V = 102,2 \text{ m}^3$ - Volumen máximo del Tanque de Contacto Planta Nueva.

$N_i = 120$ - Número de tubos de los Enfriadores de Licor.

$L = 3 \text{ m}$ - Longitud de cada tubo de los Enfriadores de Licor.

$V_l = 3,49 \text{ m}^3$ - Volumen de licor en los Enfriadores de Licor.

$V_{ag} = 3,94 \text{ m}^3$ - Volumen de agua en los Enfriadores de Licor.

Valores nominales de las variables del proceso:

$\bar{Q}_{me} = 1,071 \text{ m}^3/\text{min}$ - Flujo volumétrico del mineral de entrada.

$\rho_{me} = 4200 \text{ kg/m}^3$ - Densidad del mineral de entrada.

$\bar{T}_{me} = 483.15 \text{ K} (210^\circ \text{C})$ - Temperatura del mineral de entrada.

$c_{pm} = 963,7 \text{ J/kg K}$ - Calor específico del mineral.

$\bar{Q}_{le} = 9,166 \text{ m}^3/\text{min}$ - Flujo volumétrico del licor de entrada.

$c_{pl} = 4190 \text{ J/kg K}$ - Calor específico del licor.

$\rho_{le} = 1020 \text{ kg/m}^3$ - Densidad del licor de entrada.

$\bar{T}_{let} = 321 \text{ K} (48^\circ \text{C})$ - Temperatura del licor a la entrada de los enfriadores.

$\bar{T}_{lst} = 308 \text{ K} (35^\circ \text{C})$ - Temperatura del licor de salida de los enfriadores.

$c_{p_p} = 5289 \text{ J/kg K}$ - Calor específico de la pulpa.

$\bar{T}_{ps} = 313 \text{ K} (40 - 44^\circ \text{C})$ - Temperatura de la pulpa a la salida.

$\bar{Q}_{age} = 10,5 \text{ m}^3/\text{min}$ - Flujo de agua de enfriamiento a la entrada de los enfriadores.

$\bar{T}_{ags} = 315 K (42^\circ C)$ - Temperatura del agua a la salida de los enfriadores.

$c_{pag} = 4186 J/kg K$ - Calor específico del agua.

$\rho_{ags} = 1002 kg/m^3$ - Densidad del agua de enfriamiento.

$\bar{T}_{age} = 300 K (26^\circ C)$ - Temperatura del agua de enfriamiento a la entrada de los enfriadores.

$UA = 8,7015 \times 10^7 J/min K$ - Coeficiente global de transferencia térmica utilizado en las simulaciones.

Para el cálculo de algunos parámetros que intervienen en el proceso se asume que en $1 m^3$ de licor, se tiene $108,91 kg$ de sólido y $911,09 kg$ de agua, partiendo de la composición real de la mezcla.

Según Tijonov, O. N. en 1975 [49], para la fracción másica del componente (i) en la mezcla se pueden considerar las siguientes relaciones:

$$x_1 = \frac{\sum m_{i-1}}{\sum m_{il}} \quad (2.34)$$

$$x_2 = \frac{\sum m_{i-2}}{\sum m_{il}} \quad (2.35)$$

donde:

$\sum m_{i-1}$ - Suma de todos los componentes sólidos (i) presentes en el licor.

$\sum m_{il}$ - Suma de todos los componentes sólidos y líquidos del licor.

$\sum m_{i-2}$ - Suma de todos los componentes (i) líquidos del licor.

2.5.1. Simulación a Lazo Abierto ante Variaciones en las Variables Manipuladas para Planta Vieja.

Para realizar de forma metodológica la comprobación inicial del comportamiento de las variables de salida del sistema en presencia de perturbaciones constantes, se consideran para su análisis los siguientes casos:

Caso 1. En la figura (2.5) se muestra el comportamiento de las salidas en Planta Vieja de H_t , T_{ps} y ρ_{ps} , cuando se aplica una función paso escalón de $\pm 20\%$ cada 150 minutos en torno del valor nominal del flujo de licor de entrada Q_{le} en Planta Vieja. Las entradas flujo de agua de enfriamiento Q_{age} y flujo de la pulpa de salida Q_s son considerado como constantes y están en sus valores nominales de operación.

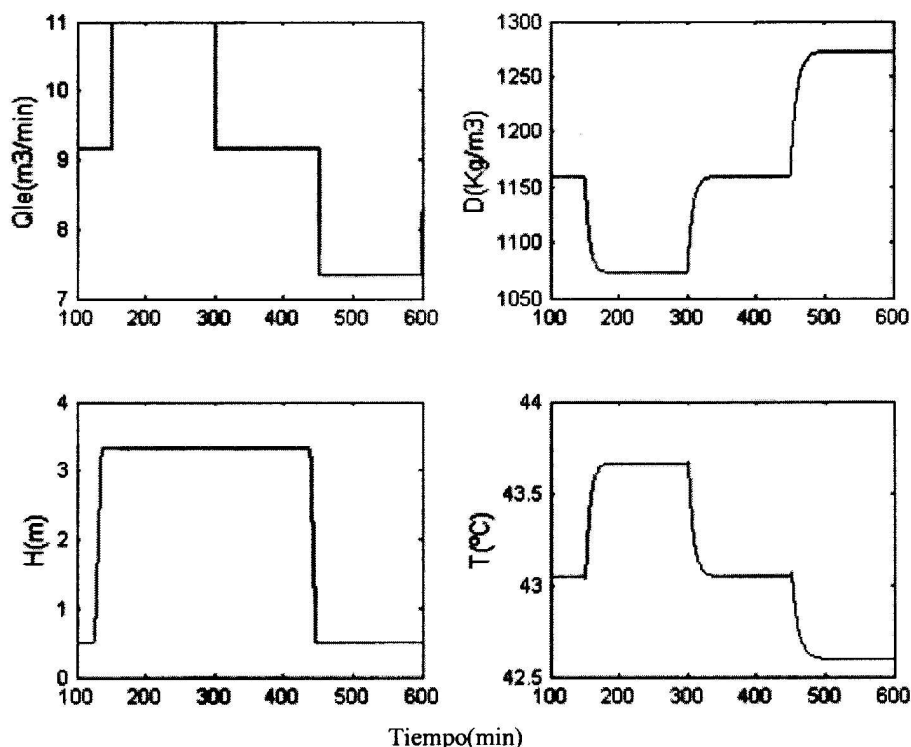


Figura 2.5 Respuesta de la temperatura T_{ps} , del nivel H_t y de la densidad ρ_{ps} , ante variaciones en el flujo de licor Q_{le} a la entrada de los Enfriadores de Licor.

Caso 2. En la figura (2.6) se muestra el comportamiento de las salidas en Planta Vieja de H_t , T_{ps} y ρ_{ps} , cuando se aplica una función paso escalón de $\pm 20\%$ cada 150 minutos en torno del valor nominal del flujo de agua de entrada a los enfriadores Q_{age} en Planta Vieja. Las entradas flujo de licor Q_{le} y flujo de la pulpa de salida Q_s son considerado como constantes y están en sus valores nominales de operación.

Caso 3. En la figura (2.7) se muestra el comportamiento de las salidas H_t , T_{ps} y ρ_{ps} , cuando se aplica un paso escalón de $\pm 20\%$ cada 150 minutos en torno del valor nominal del flujo de pulpa de salida Q_s . Las entradas flujo de agua de enfriamiento Q_{age} y flujo de licor de entrada Q_{le} son considerado como constantes y están en sus valores nominales de operación.

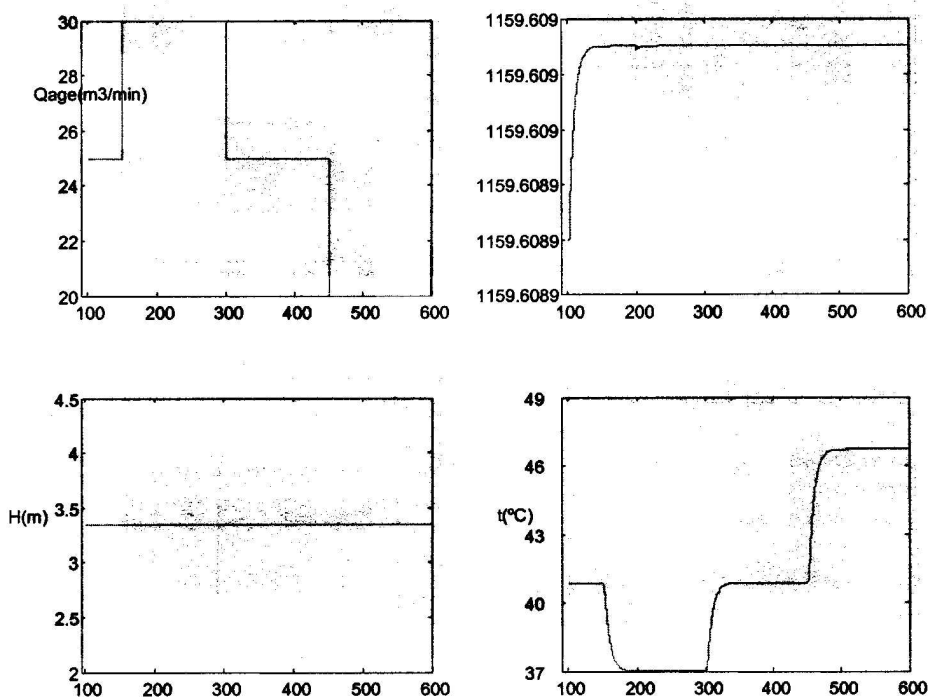


Figura 2.6 Respuesta de la temperatura T_{ps} , del nivel H_t y de la densidad ρ_{ps} , ante variaciones en el flujo de agua Q_{age} a la entrada de los Enfriadores de Licor.

En el caso 1, la respuesta de la temperatura de la pulpa T_{ps} para una serie de variaciones tipo paso escalón en el flujo de licor de entrada Q_{le} en Planta Vieja, muestra variaciones asimétricas de $-1.05^{\circ}C$ y de $+0,6^{\circ}C$. Esto permite detectar la presencia de pequeñas no-linealidades en el sistema, aunque no muy acentuadas como en otros procesos metalúrgicos. En la respuesta de la densidad de la pulpa de salida ρ_{ps} se tiene un desempeño parecido, con asimetrías de $-87kg/m^3$ y $+112kg/m^3$. El nivel H_t varió en rampa, incrementándose ante los aumentos en el flujo de licor de entrada Q_{le} y disminuyendo de la misma forma cuando el flujo es menor, alcanza un valor constante cuando el flujo de licor de entrada Q_{le} vuelve a su valor original de operación.

Esta respuesta del nivel H_t corresponde a la de un sistema integrador, lo que coincide con similares análisis realizados para tanques por otros autores tales como Smith, C. A. y Corripio, A. B. en 1997 [48].

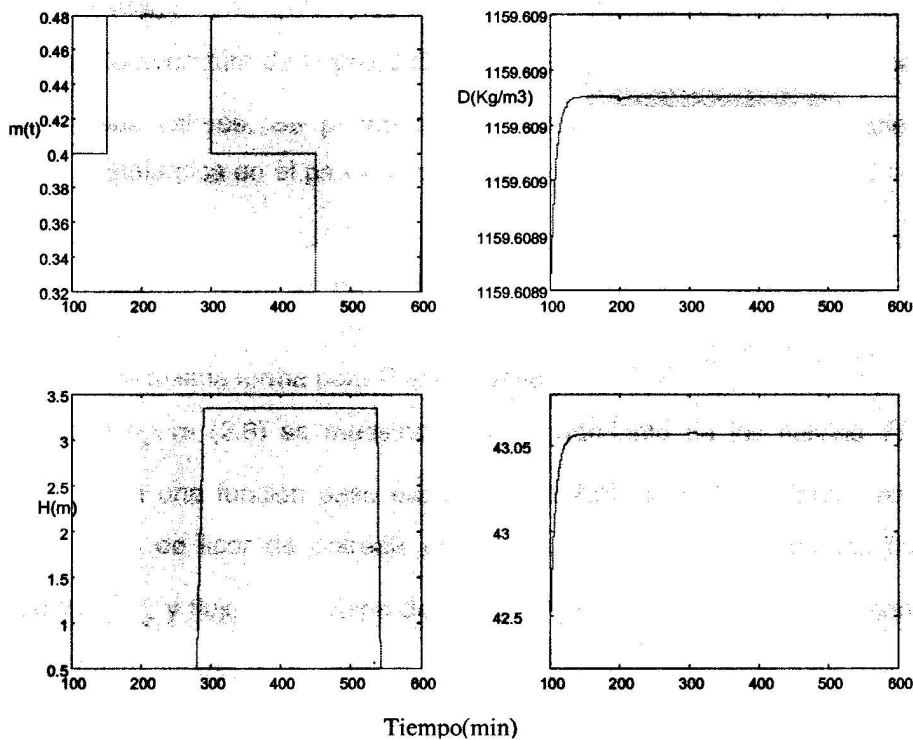


Figura 2.7 Respuesta del nivel H_t , de la temperatura T_{ps} y de la densidad ρ_{ps} , ante variaciones en la magnitud $m(t)$ del flujo de salida del Tanque de Contacto.

En el caso 2, las salidas nivel del tanque H_t y densidad de la pulpa ρ_{ps} no tienen relación con el flujo de agua en los enfriadores Q_{age} , debido a que el licor circular por dentro de los tubos de cada uno de los seis enfriadores y el agua por la coraza o parte exterior de estos, saliendo de los enfriadores con una temperatura cerca de los $43^\circ C$.

Estas variables de salida no tienen ninguna relación ante la variación del flujo de agua de enfriamiento Q_{age} , representando variables desacopladas.

La relación entre la temperatura de la pulpa a la salida del tanque T_{ps} y la del flujo de agua de enfriamiento Q_{age} queda descrita a través de una función de transferencia de primer orden con tiempo muerto, mostrando un comportamiento asimétrico de $-5.0^\circ C$ y $+5.45^\circ C$ ante de variaciones de $\pm 5 m^3/min$ en el flujo de agua de enfriamiento Q_{age} a la entrada del enfriador 1 de la cascada.

En el caso 3, la respuesta de las variables en lazo abierto para una serie de variaciones tipo paso escalón en la magnitud $m(t)$ la cual ofrece una medida del porcentaje de flujo que está pasando por la salida del Tanque de Contacto, es mostrada en la figura (2.7). Se pueden

observar variaciones en el nivel H_t , que como en el caso 2, corresponden a respuestas de un sistema integrador.

Las variables temperatura de la pulpa de salida T_{ps} y la densidad de la pulpa de salida ρ_{ps} no cambian sus valores. Se puede afirmar entonces que estas dos variables de mucha importancia metalúrgica en el proceso no dependen de las variaciones en el flujo de salida del tanque Q_s .

2.5.2. Simulación a Lazo Abierto ante Variaciones en las Variables Manipuladas y Perturbaciones para Planta Nueva.

Analizamos de la misma forma para Planta Nueva:

Caso 1. En la figura (2.8) se muestra el comportamiento de las salidas H_t , T_{ps} y ρ_{ps} , cuando se aplica una función paso escalón de $\pm 20\%$ cada 150 minutos en torno del valor nominal del flujo de licor de entrada Q_{le} en Planta Nueva. Las entradas flujo de agua de enfriamiento Q_{age} y flujo de la pulpa de salida Q_s son considerado como constantes y están en sus valores nominales de operación.

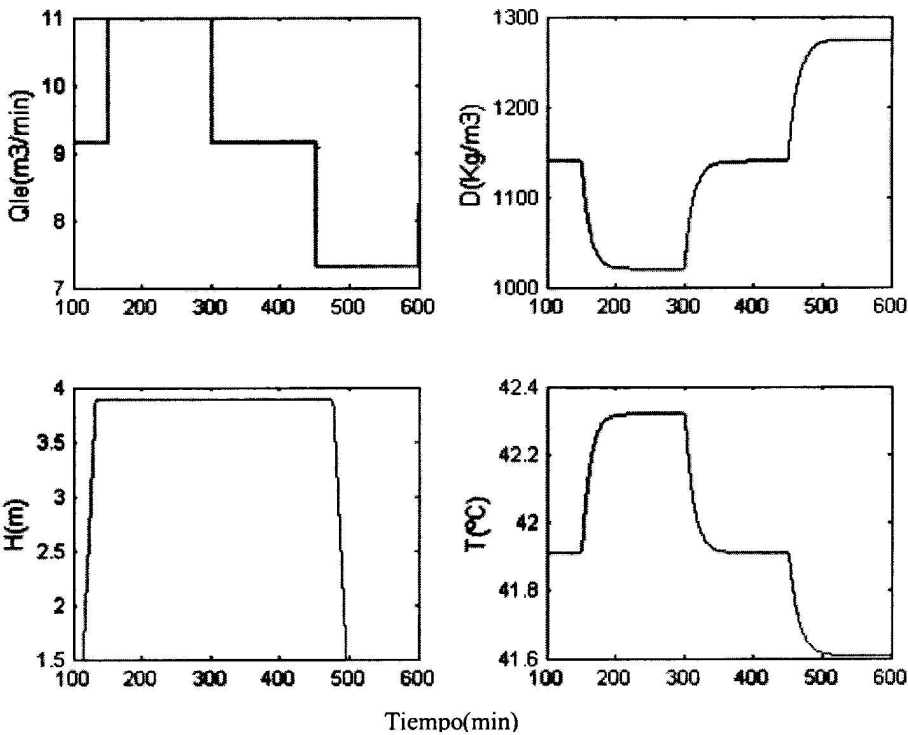


Figura 2.8 Respuesta de la temperatura T_{ps} , del nivel H_t y de la densidad ρ_{ps} , ante variaciones en el flujo de licor Q_{le} a la entrada de los Enfriadores de Licor.

Caso 2. En la figura (2.9) se muestra el comportamiento de las salidas en Planta Nueva de H_t , T_{ps} y ρ_{ps} , cuando se aplica una función paso escalón de $\pm 20\%$ cada 150 minutos en torno del valor nominal del flujo de agua de entrada a los enfriadores Q_{age} en Planta Nueva. Las entradas flujo de licor Q_{le} y flujo de la pulpa de salida Q_s son considerado como constantes y están en sus valores nominales de operación.

Caso 3. En la figura (2.10) se muestra el comportamiento de las salidas H_t , T_{ps} y ρ_{ps} , cuando se aplica un paso escalón de $\pm 20\%$ cada 150 minutos en torno del valor nominal del flujo de pulpa de salida Q_s . Las entradas flujo de agua de enfriamiento Q_{age} y flujo de licor de entrada Q_{le} son considerado como constantes y están en sus valores nominales de operación.

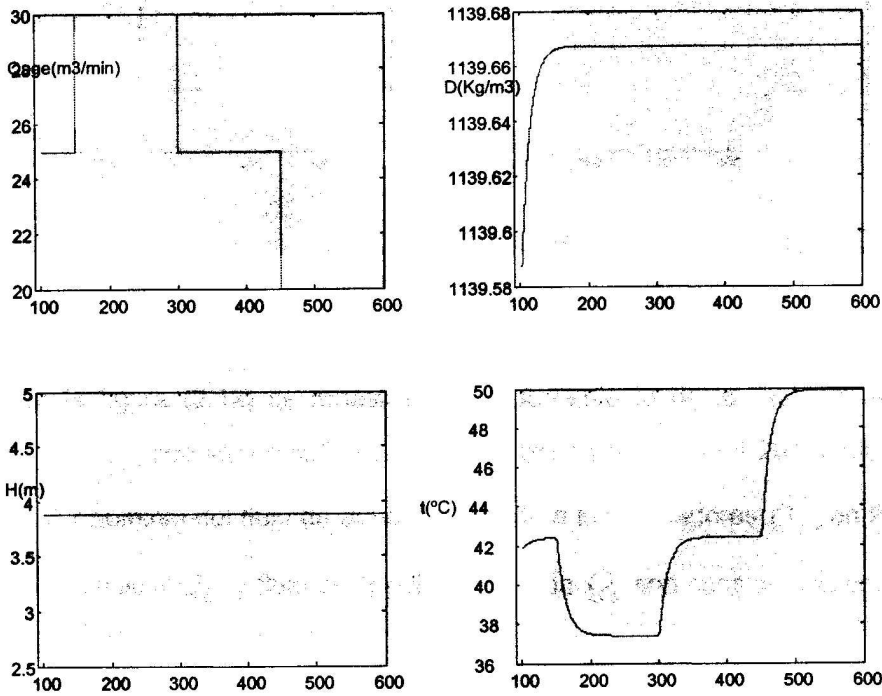


Figura 2.9 Respuesta de la temperatura T_{ps} , del nivel H_t y de la densidad ρ_{ps} , ante variaciones en el flujo de agua Q_{age} a la entrada de los Enfriadores de Licor.

Caso 4. En la figura (2.11) se muestra el comportamiento de las salidas en Planta Nueva de H_t , T_{ps} y ρ_{ps} , cuando se aplica una función paso escalón de $\pm 20\%$ cada 150 minutos en torno del valor nominal del flujo de licor de entrada Q_{le} en Planta Vieja. Las entradas flujo de

agua de enfriamiento Q_{age} y flujo de la pulpa de salida Q_s son considerado como constantes y están en sus valores nominales de operación.

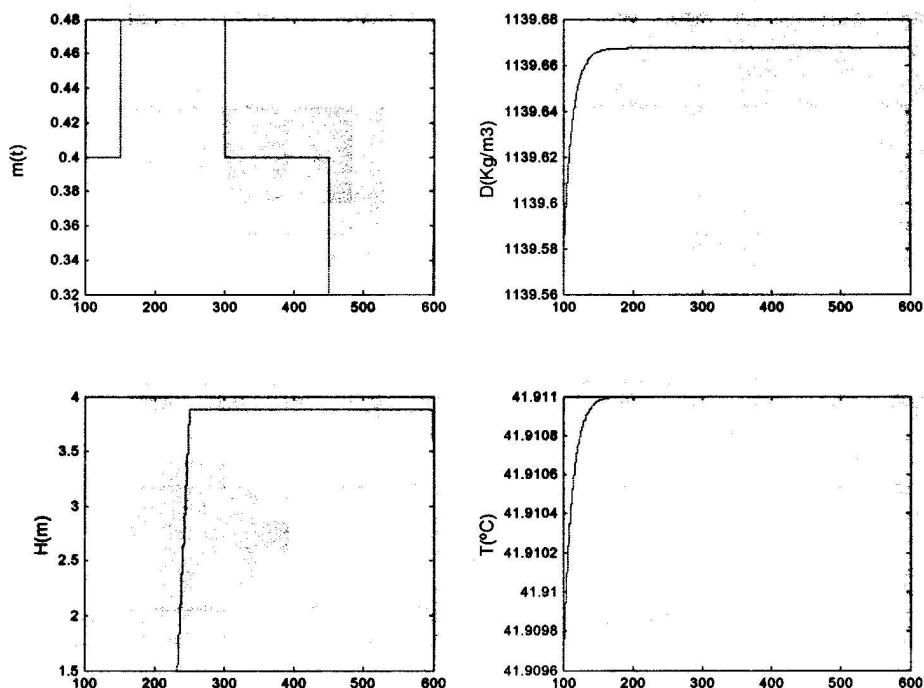


Figura 2.10 Respuesta del nivel H_t , de la temperatura T_{ps} y de la densidad ρ_{ps} , ante variaciones en la magnitud $m(t)$ del flujo de salida del Tanque de Contacto.

Caso 5. En la figura (2.12) se muestra el comportamiento de las salidas en Planta Nueva de H_t , T_{ps} y ρ_{ps} , cuando se aplica una función paso escalón de $\pm 20\%$ cada 150 minutos en torno del valor nominal del flujo de agua de entrada a los enfriadores Q_{age} en Planta Vieja. Las entradas flujo de licor Q_{le} y flujo de la pulpa de salida Q_s son considerado como constantes y están en sus valores nominales de operación.

En el caso 1, la respuesta de la temperatura de la pulpa T_{ps} para una serie de variaciones tipo paso escalón en el flujo de licor de entrada Q_{le} en Planta Vieja, muestra variaciones asimétricas de $-0.75^\circ C$ y de $+0.45^\circ C$. Esto permite detectar la presencia de pequeñas no-linealidades en el sistema, aunque no muy acentuadas como en otros procesos metalúrgicos. En la respuesta de la densidad de la pulpa de salida ρ_{ps} se tiene un desempeño parecido, con asimetrías de $-159 kg/m^3$ y $+176 kg/m^3$. El nivel H_t varió en rampa, incrementándose ante

los aumentos en el flujo de licor de entrada Q_{le} y disminuyendo de la misma forma cuando el flujo es menor, alcanza un valor constante cuando el flujo de licor de entrada Q_{le} vuelve a su valor original de operación de forma semejante a Planta Vieja.

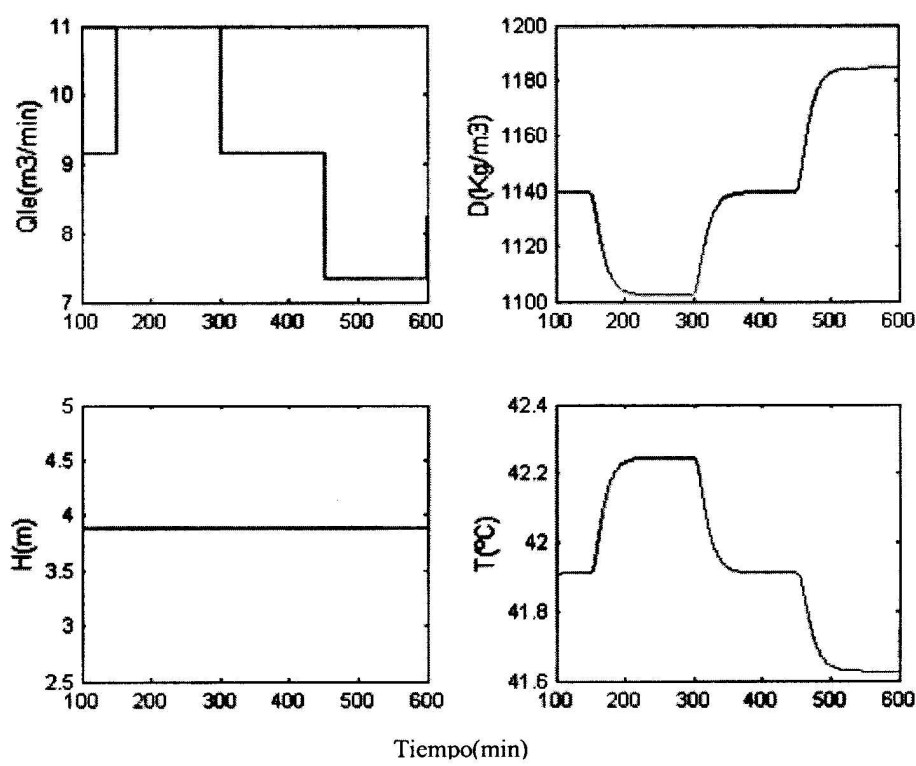


Figura 2.11 Respuesta de la temperatura T_{ps} , del nivel H_t y de la densidad ρ_{ps} , ante variaciones en el flujo de licor Q_{le} a la entrada de los Enfriadores de Licor de Planta Vieja.

En el caso 2, las salidas nivel del tanque H_t y densidad de la pulpa ρ_{ps} no tienen relación con el flujo de agua en los enfriadores Q_{age} , debido a que el licor circular por dentro de los tubos de cada uno de los seis enfriadores y el agua por la coraza o parte exterior de estos, saliendo de los enfriadores con una temperatura cerca de los $41^{\circ}C$. Estas variables de salida no tienen ninguna relación ante la variación del flujo de agua de enfriamiento Q_{age} , representando variables desacopladas al igual que en Planta Vieja.

La relación entre la temperatura de la pulpa a la salida del tanque T_{ps} y la del flujo de agua de enfriamiento Q_{age} queda descrita a través de una función de transferencia de primer orden con tiempo muerto, mostrando un comportamiento asimétrico de $-5.8^{\circ}C$ y $+6.45^{\circ}C$ ante de variaciones de $\pm 5 m^3 / min$ en el flujo de agua de enfriamiento Q_{age} a la entrada del enfriador #1 de la cascada.

En el caso 3, la respuesta de las variables en lazo abierto para una serie de variaciones tipo paso escalón en la magnitud $m(t)$ es mostrada en la figura (2.10). Se pueden observar variaciones en el nivel H_t que corresponden a respuestas de un sistema integrador.

Las variables temperatura de la pulpa de salida T_{ps} y la densidad de la pulpa de salida ρ_{ps} no cambian sus valores.

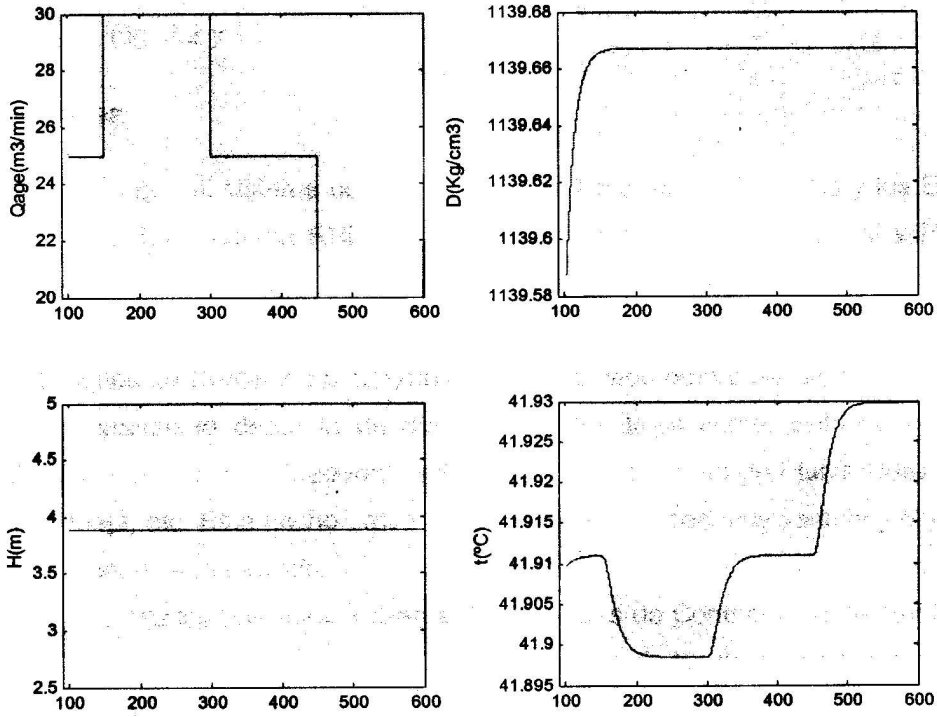


Figura 2.12 Respuesta de la temperatura T_{ps} , del nivel H_t y de la densidad ρ_{ps} , ante variaciones en el flujo de agua Q_{age} a la entrada de los Enfriadores de Licor en Planta Vieja.

En el caso 4, la respuesta de la temperatura de la pulpa en Planta Nueva T_{ps} para una serie de variaciones tipo paso escalón en el flujo de licor de entrada Q_{le} en Planta Vieja, muestra variaciones asimétricas de $+0,36^{\circ}C$ y de $-0,34^{\circ}C$. Esto permite detectar la presencia de pequeñas no-linealidades en el sistema. En la respuesta de la densidad de la pulpa de salida ρ_{ps} se tiene un desempeño parecido, con asimetrías de -25 kg/m^3 y $+25,8\text{ kg/m}^3$. La variación del flujo de licor de entrada a Planta Vieja produce desviaciones en la densidad y la temperatura de la pulpa de Planta Vieja perturbando el subsistema de Planta Nueva.

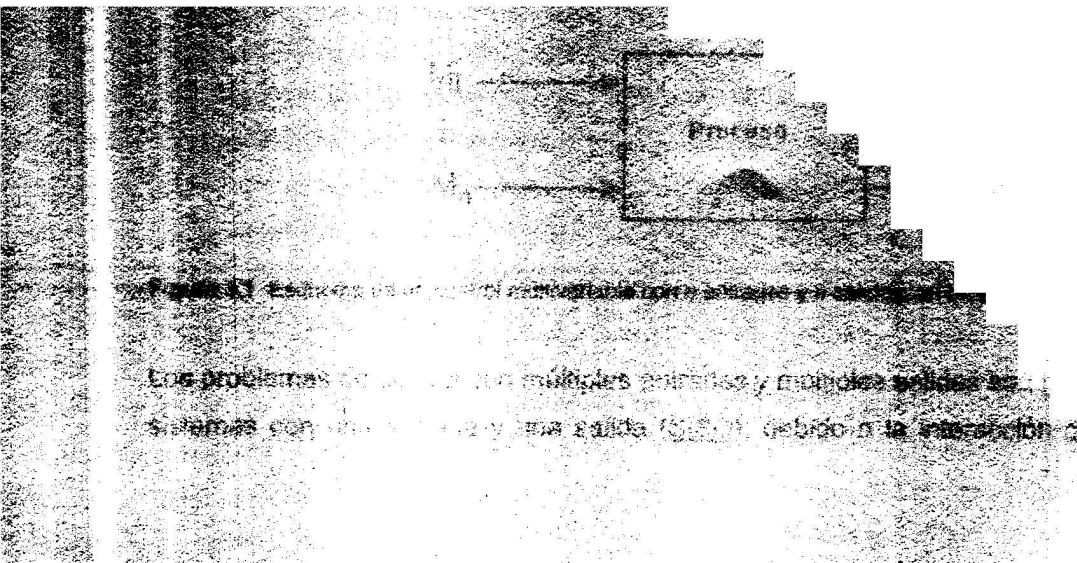
En el caso 5, la respuesta de la temperatura de la pulpa en Planta Nueva T_{ps} para una serie de variaciones tipo paso escalón en el flujo de licor de entrada Q_{le} en Planta Vieja, muestra variaciones asimétricas de $+0,037^{\circ}C$ y de $-0,029^{\circ}C$. Estas variaciones en la temperatura del agua de Planta Vieja producen desviaciones en la temperatura de la pulpa de Planta Vieja perturbando el subsistema de Planta Nueva.

La temperatura, la densidad y el flujo de la pulpa de salida de Planta Vieja, constituyen perturbaciones que afectan las variables de salida de Planta Nueva como se observa en los flujos de señales. Fig. 2.2 y 2.3.

2.6. Conclusiones

1. Concluimos que el sistema compuesto por los Tanques de Contacto y los Enfriadores de Licor en La Empresa RRL esta compuesto por 2 subsistemas: PV y PN, ambos multivariables con tres entradas, tres salidas, el de PV con seis perturbaciones y el de PN con nueve perturbaciones.
2. Los Tanques de Contacto no son un elemento aislado dentro del sistema de lixiviación. Su funcionamiento depende de otros agregados tales como, Enfriadores de Agua, Enfriadores de Licor, Enfriadores de Mineral Reducido tanto de Planta Nueva como de Planta Vieja, etc. Este hecho provoca que su dinámica sea muy variada y el número de perturbaciones sea elevado.
3. Entre las variables que caracterizan a los Tanques de Contacto y a los Enfriadores de Licor se presenta una serie de dependencias a partir de los procesos que ocurren en los mismos. Las variables manipuladas y controladas del sistema se encuentran acopladas, cuestión que se puede observar por la influencia del flujo de licor a la entrada Q_{le} sobre las variables controladas, nivel del tanque H_t , densidad de la pulpa ρ_{ps} y temperatura de la pulpa T_{ps} . Las otras variables de control solamente afectan una variable a la salida.
4. En los tanques de contactos de Planta Nueva existen un mayor número de perturbaciones, teniendo en cuenta que variaciones en las variables de entrada del subsistema de Planta Vieja influyen en el subsistema de Planta Nueva.
5. La modelación matemática realizada responde a la dinámica de este tipo de proceso.
6. La Simulación en el Matlab (anexo 8) a partir del modelo reveló el acoplamiento existente entre las variables y el grado de influencia de las variables de entrada con respecto a las de salida y de las perturbaciones.

CAPITULO III



CAPITULO III

Análisis y Diseño de las Técnicas de Control

3.1. Introducción

La aplicación de técnicas de control automático permite un aumento de la eficiencia de operación y la productividad de las plantas industriales.

El objetivo del presente capítulo es calcular la función de transferencia de los subsistemas de Planta Vieja y Planta Nueva, seleccionar los mejores pares de variables para el control y diseñar técnicas de control clásico y de avanzada, para valorar el comportamiento en lazo cerrado del sistema Tanques de Contactos - Enfriadores de Licor en Planta Vieja y en Planta Nueva, a partir de su simulación; realizando al final una valoración económica, ambiental y social que avale su posterior implementación.

3.2. Propuesta de Solución al Problema de Control Presentado

La tendencia moderna en la ingeniería de sistemas se inclina hacia una complejidad mayor, los sistemas complejos pueden tener múltiples entradas y múltiples salidas, según Ogata K., 1984 [36]. En los problemas prácticos de control es típico encontrar más de una variable que puede ser controlada y de la misma forma, más de una para ser manipulada. Este problema es denominado control multivariable. Un sistema donde existan múltiples entradas y múltiples salidas como se muestra en la figura 3.1, es usualmente designado por la sigla, en inglés, MIMO (Multi-Input, Multi-Output).

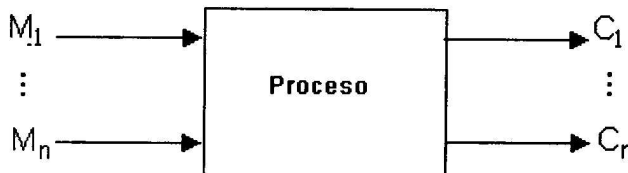


Figura 3.1 Esquema de un control multivariable con n entradas y n salidas, en un proceso $(n \times n)$.

Los problemas de control con múltiples entradas y múltiples salidas son más complejos que los sistemas con una entrada y una salida (SISO), debido a la interacción que ocurre entre las

diversas variables. Producto a esas interacciones, se hace necesario la selección de los mejores pares de variables manipuladas y controladas.

Entre las técnicas de control mencionadas por Seborg, D. E. en 1994 [44], se encuentran los algoritmos PID (Proporcional-Integral-Derivativo), como una estrategia de control convencional y los de Control Multivariable con Desacoplamiento, como una estrategia de control avanzado. Los controladores PID son rápidos, trabajan con error nulo a régimen estacionario y tienen carácter anticipatorio, su mayor problema en la industria es que en muchos casos no son bien sintonizados, y en el caso de múltiples entradas y salidas, no se eliminan las diferentes interacciones entre las variables.

El Control Multivariable por Desacoplamiento se encuentra, según Seborg, D. E. en 1989 [45], actualmente entre las técnicas avanzadas de control ampliamente usadas en la industria y es empleado en los casos de sistemas multivariables con muchas interacciones entre las entradas y las salidas, Shing-Jia, S. en 1998 [47].

En el presente trabajo se desarrolla un estudio para el control del sistema de los Tanques de Contacto y los Enfriadores de Licor en Planta Vieja y en Planta Nueva, parte fundamental de enlace entre los hornos de reducción y el sistema de lixiviación, donde no existen sistemas de control de temperatura, densidad de la pulpa y nivel del tanque, lo que provoca escapes de amoniaco que contaminan el medio, pérdidas en la extracción de níquel y cobalto, insumos y energía.

En Planta Vieja existen tres variables de entrada y tres de salida, más seis variables de perturbación; tres en los Enfriadores de Licor y seis en el Tanque de Contacto. En Planta Nueva existen tres variables de entrada y tres de salida, más nueve variables de perturbación; tres en los Enfriadores de Licor y seis en el Tanque de Contacto. En ambos casos, estamos en presencia de problemas de control multivariables 3×3 .

Basado en los estudios realizados de modelación matemática y de respuesta del sistema en lazo abierto, expuestos en el capítulo 2 del presente trabajo, así como lo demostrado por Hall, R. CH. en 1987 [19]; Desphande, P. B en 1989 [11]; Seborg, D. E. en 1989 [45]; Guzmán D. en 2001[18], es seleccionado el Control Multivariable con Desacoplamiento estático.

3.3. Matriz de Funciones de Transferencias del Modelo Matemático del Proceso

Según Seborg, D. E. y otros en 1989 [45], para representar de forma aproximada procesos industriales, se pueden emplear modelos de bajo orden, obtenidos a través de la curva de respuesta del proceso a la función paso escalón. La ventaja de ese tipo de modelo es que los parámetros del mismo pueden ser obtenidos directamente de la respuesta del proceso al paso escalón sin asumir una estructura paramétrica de modelo.

Una forma típica de aproximación de procesos industriales es a través de la siguiente función de transferencia:

$$G_p(s) = \frac{K}{1 + \tau s} e^{-s\theta} \quad (3.1)$$

donde:

K - Ganancia estática del proceso.

τ - Constante de tiempo o atraso del proceso.

θ - Tiempo muerto, atraso de transporte o retardo en el tiempo.

Muchas veces algunas de las respuestas de las variables analizadas toman la forma de rampa cuando su entrada correspondiente es excitada por un paso escalón. Este tipo de respuesta corresponde a sistemas que se comportan como integradores, representándose entonces su función de transferencia de la forma:

$$G_p(s) = \frac{K}{s} = \frac{1}{\tau_i s} \quad (3.2)$$

$$K = \frac{\tan \alpha}{\Delta u} = \frac{1}{\tau_i}$$

donde:

α - Ángulo entre la rampa y la respuesta en estado estacionario del proceso.

Δu - Magnitud del paso escalón a la entrada.

τ_i - Tiempo de integración del proceso.

Tomando como base las figuras desde la (2.5) hasta la (2.12) del Capítulo 2, que corresponden a la forma de respuestas de las variables de salida en lazo abierto ante funciones paso escalón en las variables de entrada y en las perturbaciones, los elementos de $G_p(s)$ y $H(s)$ pueden ser aproximados por funciones de transferencia del tipo (3.1) y (3.2).

Como se pudo apreciar, el sistema aquí investigado tiene tres variables controladas y tres variables de control con seis variables de perturbación. Según García, C. en 1997 [48], si colocamos los p componentes de la señal de salida en un vector columna p -dimensional $Y(s)$, se construye un vector columna de entrada m -dimensional $U(s)$ y haciendo que la perturbación sea también un vector columna p -dimensional $E(s)$ la descripción básica del sistema pasa a ser:

$$Y(s) = G_p(s)U(s) + H(s)E(s) \quad (3.3)$$

donde:

$G_p(s)$ - Matriz de funciones de transferencia con dimensión $p \times m$.

$H(s)$ - Matriz de funciones de transferencia de las perturbaciones con dimensión $p \times p$.

$U(s)$ - Vector de las entradas.

$E(s)$ - Vector de las perturbaciones.

Si la estructura del modelo ya está definida, el próximo paso es escoger los valores correctos para los parámetros, a partir del método de la curva de reacción del proceso (Seborg, D. E. y otros en 1989 [45]; Marlin, T. E. en 1995 [31], Shing-Jia, S. en 1998 [47]). En este método, un paso escalón de magnitud Δu es aplicado a la variable de control y la respuesta en el tiempo de la variable controlada $y(t)$ es almacenada. Los parámetros del proceso de las ecuaciones (3.1) y (3.2) pueden ser obtenidos de la siguiente manera:

$$K = \frac{\Delta y}{\Delta u} \quad (3.4)$$

La constante de tiempo se determina como el valor para el cual la salida alcanza 63,2% de su valor final (Smith, C. A. y Corripio, A. B. en 1997 [48]).

Usando estos valores y los gráficos de cada una de las curvas de reacción del proceso, figuras (2.5) hasta la (2.9), las funciones de transferencia que describen el comportamiento de cada una de las tres salidas del proceso con respecto a cada una de sus tres entradas, se muestran en la tabla 3.1 para Planta Vieja y en la tabla 3.2 para Planta Nueva.

En los casos que no aparecen funciones de transferencias, estas son nulas, debido a que no existe reacción de las variables de salida al ser excitada una de las manipuladas de entrada.

De acuerdo con los resultados obtenidos de la simulación, la función de transferencia para el modelo matemático del sistema de los Enfriadores de Licor-Tanque de Contacto en Planta Vieja para el proceso queda como:

$$G_p(s) = \begin{bmatrix} -\frac{86,7}{15,4s+1}e^{-0,09s} & 0 & 0 \\ \frac{0,5}{12s+1}e^{-0,16s} & -\frac{1,09}{5,4s+1}e^{-0,1s} & 0 \\ \frac{1,85}{s}e^{-0,02s} & 0 & -\frac{2,5}{s}e^{-0,01s} \end{bmatrix} \quad (3.5)$$

La matriz de ganancias del sistema, K_p queda:

$$K_p = \begin{bmatrix} -86,7 & 0 & 0 \\ 0,5 & -1,09 & 0 \\ 1,85 & 0 & -2,5 \end{bmatrix} \quad (3.6)$$

Tabla 3.1. Parámetros de las funciones de transferencias del modelo para el subsistema de Planta Vieja.

Nro	Funciones de Transferencia	Parámetros			Características de la Función
		K	τ min.	θ min.	
1	$T_{ps}(s)/Q_{age}(s)$	-1,09 °C/m ³ min	5,4	0,1	Sistema de primer orden con tiempo muerto
2	$T_{ps}(s)/Q_{le}(s)$	0,5 °C/m ³ min.	12	0,16	Sistema de primer orden con tiempo muerto
3	$H_t(s)/Q_{le}(s)$	1,85 m/m ³ min	1	0,02	Sistema integrador
4	$\rho_{ps}(s)/Q_{le}(s)$	-86,7 (kg/m ³)(min/m ³)	15,4	0,09	Sistema de primer orden con tiempo muerto
5	$H_t(s)/Q_s(s)$	-2,5 m/%	1	0,01	Sistema integrador

Para obtener la matriz de funciones de transferencias de las perturbaciones se excitó el sistema con funciones paso escalón obteniendo:

$$H(s) = \begin{bmatrix} \frac{\rho(s)}{Q_{me}(s)} & \frac{\rho(s)}{\rho_{me}(s)} & 0 & \frac{\rho(s)}{\rho_{le}(s)} & 0 & 0 \\ \frac{T_{ps}(s)}{Q_{me}(s)} & 0 & \frac{T_{ps}(s)}{T_{me}(s)} & 0 & \frac{T_{ps}(s)}{T_{le}(s)} & \frac{T_{ps}(s)}{T_{age}(s)} \\ \frac{H_t(s)}{Q_{me}(s)} & \frac{H_t(s)}{\rho_{me}(s)} & 0 & \frac{H_t(s)}{\rho_{le}(s)} & 0 & 0 \end{bmatrix} \quad (3.7)$$

Entonces de la ecuación (3,2) se tiene que el sistema completo simulado estaría representado por:

$$Y(s) = G_p(s) \begin{bmatrix} Q_{le} \\ Q_{age} \\ Q_s \end{bmatrix} + H(s) \begin{bmatrix} Q_{me} \\ \rho_{me} \\ T_{me} \\ \rho_{le} \\ T_{le} \\ T_{age} \end{bmatrix} \quad (3.8)$$

Realizamos el mismo procedimiento para obtener el sistema de ecuaciones en Planta Nueva donde la función de transferencia nos queda:

$$G_p(s) = \begin{bmatrix} -\frac{64,92}{10s+1}e^{-0,06s} & 0 & 0 \\ \frac{0,4}{15,6s+1}e^{-0,26s} & -\frac{1,29}{1,4s+1}e^{-0,2s} & 0 \\ \frac{6,4}{s}e^{-0,06s} & 0 & -\frac{9,7}{s}e^{-0,02s} \end{bmatrix} \quad (3.9)$$

La matriz de ganancias del sistema, K_p para $s = 0$ queda:

$$K_p = \begin{bmatrix} -64,92 & 0 & 0 \\ 0,4 & -1,29 & 0 \\ 6,4 & 0 & -9,7 \end{bmatrix} \quad (3.10)$$

Tabla 3.2. Parámetros de las funciones de transferencias del modelo para el subsistema de Planta Nueva.

Nro	Funciones de Transferencia	Parámetros			Características de la Función
		K	τ min.	θ min.	
1	$T_{ps}(s)/Q_{age}(s)$	-1,29 °C/m ³ min	1,4	0,2	Sistema de primer orden con tiempo muerto
2	$T_{ps}(s)/Q_{le}(s)$	0,4 °C/m ³ min.	15,6	0,26	Sistema de primer orden con tiempo muerto
3	$H_t(s)/Q_{le}(s)$	6,4 m/m ³ min	1	0,06	Sistema integrador
4	$\rho_{ps}(s)/Q_{le}(s)$	-64,92 (kg/m ³)(min/m ³)	10	0,06	Sistema de primer orden con tiempo muerto
5	$H_t(s)/Q_s(s)$	-9,7 m/%	1	0,02	Sistema integrador

De igual forma se obtiene la matriz de funciones de transferencias de las perturbaciones para el subsistema de Planta Nueva:

$$H(s) = \begin{bmatrix} \frac{\rho(s)}{Q_{me}(s)} & \frac{\rho(s)}{\rho_{me}(s)} & 0 & \frac{\rho(s)}{\rho_{le}(s)} & 0 & 0 & \frac{\rho(s)}{Q_{s1}(s)} & \frac{\rho(s)}{\rho_{s1}(s)} & 0 \\ \frac{T_{ps}(s)}{Q_{me}(s)} & 0 & \frac{T_{ps}(s)}{T_{me}(s)} & 0 & \frac{T_{ps}(s)}{T_{le}(s)} & \frac{T_{ps}(s)}{T_{age}(s)} & \frac{T_{ps}(s)}{Q_{s1}(s)} & 0 & \frac{T_{ps}(s)}{T_{ps1}(s)} \\ \frac{H_t(s)}{Q_{me}(s)} & \frac{H_t(s)}{\rho_{me}(s)} & 0 & \frac{H_t(s)}{\rho_{le}(s)} & 0 & 0 & \frac{H_t(s)}{Q_{s1}(s)} & \frac{H_t(s)}{Q_{s1}(s)} & 0 \end{bmatrix} \quad (3.11)$$

Entonces de la ecuación (3,2) se tiene que el subsistema para Planta Nueva simulado estaría representado por:

$$Y(s) = G_p(s) \begin{bmatrix} Q_{le} \\ Q_{age} \\ Q_s \end{bmatrix} + H(s) \begin{bmatrix} Q_{me} \\ \rho_{me} \\ T_{me} \\ \rho_{le} \\ T_{le} \\ T_{age} \\ Q_{s1} \\ \rho_{s1} \\ T_{s1} \end{bmatrix} \quad (3.12)$$

3.4. Formas de Definir los Mejores Pares de Variable Entrada-Salida

Un aspecto importante en los problemas prácticos de control multivariable es como las variables controladas y manipuladas tienen que ser escogidas en pares (paired), debido a que una incorrecta selección de los pares puede afectar el desempeño del sistema de control y reducir los márgenes de estabilidad. El número de posibles pares de variables a escoger es $n!$, donde n es el número de variables de entrada, supuesto igual al de variables de salida, Ogunnaike, P. B. en 1994 [37].

3.4.1. Técnica de la Matriz de Ganancia Relativa (RGA)

Actualmente existen métodos para determinar los mejores pares de variables controladas y manipuladas. Bristol, E.H en 1966 [2], fue el primero en desarrollar una aproximación para el análisis de problemas de control multivariable. Esta aproximación requiere solamente informaciones del régimen estacionario, generando dos importantes resultados:

- i) Una medida del proceso de interacción.
- ii) Una recomendación concerniente al par más efectivo de variable controlada y manipulada.

Esta aproximación, también referida por Seborg, D. E. y otros en 1989 [45], Ogunnaike, P. B. en 1994 [37], Smith, C. A. y Corripio, A. B. en 1997 [48] es basada en el concepto de ganancia relativa (relative gain).

Para un sistema donde el número de variables n es mayor que dos, como es en el sistema del Tanque de Contacto, el RGA puede ser calculado como:

$$\lambda_{ij} = K_{ij} H_{ij} \quad (3.13)$$

donde:

K_{ij} - son los i,j elementos de K (coeficiente del modelo linealizado o matriz de las ganancias, expresado en variables de desvío).

H_{ij} -son los i,j elementos de $H = (K^{-1})^T$, esto es, H_{ij} son los elementos de la matriz transpuesta inversa de K .

Partiendo de las matrices dadas en las expresiones (3.6 y 3.10) y la ecuación (3.13) se determina la Matriz de Ganancias Relativas ó RGA, que coincide para los subsistemas de Planta Vieja y Planta Nueva, como:

$$\Lambda = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

Así se puede entonces definir como mejores pares de entrada-salida ,para ambos subsistemas, los siguientes:

$Q_{le} \Rightarrow \rho_{ps}$ (flujo de licor de entrada a los enfriadores con la densidad de la pulpa a la salida).

$Q_{age} \Rightarrow T_{ps}$ (flujo de agua de enfriamiento a la entrada de los enfriadores con la temperatura de la pulpa a la salida del tanque).

$Q_s \Rightarrow H_t$ (flujo de salida del tanque con el nivel del tanque)

Otras características y propiedades acerca del RGA se presentan en Bristol, E.H en 1966 [2], Seborg, D. E. y otros en 1989 [45], Ogunnaike, P. B. en 1994 [37], Smith, C. A. y Corripio, A. B. en 1997 [48].

Este método lo utilizamos en ambas matrices, la del subsistema de Planta Vieja y la del subsistema de Planta Nueva obteniendo resultados similares para ambas Plantas.

3.4.2. Técnica de la Descomposición en Valores Singulares (SVD)

Otra de las técnicas existentes para definir los mejores pares de entrada-salida es la técnica de la Descomposición en Valores Singulares o SVD (Singular Value Decomposition), a partir de la descomposición de la matriz de ganancia de régimen estacionario K .

Según Deshpande, P. B. en 1989 [11], la SVD es un algoritmo numérico, desarrollado para minimizar los errores de computo cuando es preciso realizar muchas operaciones con matrices. El SVD de la matriz resulta en tres matrices componentes como sigue:

$$K = U \Sigma V^T \quad (3.14)$$

donde:

K - Matriz $n \times m$ (matriz de las ganancias de la función de transferencia del proceso).

U - Matriz ortonormal $n \times n$, cuyas columnas son llamadas vectores singulares de la izquierda.

Σ - Matriz diagonal $n \times m$, de escalares, llamada de valores singulares y organizada en orden decreciente tal que $\sigma_1 \geq \sigma_2 \geq \sigma_3 \geq \dots \geq \sigma_m \geq 0$.

V - Matriz ortonormal $m \times m$, cuyas columnas son llamadas vectores singulares de la derecha.

Los resultados obtenidos al ser aplicada esta técnica al sistema del Tanque de Contacto, a partir de la descomposición de su matriz de ganancia de régimen estacionario, se muestran a continuación.

Descomponiendo la matriz del subsistema de Planta Vieja, en sus valores singulares (SVD), según la ecuación (3.14), se tiene:

$$K_p = \begin{bmatrix} -86,7 & 0 & 0 \\ 0,5 & -1,09 & 0 \\ 1,85 & 0 & -2,5 \end{bmatrix} U = \begin{bmatrix} -0,998 & -0,0213 & -0,0058 \\ 0,0058 & 0,0002 & -1,000 \\ 0,0214 & -0,998 & -0,0000 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \rho_{ps} \\ T_{ps} \\ H_t \end{bmatrix}$$

$$V = \begin{bmatrix} 1,0 & 0,0006 & 0,0001 \\ -0,0001 & -0,0001 & 1,0 \\ -0,0006 & 1,0 & 0,0001 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} Q_{le} \\ Q_{age} \\ Q_s \end{bmatrix} \quad \Sigma = \begin{bmatrix} 86,7212 & 0 & 0 \\ 0 & 2,4994 & 0 \\ 0 & 0 & 1,0900 \end{bmatrix} \quad (3.15)$$

Tomando el mayor componente de cada uno de los vectores de la izquierda (U), con el mayor componente de cada uno de los vectores de la derecha (V), aparecen los siguientes pares de variables manipuladas y controladas:

$Q_{le}(1,0) \Rightarrow \rho_{ps}(-0,998)$ (flujo de licor de entrada a los enfriadores con la densidad de la pulpa a la salida).

$Q_{age}(1,0) \Rightarrow T_{ps}(-1,0)$ (flujo de agua de enfriamiento a la entrada de los enfriadores con la temperatura de la pulpa a la salida del tanque).

$Q_s(-1,0) \Rightarrow H_t(0,998)$ (flujo de salida del tanque con el nivel del tanque)

Los aspectos físicos del proceso que describen cada uno de sus componentes y otras características importantes de esta técnica son tratadas por Deshpande, P. B. en 1989 [11].

Descomponiendo la matriz del subsistema de Planta Nueva, en sus valores singulares (SVD) se tiene:

$$K_p = \begin{bmatrix} -64,9 & 0 & 0 \\ 0,4 & -1,29 & 0 \\ 6,4 & 0 & -9,5 \end{bmatrix} U = \begin{bmatrix} -0,9949 & -0,1002 & -0,0062 \\ 0,0061 & 0,0006 & -1,000 \\ 0,1002 & -0,9950 & -0,0000 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \rho_{ps} \\ T_{ps} \\ H_t \end{bmatrix}$$

$$V = \begin{bmatrix} 0,9999 & 0,0146 & 0,0001 \\ -0,0001 & -0,0001 & 1,0 \\ -0,0146 & 0,9999 & 0,0001 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} Q_{le} \\ Q_{age} \\ Q_s \end{bmatrix} \quad \Sigma = \begin{bmatrix} 65,2228 & 0 & 0 \\ 0 & 9,4532 & 0 \\ 0 & 0 & 1,29 \end{bmatrix} \quad (3.16)$$

Tomando el mayor componente de cada uno de los vectores de la izquierda (U), con el mayor componente de cada uno de los vectores de la derecha (V), aparecen los siguientes pares de variables manipuladas y controladas:

$Q_{le}(0,9999) \Rightarrow \rho_{ps}(-0,9949)$ (flujo de licor de entrada a los enfriadores con la densidad de la pulpa a la salida).

$Q_{age}(1,0) \Rightarrow T_{ps}(-1,0)$ (flujo de agua de enfriamiento a la entrada de los enfriadores con la temperatura de la pulpa a la salida del tanque).

$Q_s(-0,9999) \Rightarrow H_t(0,9950)$ (flujo de salida del tanque con el nivel del tanque)

De aquí se concluye que por los dos métodos se obtienen los mismos resultados, de modo que

los pares de variables de entrada y salida de los lazos de control pueden quedar definidos por cualquiera de las dos técnicas empleadas.

3.5. Técnicas de Control PID Multilazo

El problema de control del proceso de mezclado, en la estrategia de control convencional, consiste en el uso de controladores PID SISO en cada uno de los lazos. Este sistema de control va a ser referido como un sistema de Control PID Multilazo, porque emplea más de un lazo simple utilizando en cada uno de ellos un controlador PID (figura 3.2). El Control PID Multilazo convencional es probablemente el método más utilizado para controlar sistemas multivariables en procesos industriales.

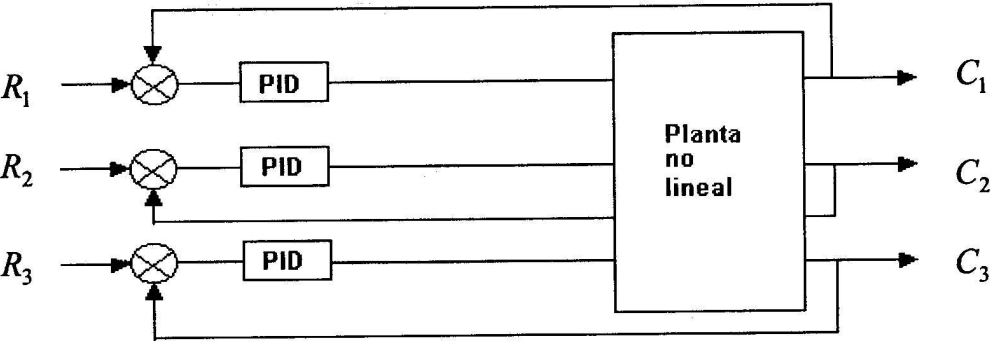


Figura 3.2 Sistema de control 3x3 con Controlador PID Multilazo.
Fuente D. Guzmán en 1999.

En esta sección se considera el Control PID Multilazo aplicado al proceso de mezclado de mineral con licor carbonato-amoniaco, lo cual va a ser compuesto de tres controladores PI analógicos. El Control PID Multilazo será la base para la aplicación de la técnica de control avanzado Control Multivariable con Desacoplamiento estático.

3.5.1. Método para el Diseño de los Principales Parámetros de los Controladores.

Para la implementación y prueba de los controladores es preciso primeramente determinar el período de muestreo (Guzmán D. en 2001 [18]), el cual depende más de la práctica que de la teoría. Muchas reglas han sido descritas para su selección en el caso de los controladores PID (Seborg, D. E. y otros en 1989 [45], Smith, C. A. y Corripio, A. B. en 1997 [48]). Consideraciones prácticas indican que el tiempo de muestreo debe ser menor que el de la constante de tiempo dominante (Seborg, D. E. y otros en 1989 [45]; Clarke, D. W. en 1981 [6]). Según Marlin, T. E. en 1995 [31], este tiempo puede ser aproximadamente 0,05(τ + θ) minutos. Para el proceso aquí analizado se selecciona por la primera consideración:

$$T_A < 0,1 \times 10$$

(3.17)

Cuando aplicamos esta ecuación tenemos que tener en cuenta la presencia en este proceso, de tres constantes de tiempo diferentes para cada una de las respuestas en ambas plantas (tabla 3.1 y tabla 3.2).

Tomando la constante de tiempo de la respuesta más rápida, en este caso el nivel H_t , el tiempo de muestreo escogido para las simulaciones fue:

$$T_A = 0,1 \text{ min. (6 segundos)} \quad (3.18)$$

Una técnica común para la sintonía de controladores PID es adicionar $T_A/2$ al tiempo muerto del proceso. Según Marlin, T. E. en 1995 [31], esto permite la posibilidad de tener un tiempo muerto para calcular los parámetros de los controladores:

$$\theta' = \theta + \frac{T_A}{2} \quad (3.19)$$

3.5.2. Métodos de Sintonía Secuencial para el Controlador PID Multilazo

Para el diseño y sintonía del Controlador PID Multilazo se emplea el método desarrollado por Shing-Jia, S. en 1998 [47], que garantizan la estabilidad y desempeño del sistema no lineal investigado en lazo cerrado.

Según Shing-Jia, S. en 1998 [47], la sintonía del Controlador PID Multilazo, se puede hacer de forma secuencial de manera iterativa, empleando una de las técnicas de sintonía SISO conocidas. El problema presentado tiene que dar solución a dos cuestiones: ¿En que secuencia van a ser sintonizadas los múltiples lazos de control? y ¿Por qué una de las secuencias es ventajosa sobre la otra?.

Estas cuestiones pueden ser resueltas examinando el efecto mutuo entre los lazos, debido a la interacción. Según Loh, A. D. y otros en 1993 [27]; Hwang, S. H. en 1995 [24] en los sistemas de control multilazo, el lazo que tenga una respuesta más rápida es menos afectado por las interacciones con un lazo de desempeño más lento, de forma inversa esto no se aplica.

Para el desarrollo de la sintonía secuencial Shing-Jia, S. en 1998 [47], propone estimar la velocidad de respuesta de los lazos basado en la frecuencia crítica. Tales consideraciones resultan en la regla en la cual la secuencia de sintonía parte del lazo más rápido y con mayor frecuencia crítica, después se realiza la sintonía del lazo más lento. Otra regla es considerar aquel lazo más rápido, como desacoplado del resto del sistema y hacer la sintonía de ella independientemente, efectuando posteriormente variaciones de los parámetros de sintonía en el lazo más lento.

El cálculo para el algoritmo de sintonía secuencial se realiza a través de las siguientes

fórmulas, teniendo en cuenta que $(0.01 \leq \frac{\theta_{ii}}{\tau_{ii}} \leq 10)$:

$$K_{ci} = \frac{\tau_{ii}}{K_{pi}(0.005\tau_{ii} + 1.53\theta_{ii})} \quad \text{para } \frac{\theta_{ii}}{\tau_{ii}} < 0.25 \quad (3.20)$$

$$K_{ci} = \frac{1}{K_{pi}\left(0.292 + 0.482\left(\frac{\theta_{ii}}{\tau_{ii}}\right) + 0.023\left(\frac{\theta_{ii}}{\tau_{ii}}\right)^2\right)} \quad \text{para } \frac{\theta_{ii}}{\tau_{ii}} \geq 0.25 \quad (3.21)$$

$$\tau_{ii} = 1 \quad \text{para } \frac{\theta_{ii}}{\tau_{ii}} < 0.25 \quad (3.22)$$

$$\tau_{ii} = 0.095 + 0.386\left(\frac{\theta_{ii}}{\tau_{ii}}\right) \quad \text{para } \frac{\theta_{ii}}{\tau_{ii}} \geq 0.25 \quad (3.23)$$

Tabla 3.3. Parámetros de sintonía del controlador para Planta Vieja.

Lazo de control	K_c	τ_I	τ_D	Tipo de acción de control
$Q_{le} \Rightarrow \rho_{ps}$	0.83	1	-	Inversa
$Q_{age} \Rightarrow T_{ps}$	28.26	1	-	Inversa
$Q_s \Rightarrow H_t$	19.7	1	-	Inversa

Tabla 3.4. Parámetros de sintonía del controlador para Planta Nueva.

Lazo de control	K_c	τ_I	τ_D	Tipo de acción de control
$Q_{le} \Rightarrow \rho_{ps}$	1.077	1	-	Inversa
$Q_{age} \Rightarrow T_{ps}$	3.5	1	-	Inversa
$Q_s \Rightarrow H_t$	2.89	1	-	Inversa

3.6. Técnicas de Desacoplamiento de Variables Entrada-Salida

Para problemas de control moderno con grandes interacciones entre las variables controladas y manipuladas, las configuraciones de un Control PID Multilazo convencional pueden no estar aptas a proveer el control más adecuado. En estos casos, otras estrategias de control multivariable tales como la estrategia de control por desacoplamiento ofrecen potencial para mejoras significativas.

En el control por desacoplamiento, el objetivo principal es reducir las interacciones, adicionando un controlador, denominado desacoplador a la configuración convencional multilazo. Esto es realizado por la introducción de una función de transferencia adicional o compensador de interacciones, junto con el controlador de lazo simple, constituyendo entonces el Controlador Multivariable Desacoplado como es mostrado en la figura (3.3).

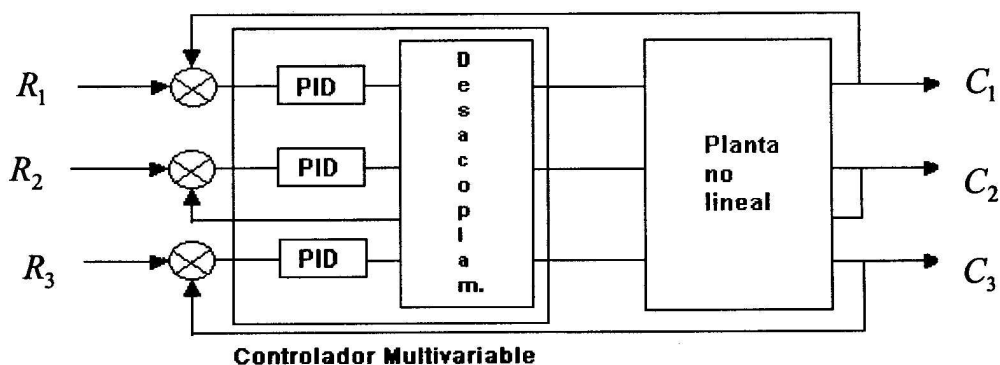


Figura 3.3 Sistema de Control Multivariable con Desacoplamiento incorporando un compensador de interacciones.

Fuente D. Guzmán 1999.

En el trabajo realizado por Guzmán D. 2001 [18] se realiza el control en un sistema similar donde se compara el desempeño de un Controlador Multilazo, un Controlador multivariable por desacoplamiento estático y por desacoplamiento dinámico, tomando como referencia dos índices de desempeño, definidos según Kirk, D. en 1970 [25] y Ogata, K. en 1984 [36], por las siguientes funciones de costo:

$$J_1(t) = \int_{t_{inic.}}^{t_{fin.}} e^2(t) dt \quad (3.24)$$

$$J_2(t) = \int_{t_{inic.}}^{t_{fin.}} [e^2(t) + u^2(t)] dt \quad (3.25)$$

donde:

$J_1(t)$ - Criterio de la sumatoria del error cuadrático.

$J_2(t)$ - Criterio de la sumatoria del error cuadrático y del esfuerzo de control.

El Controlador Multivariable con desacoplamiento estático presentó mejores índices de desempeño y mejor respuesta a las perturbaciones. Por lo que se decidió implantar esta técnica de control en el Sistema Tanques de Contacto y Enfriadores de la Planta Rene Ramos de Nicaro.

3.6.1. Método de Diseño y Sintonía del Controlador Multivariable Desacoplado Convencional

Las principales características para el diseño y sintonía del Controlador Multivariable Desacoplado Convencional están dadas en el trabajo de Harold, L. en 1997 [20], donde afirma

que la técnica de desacoplamiento puede ser aplicada a procesos con muchas entradas y muchas salidas. Genéricamente un sistema $n \times n$, conduce a $n^2 - n$ compensadores.

A partir de las consideraciones de Ogunnaike, P. B. en 1994 [37], para procesos $n \times n$, el desacoplamiento convencional (sea estático o dinámico), para el caso del sistema del Tanque de Contacto, puede ser implementado a partir de la determinación de la matriz de desacoplamiento o compensador de interacciones como:

$$G_I(s) = G^{-1}_p(s)G_R(s) \quad (3.26)$$

donde:

$G_I(s)$ - Matriz de desacoplamiento o compensador de interacciones.

$G^{-1}_p(s)$ - Matriz inversa de las funciones de transferencia del proceso.

$G_R(s)$ - Matriz de los elementos de la diagonal de la matriz de funciones de transferencia del proceso $G_p(s)$.

Como este sistema del Tanque de Contacto es 3×3 , la matriz de compensación tiene la forma:

$$G_I(s) = \begin{bmatrix} D_{11} & D_{12} & D_{13} \\ D_{21} & D_{22} & D_{23} \\ D_{31} & D_{32} & D_{33} \end{bmatrix} \quad (3.27)$$

Como este desacoplamiento de acuerdo a los estudios realizados en el Capítulo 2 es simplificado, la forma deseada para su matriz de compensación $G_I(s)$, puede ser determinada según Harold, L. en 1997 [20], resultando para el sistema del Tanque de Contacto:

$$G_{I_s}(s) = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ D_{21} & 1 & 0 \\ D_{31} & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (3.28)$$

donde:

$G_{I_s}(s)$ - Matriz de desacoplamiento o compensador de interacciones simplificado.

Para el caso del desacoplamiento estático solo están presentes las ganancias de régimen estacionario K_{ij} , de la función de transferencia del proceso, representado por K . Entonces la ecuación para determinar la matriz de desacoplamiento o compensador de interacciones estático a partir de la ecuación (3.26) resulta:

$$G_I = K^{-1}_p K_R \quad (3.29)$$

donde:

K_p^{-1} -Matriz inversa de las ganancias de régimen estacionario del proceso.

K_R -Matriz de las ganancias de la diagonal de la matriz de régimen estacionario.

resultando:

Resultando para el subsistema de Planta Vieja a partir de la ecuación (3.29) que:

$$G_I(s) = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0.458 & 1 & 0 \\ 0.7400 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

(3.30)

Se obtienen dos desacopladores estáticos:

$D_{21} = 0,458$ y $D_{31} = 0,7400$.

Resultando para el subsistema de Planta Nueva que:

$$G_I(s) = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0.3101 & 1 & 0 \\ 0.6737 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

(3.31)

Se obtienen dos desacopladores estáticos:

$D_{21} = 0,3101$ y $D_{31} = 0,6737$.

La ventaja de este tipo de desacoplamiento reside en su facilidad para ser determinado e implementado.

En el caso de los Tanques de Contactos en ambas Plantas, el sistema con un desacoplamiento simplificado tiene la forma que se muestra en la figura 3.4.

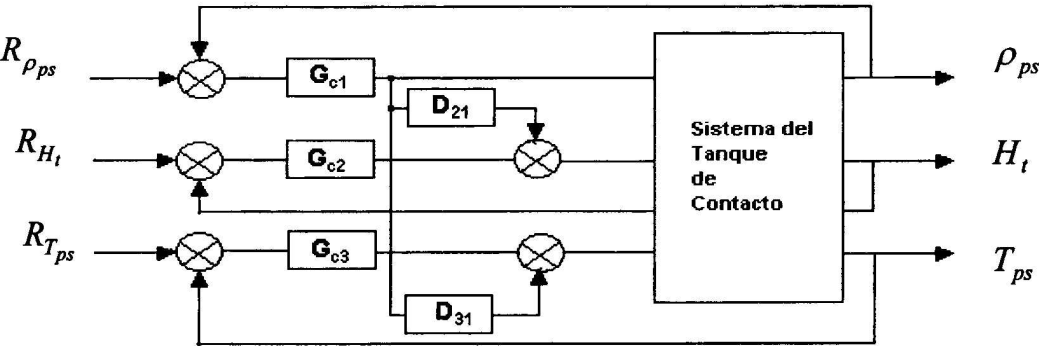


Figura 3.4. Sistema con Desacoplamiento Simplificado, en el sistema del Tanque de Contacto.

3.6.2. Método de Diseño y Sintonía del Controlador Multivariable Desacoplado a través del Arreglo Inverso de Nyquist (INA)

Primeramente es preciso definir lo que es la dominancia diagonal de una matriz racional cualquiera. Estos conceptos y teoremas se encuentran en los trabajos de Deshpande, P. B. en

1989 [11]; Chen, C. L. y Munro, N. en 1989 [9]. Otro teorema que describe de una forma más completa la dominancia diagonal es el empleado para generar la base del criterio de estabilidad de Nyquist en los diseños de sistemas MIMO (Rosenbrock, H. H. en 1970 [42]).

El método para reducir las interacciones entre los lazos de control a partir del INA, se fundamenta en determinar una matriz inversa de precompensación $\hat{K}_{PR}(s)$ y posiblemente

una de poscompensación $\hat{L}_{PO}(s)$ tal que: $\hat{Q}(s) = \hat{K}_{PR}(s) \hat{G}_P(s) \hat{L}_{PO}(s)$, donde la matriz inversa $\hat{Q}(s)$ tiene que ser diagonalmente dominante. Cuando la dominancia es alcanzada, entonces los controladores pueden ser proyectados como en el caso SISO. La metodología para el diseño del INA basado en la teoría de la dominancia diagonal, se obtiene a partir de los trabajos de Deshpande, P. B. en 1989 [11] y Chen, C. L. y Munro, N. en 1989 [9].

La matriz inversa de precompensación $\hat{K}_{PR}(s)$ que hace el trabajo de desacoplador estático garantiza una dominancia diagonal.

En Planta Vieja quedaría:

$$K_p = \begin{bmatrix} -86,7 & 0 & 0 \\ 0,5 & -1,09 & 0 \\ 1,85 & 0 & -2,5 \end{bmatrix} \quad \text{Su equivalente: } G_I(s) = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0.458 & 1 & 0 \\ 0.7400 & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (3.32)$$

En Planta Nueva quedaría:

$$K_p = \begin{bmatrix} -64,9 & 0 & 0 \\ 0,4 & -1,29 & 0 \\ 6,4 & 0 & -9,5 \end{bmatrix} \quad \text{Su equivalente: } G_I(s) = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 \\ 0.3101 & 1 & 0 \\ 0.6737 & 0 & 1 \end{bmatrix} \quad (3.33)$$

Existen algunas limitaciones en la implementación del desacoplamiento según Ogunnaike, en 1994 [37], cuestión que es preciso tener en cuenta en el diseño de un desacoplador. El desacoplamiento perfecto solo es posible si el modelo es perfecto, por eso este tipo de desacoplamiento es inalcanzable en la práctica. Existen muchos casos de procesos industriales, que teniendo un modelo imperfecto, este fue aplicado con muy buenos resultados, (Guzmán, D. en 2001 [18]).

3.7. Simulaciones de los Lazos de Control Empleando el Algoritmo Propuesto

Los resultados obtenidos de las simulaciones a lazo cerrado, como se muestra en el anexo 9, a través del método de diseño y sintonía propuesto, refleja el comportamiento del Controlador Multivariable Desacoplado.

3.7.1. Análisis de las Variaciones en la Señal de Referencia para Planta Vieja

Comprobando el comportamiento de las variables de salida del subsistema de Planta Vieja al ocurrir variaciones en la señal de referencia, se consideran los siguientes casos (tabla 3.5).

Tabla 3.5 Perturbaciones en el valor de referencia de cada una de las variables de salida
Para Planta Vieja .

Tiempo min	Valor de referencia $T_{ps}, ^\circ C$	Tiempo min	Valor de referencia H_t, m	Tiempo min	Valor de referencia $\rho_{ps}, kg/m^3$
0	40	0	2,4	0	1340
100	46	100	2,8	100	1350
200	40	150	2,4	200	1340
300	34	200	2,0	300	1330
450	40	250	2,4	600	1340

Caso 1. En la figura (3.5) se muestra el comportamiento de la variable controlada H_t cuando se aplica un paso escalón en torno del valor nominal de su valor de referencia. Esta variable es manipulada a través del flujo de la pulpa de salida Q_s . Las señales de referencia de las restantes variables manipuladas, temperatura de la pulpa T_{ps} y la densidad de la pulpa de salida ρ_{ps} , son tomados como constantes y están en sus valores nominales de operación.

Caso 2. En la figura (3.5) se muestra el comportamiento de la variable controlada T_{ps} , cuando se aplica un paso escalón en torno del valor nominal de su valor de referencia. Esta variable es manipulada a través del flujo de agua de enfriamiento Q_{age} . Los valores de referencia de las otras variables manipuladas, densidad de la pulpa de salida ρ_{ps} y nivel del tanque H_t son tomada como constantes y están en sus valores nominales de operación.

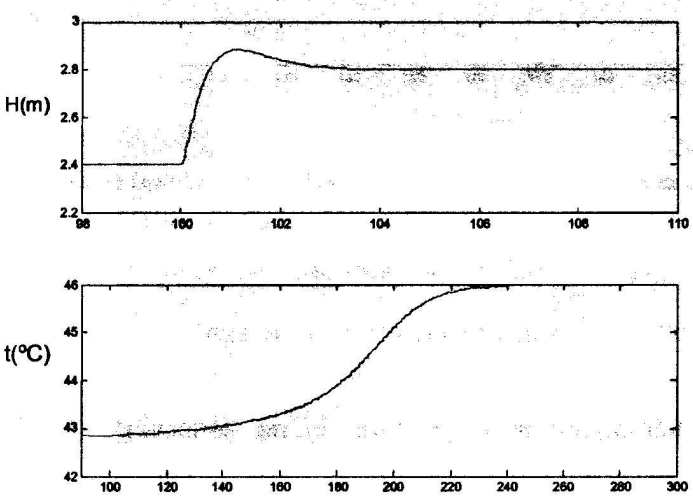


Figura 3.5. Efecto en el nivel $H(t)$ y de la temperatura del pulpa cuando se altera su valor de referencia en Planta Vieja.

La respuesta del nivel de la pulpa H_t alcanza una sobrecresta de 0,1 m, que se amortigua a los 4 minutos, con un índice de amortiguamiento adecuado.

La respuesta a variaciones en el valor de referencia de la temperatura de la pulpa T_{ps} , muestran un buen desempeño y no aparece sobrecresta en la respuesta. Las nuevas referencias son alcanzadas 142 minutos después, cuando esta aumenta de $40^{\circ}C$ a $46^{\circ}C$.

Caso 3. En la figura (3.6), se muestra el comportamiento de las salidas H_t , T_{ps} y ρ_{ps} cuando se aplica un paso escalón en torno del valor nominal del valor de referencia de la densidad de la pulpa de salida ρ_{ps} , que es controlada por el flujo de licor de entrada a los Enfriadores de Licor Q_{le} . Los valores de referencia de la temperatura de la pulpa T_{ps} y el nivel H_t son tomados como constantes y están en sus valores nominales de operación.

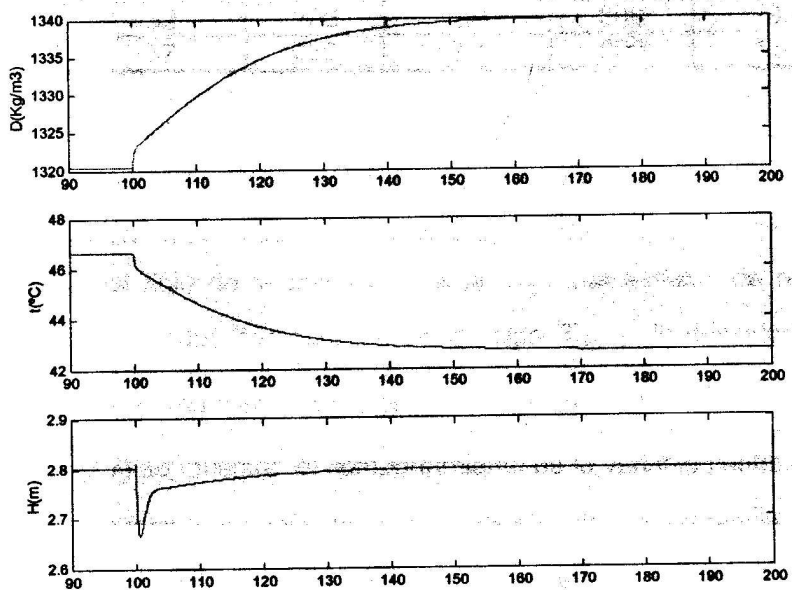


Figura 3.6. Efecto en la densidad $D(Kg/m^3)$, el nivel $H(t)$ y de la temperatura $t(^{\circ}C)$ de la pulpa cuando se altera el valor de referencia de la densidad en Planta Vieja.

Al realizar variaciones en el valor de referencia de la densidad ρ_{ps} , se observa que no aparece sobrecresta cuando se llega a la nueva referencia que se alcanza después de 50 minutos (figura 3.6).

La influencia de estas variaciones en el nivel H_t y la temperatura T_{ps} , muestran el acoplamiento existente entre el flujo de licor y estas dos variables. En el caso del nivel H_t , realiza algunas variaciones cercanas al valor de referencia y se establece la variable alrededor de los 45 min.

La temperatura de la pulpa T_{ps} aumenta, para luego ir disminuyendo hasta alcanzar el régimen en un tiempo de casi 70 minutos el régimen.

3.7.2. Análisis de las Variaciones en la Señal de Referencia para Planta Nueva

Realizando el mismo procedimiento para el subsistema de Planta Nueva al ocurrir variaciones en la señal de referencia, se consideran los siguientes casos (tabla 3.6).

Tabla 3.6 Perturbaciones en el valor de referencia de cada una de las variables de salida
Para Planta Nueva.

Tiempo min	Valor de referencia $T_{ps}, ^\circ C$	Tiempo min	Valor de referencia H_t, m	Tiempo min	Valor de referencia $\rho_{ps}, kg/m^3$
0	37	0	2,4	0	1340
100	42	100	2,8	100	1350
200	37	150	2,4	200	1340
300	32	200	2,0	300	1330
450	37	250	2,4	600	1340

Caso 1. En la figura (3.7) se muestra el comportamiento de la variable controlada H_t cuando se aplica un paso escalón en torno del valor nominal de su valor de referencia. Esta variable es manipulada a través del flujo de la pulpa de salida Q_s . Las señales de referencia de las restantes variables manipuladas, temperatura de la pulpa T_{ps} y la densidad de la pulpa de salida ρ_{ps} , son tomados como constantes y están en sus valores nominales de operación.

Caso 2. En la figura (3.7) se muestra el comportamiento de la variable controlada T_{ps} , cuando se aplica un paso escalón en torno del valor nominal de su valor de referencia. Esta variable es manipulada a través del flujo de agua de enfriamiento Q_{age} . Los valores de referencia de las otras variables manipuladas, densidad de la pulpa de salida ρ_{ps} y nivel del tanque H_t son tomada como constantes y están en sus valores nominales de operación.

La respuesta del nivel de la pulpa H_t alcanza una sobrecresta de 0,05 m, que se amortigua a los 8 minutos.

La respuesta a variaciones en el valor de referencia de la temperatura de la pulpa T_{ps} , muestran un buen desempeño y no aparece sobrecresta en la respuesta. Las nuevas referencias son alcanzadas a los 500 minutos después, lo que no se observa en el tiempo escogido para la simulación.

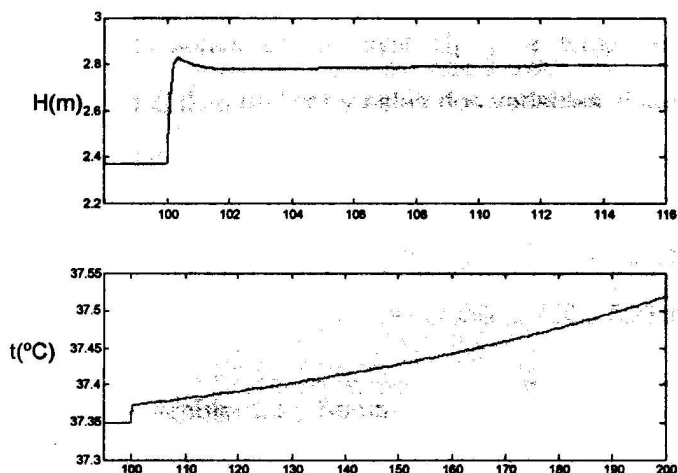


Figura 3.7. Efecto en el nivel $H(t)$ y de la temperatura del pulpa cuando se altera su valor de referencia en Planta Nueva.

Caso 3. En la figura (3.8), se muestra el comportamiento de las salidas H_t , T_{ps} y ρ_{ps} cuando se aplica un paso escalón en torno del valor nominal del valor de referencia de la densidad de la pulpa de salida ρ_{ps} , que es controlada por el flujo de licor de entrada a los Enfriadores de Licor Q_{le} . Los valores de referencia de la temperatura de la pulpa T_{ps} y el nivel H_t son tomados como constantes y están en sus valores nominales de operación.

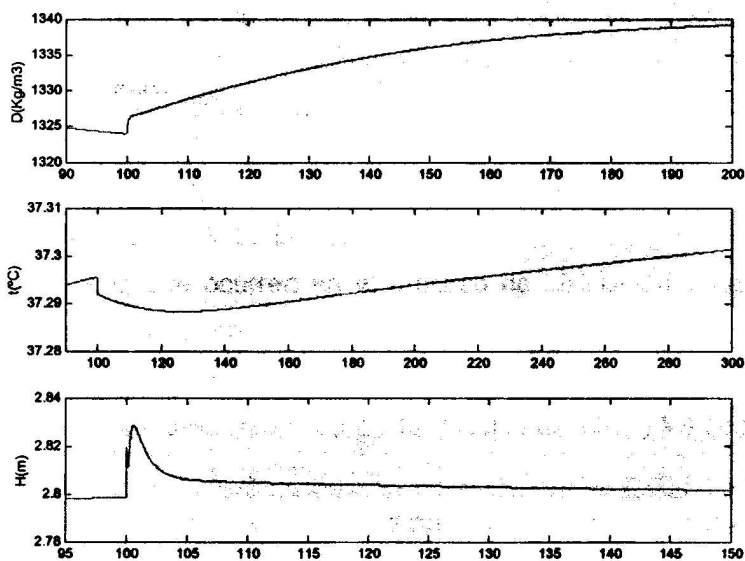


Figura 3.8. Efecto en la densidad $D(Kg/m^3)$, el nivel $H(t)$ y de la temperatura $t(^{\circ}C)$ de la pulpa cuando se altera el valor de referencia de la densidad en Planta Nueva.

Al variar el valor de referencia de la densidad ρ_{ps} , se observa que no aparece sobrecresta

cuando se llega a la nueva referencia que se alcanza después de 90 minutos (figura 3.8).

La influencia de estas variaciones en el nivel H_t y la temperatura T_{ps} , muestran el acoplamiento existente entre el flujo de licor y estas dos variables al igual que en Planta Vieja. En el caso del nivel H_t , realiza algunas variaciones cercanas al valor de referencia y se establece la variable alrededor de los 46 min.

La temperatura de la pulpa T_{ps} tiende a disminuir para luego aumentar hasta alcanzar el régimen, lo que ocurre en el período analizado, se estabiliza 400 o 500 minutos después.

3.8. Valoración Económica, Ambiental y Social

A continuación se realiza un estudio económico, ambiental y social del Sistema de Tanques de Contactos - Enfriadores Licor, con el objetivo de analizar las pérdidas actuales existentes en el mismo por no contar con un sistema de control automático, se analiza el costo de la implementación de este tipo de sistema, su tiempo de amortización y la relación costo - beneficio. También son objeto de estudio, los impactos actuales sobre el medio ambiente y la sociedad.

3.8.1. Valoración Económica

Para realizar una valoración económica del sistema del Tanque de Contacto, se analizan primeramente aquellas pérdidas o gastos que existen actualmente, pudiendo ser clasificados como:

- ✓ Pérdidas de energía eléctrica.
- ✓ Pérdidas metalúrgicas.

Parte de los gastos de energía eléctrica que ocurren en el sistema de los Tanques de Contacto está dado producto a sobrecargas en los motores de agitación del tanque al aumentar la densidad; estas se muestran en la tabla 3.6.

Las pérdidas metalúrgicas que ocurren en el proceso de Lixiviación y Lavado producto del aumento de la densidad y la temperatura a la salida de los Tanques de Contactos son las mayores del sistema y se muestran en la tabla 3.7.

Para el análisis del costo se tuvieron en cuenta los Costos directos y los costos indirectos.

Costos directos:

- Suministros, (instrumentación de campo, controladores, software, equipos de computación, redes y materiales)
- Mano de obra para el montaje del equipamiento.

Costos indirectos:

- Ingeniería,
- Ajuste y puesta en marcha

- Flete
- Seguridad

Se tuvieron en cuenta las siguientes consideraciones:

- Los costos directos son aproximadamente el 64% del monto total del proyecto
- La ingeniería representa un 16% de los costos directos, se asume el 13%
- La mano de obra puede llegar hasta un 45% del monto de los costos directos, se asume el 20%

Costo total general sería:

$$CT = \sum D + \sum I \tag{3.14}$$

$$CT = 2094264.77 + 710059.96USD \qquad CT = 2804324.73USD$$

donde:

$$\sum D - \text{Costo directo.}$$

$$\sum I - \text{Costo indirecto.}$$

Este estimado se elaboró tomando como referencia la oferta presentada por la firma Fondon Redes y Fluidos. Debemos tener en cuenta que el sistema que se muestra estará unido a la estructura de automatización que se emplee para toda la planta de lixiviación y lavado, por lo que esta parte no se debe considerar separada.

La efectividad económica obtenida en el proceso de mezclado que se logra a partir de la inversión propuesta es de 3 696 194,9 USD, partiendo del flujo de caja calculado para la instalación modernizada, como se muestra en el anexo 11.

El tiempo de recuperación de la inversión es de 10 meses y la tasa de retorno TIR es 18,9%. El valor actual neto VAN se calcula también partiendo del flujo de caja de la instalación modernizada que se muestra en el anexo 11. Este es de 779 151,3 USD.

Tabla 3.7 Pérdidas eléctricas por aumento de la densidad de la pulpa en el tanque.

Variaciones de la densidad kg/m³	Variaciones de corriente y potencia	Tiempo de ocurrencia al mes (h)	Energía al mes (KWh)	Precio del kW (USD)	Pérdidas al año (USD)
1130-1165,9	I = 44,06-50,3 (A) P= 26,83-30,12 (kW)	324 (45 %)	1065,96	0.0218	278,85
Pérdidas totales en los motores de una serie (1 tanque):					278,85

Fuente: Estudio Factibilidad

Tabla 3.8 Pérdidas Metalúrgicas en el sistema del Tanque.

Valores Nominales	(%) de Níquel y Cobalto Lixiviado y Lavado	Rangos Frecuentes de Variación	Variación	Pérdidas al año (ton)	Total (USD)
Temperatura, °C (40-44)	Níquel= 80 Cobalto= 45	Temperatura, °C (46-48)	Níquel = 78.7 Cobalto = 43	Ni = 169 Co = 16,39	Ni = 2315582.23 Co = 592596.18
Densidad, kg/m ³ (1140-1150)	Níquel = 80 Cobalto = 45	Densidad, kg/m ³ (1160-1180)	Níquel = 78,5 Cobalto = 42,5	Ni = 195 Co = 20,48	Ni = 2671825.65 Co = 740474.06
Pérdidas Metalúrgicas Totales en un Año (USD)			Níquel = 4 987 407.88 Cobalto = 1 333 070.24 Total: 6 320 478.1208		

Fuente: Estudio Factibilidad

3.8.2. Valoración Ambiental

De forma general se realiza un estudio del comportamiento ambiental del sistema de Tanques de Contactos en la planta de lixiviación, Para ello tomamos como referencia la valoración que hace Guzmán en su tesis de doctorado para un sistema en condiciones semejantes.

Entre las acciones con mayor repercusión ambiental se encuentran:

- ✓ Escape de Amoniaco.
- ✓ Emisiones continuas de ruido.

1) Identificación de los Impactos Ambientales.

Los impactos ambientales están dados por la interacción de las acciones y los factores ambientales presentados anteriormente, estos impactos se mostrarán en la tabla 3.13.

Tabla 3.9 Identificación de los impactos ambientales en el sistema del Tanque de Contacto.

Acciones o Actividades	Factores Ambientales	Impactos Ambientales
Escape de Amoniaco	Aire	Disminución de la calidad del Aire
Escape de Amoniaco	Hombre	Aumento de enfermedades respiratorias
Escape de Amoniaco	Económico	Pérdidas por concepto Económico
Derrame de la Pulpa	Económico	Consumo de los recursos hidráulicos
Emisiones de Ruido Continuo	Hombre	Pérdidas de la Sensibilidad Auditiva

Fuente: D. Guzmán 2001.

2) Caracterización de los impactos.

El proceso de caracterización de los impactos ambientales determina como repercute sobre el medio ambiente cada uno de los impactos ambientales que tienen lugar tanto en el objeto como en los elementos externos a este.

La contaminación del aire: Está dado por emisiones de gases a la atmósfera que se producen como resultado de la utilización de productos químicos en el proceso de Mezclado en los tanques de contacto y en todo el proceso de lixiviación, estos gases una vez transitan por diferentes procesos como la dispersión de SO_2 , SO_3 y NO_2 . Estos contaminantes son removidos pasando a otros medios como el agua, suelo y a su vez éstos, pasa nuevamente al aire, afectando a la salud de la población y principalmente a los trabajadores que allí laboran expuestos al incremento de enfermedades respiratorias y de la piel.

Las emisiones continuas de ruido es una de los impactos que más afectan al hombre en su medio laboral. El origen del mismo es el funcionamiento de equipos de grandes dimensiones físicas en la instalación de Tanque de Contacto y Enfriadores de Licor que como resultado de su operación emiten determinados niveles de ruido que alcanzan valores muy intensos en algunas zonas de la instalación.

La presencia del ruido es uno de los elementos que más afecta las condiciones de trabajo en el ambiente laboral, incidiendo directamente sobre la salud física y mental de los trabajadores y trae como consecuencia la aparición de las enfermedades. Esta afectación produce efectos indirectos y negativos como incremento de la presión sanguínea, la aceleración del ritmo sanguíneo, la contracción de los capilares de la piel y la disminución en la capacidad de trabajo físico y mental fundamentalmente.

3.8.3. Valoración social

Esta investigación tiene gran importancia para la economía de nuestro país, porque con la automatización integral por etapas de la planta de lixiviación y en especial de los Tanques de Contacto y los Enfriadores de Licor, se logra una mejor eficiencia y mayor producción de níquel y cobalto, factor decisivo para el desarrollo de nuestro país, por ser uno de los renglones principales de la economía. La introducción de estos resultados permite humanizar la labor de los operadores que están expuestos a las emisiones gaseosas de amoníaco y gas carbónico, letales para la vida en altas concentraciones permitiendo mejorar ostensiblemente el entorno laboral, disminuyen las emisiones gaseosas hacia los barrios residenciales de la comunidad, aumentando la calidad del aire lo que provocaría menos problemas respiratorios en los niños y adultos. Otro aspecto positivo lo representa la posibilidad de obtener mejores índices de estimulación al poder cumplir exitosamente los planes de producción, lo que repercute favorablemente en las familias de estos.

El programa de simulación para esta planta, resultado de este trabajo, permite que sea utilizado por los estudiantes e investigadores universitarios y de otros centros científicos de Moa y del país para realizar cualquier análisis que sobre el funcionamiento de la misma se requiera, sin necesidad de estar expuesto el personal investigador a las emisiones gaseosas y en contacto con sustancias altamente tóxicas y nocivas.

3.9. Conclusiones

1. Los resultados obtenidos a través de las técnicas del RGA y del SVD (ecuaciones 3.13 y 3.14), como métodos para la selección de los mejores pares de variables de control y controladas, muestran el mismo resultado para ambos métodos, en los dos subsistemas analizados, a pesar de partir de concepciones distintas.
2. Los resultados de la sintonía del Controlador PID Multilazo, después de ser calculado por el Método de Sintonía Secuencial, finalmente se realizó, basado en una sintonía fina, a partir de los cálculos efectuados, lo que no invalidó los buenos resultados obtenidos. Los valores encontrados a través de los cálculos, permitían un tiempo de estabilización de la respuesta del lazo muy grande. Esto provoca que se alteren algunos de los parámetros originales de cálculo para obtener un poco más de rapidez.
3. Con la utilización del Controlador Multivariable con Desacoplamiento estático para el proceso de mezclado de licor carbonato-amoniaco y mineral reducido laterítico cubano en la Planta Cmdte. Rene Ramos, se obtuvieron resultados adecuados, similares al obtenido para el proceso de mezclado de la Planta Cmdte. Ernesto Che Guevara.
4. Los resultados del análisis económico (anexo 10 y 11) y ambiental realizado, demuestran la factibilidad de la investigación realizada y permite una rápida toma de decisión para la implementación práctica de la misma.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

En el presente trabajo de investigación se llegaron a las siguientes conclusiones:

- ✓ La caracterización del proceso a ser controlado, determinó la ausencia de lazos de control en todo el sistema y la necesidad de su control.
- ✓ Con la selección de las principales variables a partir de su análisis como objeto de regulación automática en un diagrama de flujo de señales, se concluye que el sistema está compuesto por dos subsistemas multivariados el de Planta Vieja y el de Planta Nueva.
- ✓ El modelo matemático dinámico obtenido de los Tanques de Contacto y los Enfriadores de licor de ambos subsistemas de la Planta de Lixiviación y Lavado de la Empresa Rene Ramos Latour, responde a la dinámica de este tipo de proceso.
- ✓ La simulación del modelo matemático propuesto en lazo abierto, reveló el acoplamiento existente entre las variables (flujo de licor con nivel, temperatura de la pulpa y densidad), así como el grado de influencia de las variables de entrada (manipuladas y perturbaciones) sobre las controladas o de salida, quedando conformada la matriz de funciones de transferencia del proceso.
- ✓ La selección de los mejores pares de variables de entrada-salida para los lazos de control, a partir de un análisis con técnicas como el Arreglo de Ganancia Relativa y la Descomposición en Valores Singulares mostraron los mismos resultados. .
- ✓ Los dos subsistemas responden adecuadamente a la dinámica del proceso con el Control Multivariable con Desacoplamiento estático implementado.
- ✓ Con la realización de la valoración económica y ambiental, llegamos a la conclusión de que es factible una posible variante de automatización y demuestra la validez de la investigación.

REFERENCIAS

BIBLIOGRAFICAS

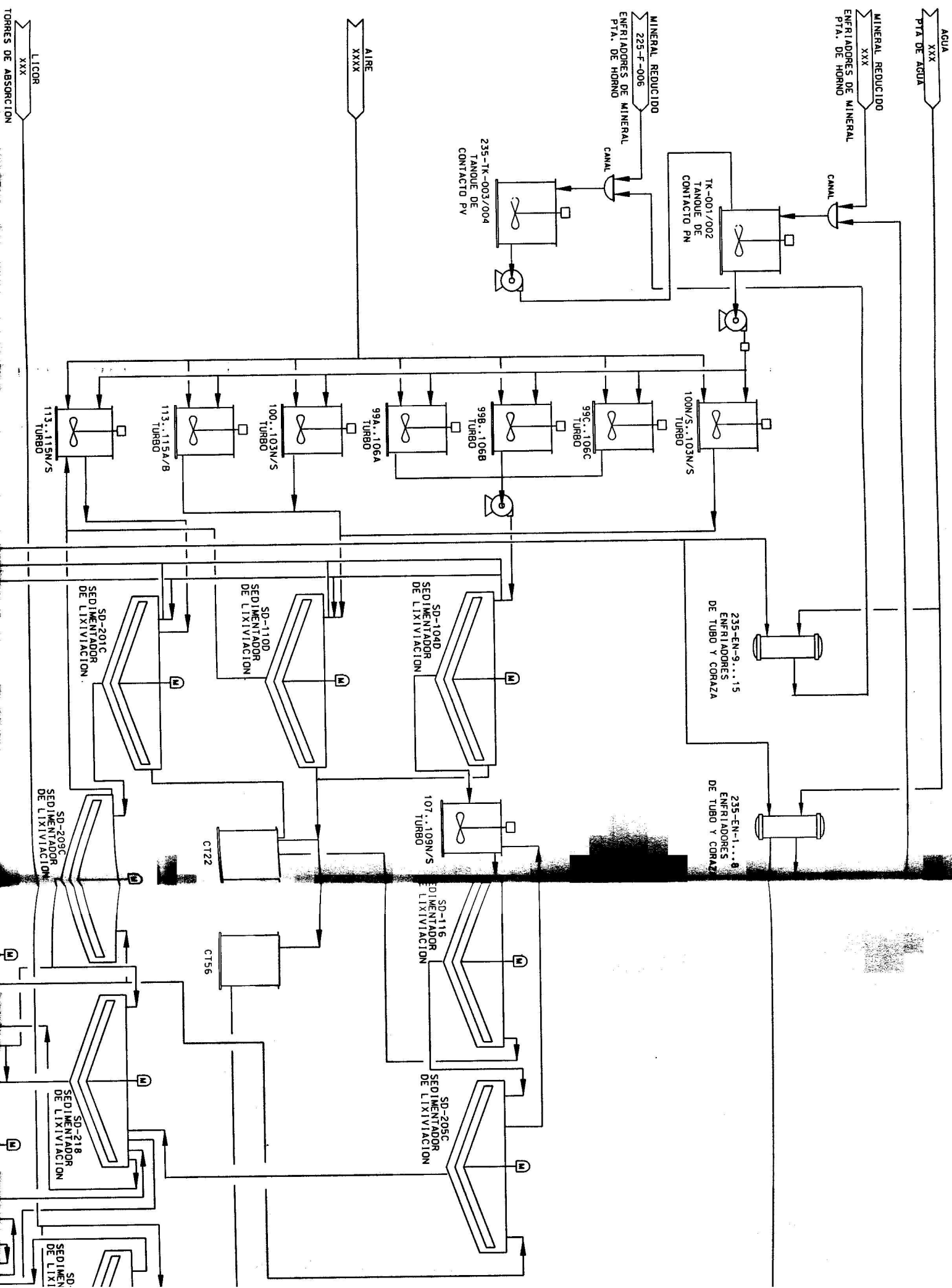
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1. Aróstegui, J. M. y otros.: "Metodología del Conocimiento Científico". La Habana: Editorial de Ciencias Sociales, 1978. 445 p.
2. Bristol, E.H.: "On a New Measure of Interactions for Multivariable Process Control", IEEE Trans. Aut. Control AC-11, 1966, p.133.
3. Bychko, B.: "Procesos químicos y termoenergéticos, Dinámica y Control". ENPES, La Habana, 1988.
4. Castellano, J.: "Estudio de la Intensificación de la Lixiviación Carbonato-Amóniacal y su Introducción en la Práctica". Minería y Geología, 1993. n.3.
5. Castellano, J.: "Metalurgia extractiva de los minerales oxidados de Níquel". 1972 CIPIMM
6. Clarke, D. W.; Gawthrop, P. J.: "Implementation and Applications of Microprocessor-based Self-tuners". Automatica, 1981.v.17, n.1, p.233-244.
7. Chang, A.: "Consideraciones Sobre la Termodinámica del Proceso de Lixiviación Carbonato-amóniacal". Minería y Geología, 1986, n.3.
8. Chang, A.: "Una Visión Sobre las Reservas Estratégicas de Eficiencia Metalúrgica en la Tecnología Carbonato-Amóniacal". Minería y Geología, V. 16, n.1. 1999.
9. Chen, C. L.; Munro, N.: "Procedure to Achieve Diagonal Dominance Using a PI/PID Controller Structure". International Journal of Control, 1989. n.5, v.50, p. 1771-1792.
10. Daubenspeck, J.; Alonso, A.: "The Quench liquor Coolers for Plant Expansion", Nickel Processing Corporation, Nicaro, 1956.
11. Deshpande, P. B.: "Multivariable Process Control". North Carolina, Instrument Society of America, 1989.
12. Dobrojtov, G. N.: "Procesos y Aparatos de la Industria Hidrometalúrgica". L.G.I., Leningrado, 1978.
13. Enrich, A.: "Análisis de la Situación de la Temperatura en los Tanques de Contacto". Informe Técnico DT-103/81. E.C.R.R.L. Nicaro. 1981.
14. Franks, R. G. E.: "Modeling and Simulation in Chemical Engineering". New York, Wiley Interscience, 1972.
15. Gagnepain, J. P.; Seborg, D. E.: "Analysis of Process Interactions With Applications to Multiloop Control System Design", IEC Process. Des. Dev. 1982. 21, 5.
16. Gordon, G.: "The Development of the General Purpose Simulation System (GPSS)". Inc: Wexelbat, R. history of Programming Languages. Academic Press, 1981. p. 403 – 437.
17. Gray, J. B., Oldshue, J. Y.: "Agitation of Particulate Solid-Liquid Mixtures". s/a.

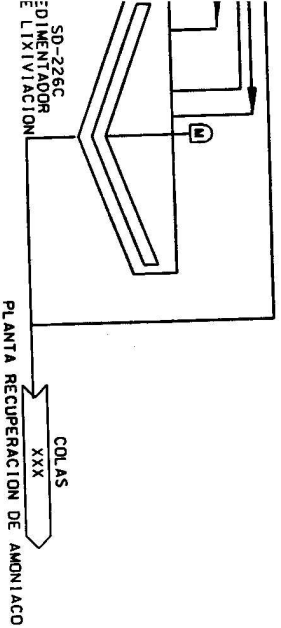
18. Guzmán, D.: "Modelación, Simulación y aplicación de técnicas de control del Proceso de Lixiviación Carbonato Amoniacal de los Minerales Niquelíferos". Disertación (Doctor en Ciencias Técnicas) 2001, Cuba.
19. Hall, R. Ch.: "Development of a Multivariable pH Experiment". Santa Bárbara,. Disertación de maestría. University of California. 1987. 120p
20. Harold, L.: "Inverted Decoupling: A neglected Technique". Wades Associates, Inc. ACOS Newsletter, 1997. ISA.
21. Hill Reporte de Hill. EEUU. 1955.
22. Hurtado, F. G.: "Estudio de la Influencia en el Medio Ambiente del Sistema de Generación de la Empresa del Níquel Ernesto Che Guevara y el Sistema de Transmisión Eléctrico Adyacente". ISMM, 1999. 120p. Disertación (Doctor en Ciencias Ambientales) - Universidad Central de Las Villas.
23. Hwang, D. Sh.; Hsu, P. L.: "A Practical Design for a Multivariable Proportional-Integral Controller in Industrial Applications". Ind. Eng. Chem. Res., n.36, 1997.
24. Kerlinger .F.N. "Investigación del comportamiento: técnicas y metodología". Nueva Editorial interamericana.Mexico.1975
25. Kirk, D.: "Optimal control theory". New Jersey, Prentice-Hall Inc., Englewood Cliffs, 1970.
26. Kreith F.: "Principios da Trasmissoao de Calor". 3ra Ed. Edgar Blucher, Sao Paulo, 1977.
27. Loh, A. P. y otros.: "Autotuning Multiloop Proportional Integral Controllers Using Relay Feedback". Ind. Eng. Chem. Res. 32, 1102, 1993.
28. Lucenko, B.: "Modelación Matemática de los Procesos Tecnológicos Químicos en Maquinas Analógicas". Izdat, Moscú, 1984.
29. Maciejowski,J.M: "Multivariable Feedback Design". Addison-Wesley, Reading,MA, 1989
30. Manual de Operaciones del Taller de Lixiviación y Lavado. Moa: Fábrica Comandante "Ernesto Che Guevara", 1985. 219 p.
31. Marlin, T. E.: "Process Control: Designing Process and Control Systems for Dynamic Perfomance". McGraw-Hill, Inc. New York, 1995.
32. Mc Avoy, T. J.: "Connnection Between Relative Gain and Control Loop Stability and Design". AIChE Journal, Vol. 27. N. 4. 1981. p. 613.
33. Mesarovich, M.: "Fundamentación de la Teoría General de los Sistemas". Editorial MIR. URSS, pp. 422-436, 1996.
34. Niederlinski, A.: " A Heuristic Approach to the Design of Linear Multivariable Interacting Control Systems". Automatica, 7, 1971. p. 691.
35. Nishikawa, Y. y otros.: "A method for Auto-tuning of PID Control Parameters". Automatica. 20, 321, 1984.
36. Ogata, K.: "Ingeniería de Control Moderno".Editorial Pueblo y educación. Cuba, 1984.

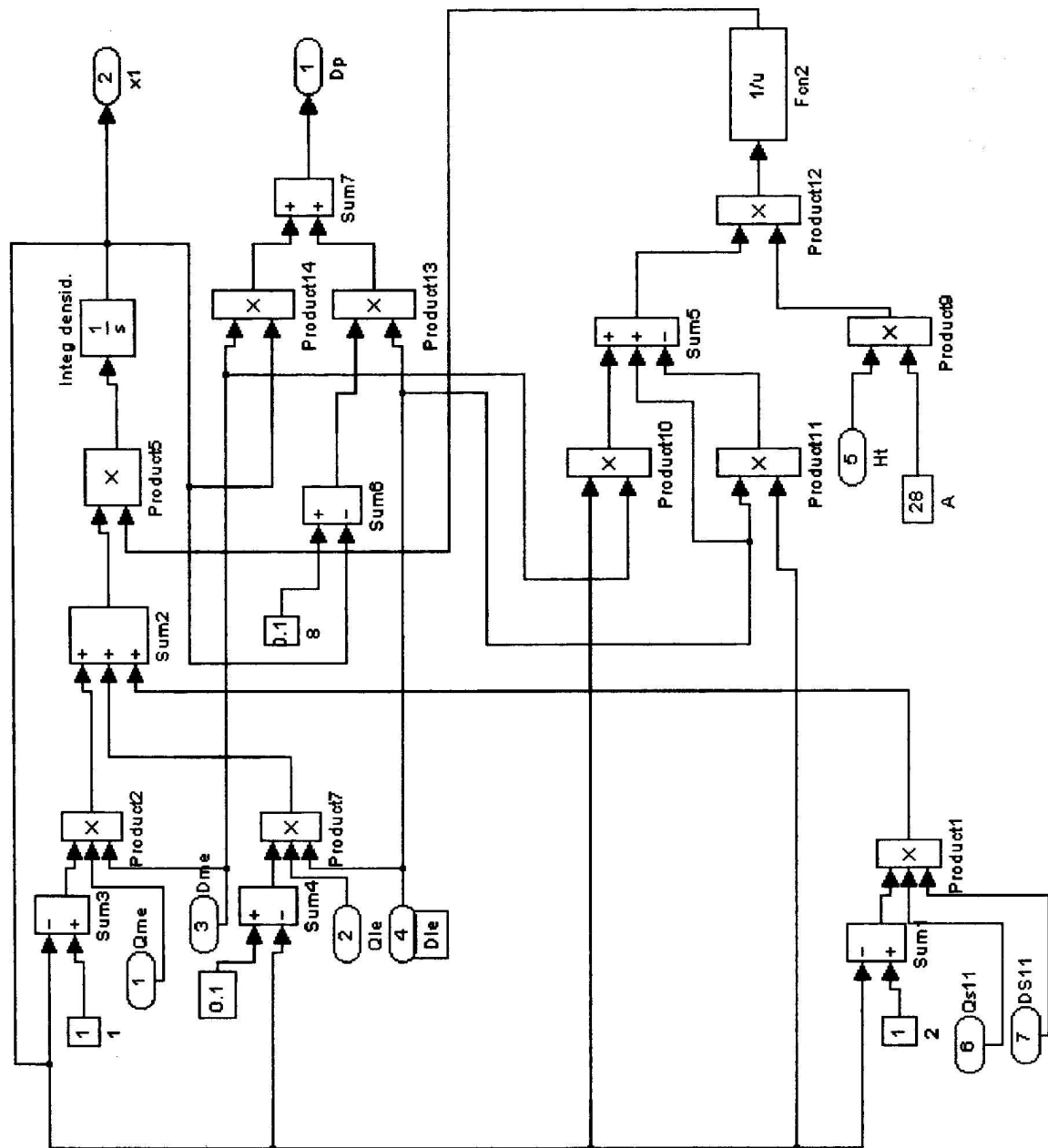
37. Ogunnaike, B. A.; Ray, W. H.: "Process Dynamics, Modeling and Control". New York, Oxford University Press, 1994.
38. Proyecto de Instrumentación de la Planta de Lixiviación y Lavado de la Empresa Comandante René Ramos Latour. CEPRONIQUEL, Octubre, 1995.
39. Proyecto de Estudio de Factibilidad de la Empresa Comandante René Ramos Latour. CEPRONIQUEL, 2002
40. Rojas Soriano R. "Guía Para realizar investigaciones sociales". Universidad Nacional Autónoma de México. 1981
41. Rosenbrock, H. H.: "Computer-Aided Control System Design". Academic Press, London, 1974.
42. Rosenbrock, H. H.: "State Space and Multivariable Theory". John Wiley & Sons, New York, 1970.
43. Schriber, T. J.: "Introduction to GPSS. In: Winter Simulation Conference", Proceedings. 1984. p. 13-15.
44. Seborg, D. E.: "A Perspective on Advanced Strategies for Process Control". Modeling, Identification and Control, v.15, n.3, p 179-189, 1994.
45. Seborg, D. E.; Edgar, T.F.; Mellichamp, D.A.: "Process Dynamics and Control". John Wiley & Sons. New York, 1989.
46. Selva, A.: Curso de posgrado sobre Modelación Matemática con Datos Experimentales. ISMM, Moa. Enero 2000.
47. Shing-Jia, S.; Shyh-Hong, H.: "Sequential Design Method for Multivariable Decoupling and Multiloop PID Controllers". Ind. Eng. Chem. Res., n.37, p 107-119, 1998.
48. Smith, C. A.; Corripio, A. B.: "Principles and Practice of Automatic Process Control". New York, John Wiley & Sons, Inc, 1997.
49. Tijonov, O.: "Fundamentos de la Automatización de Procesos Metalúrgicos". Instituto de Minas de San Petersburgo, San Petersburgo, 1975. (en idioma ruso).
50. Tijonov, O.: "Modelos Matemáticos Sencillos en los Procesos Metalúrgicos". Instituto de Minas de San Petersburgo, 1978.
51. Wells, C. H.: "A decoupling Controller for use with a Process Having two Input Variables and two Output Variables". Impact System, Inc., Patente Nro EP 0937814 A2 19990825, Europa, 1999.

ANIXOS

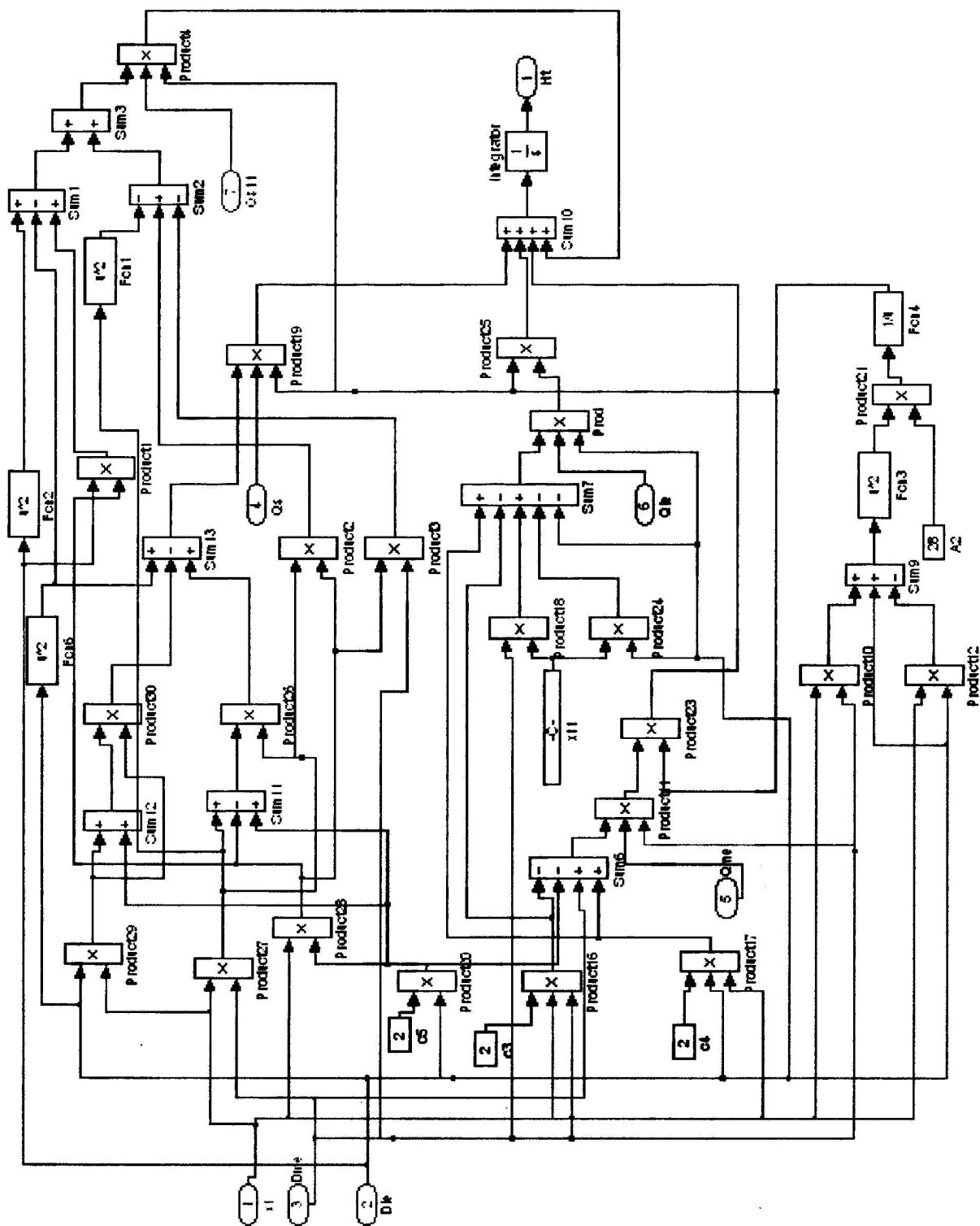


PULPA
XXX
PLANTA RECUPERACION DE AMONIACO

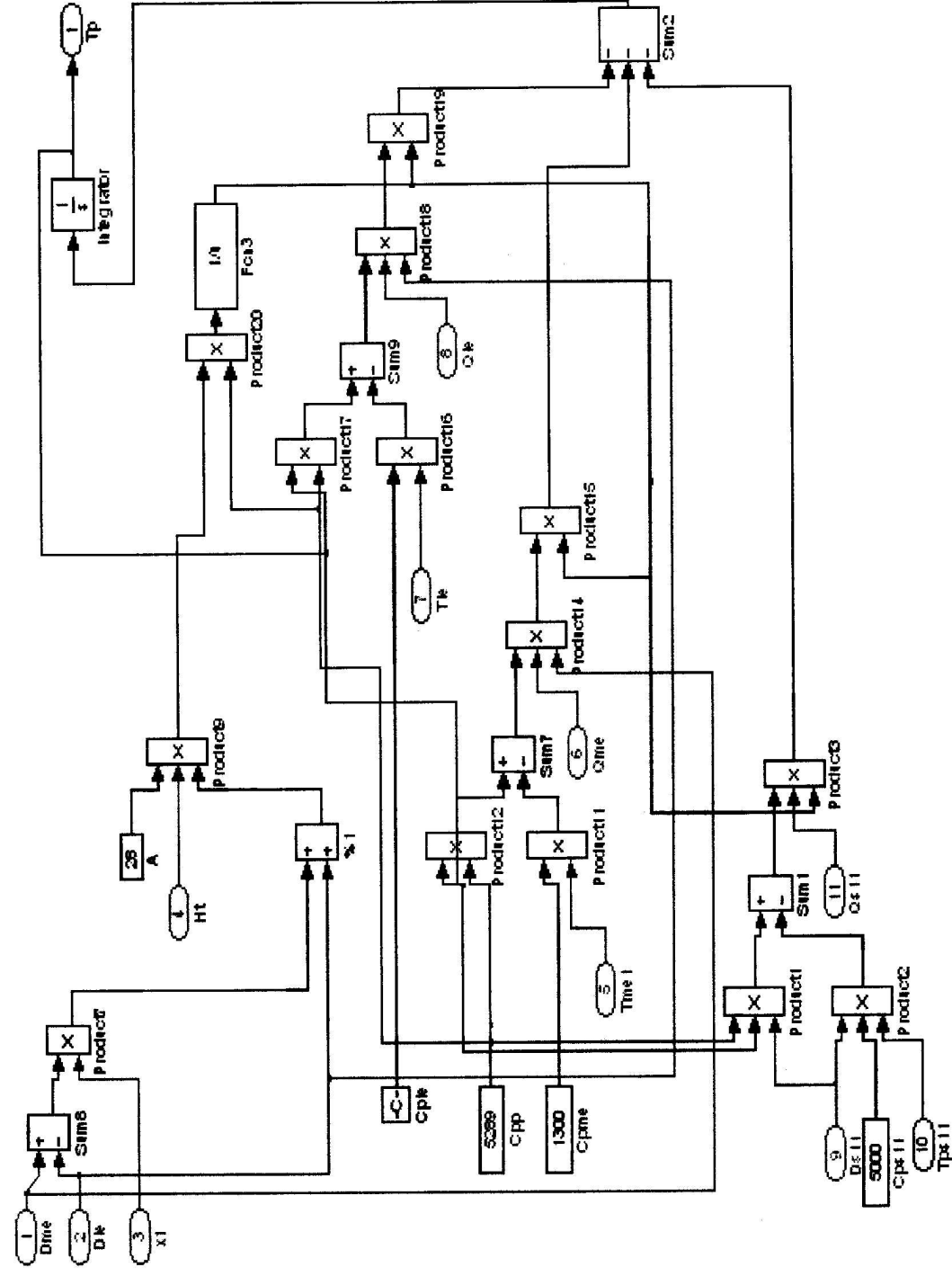


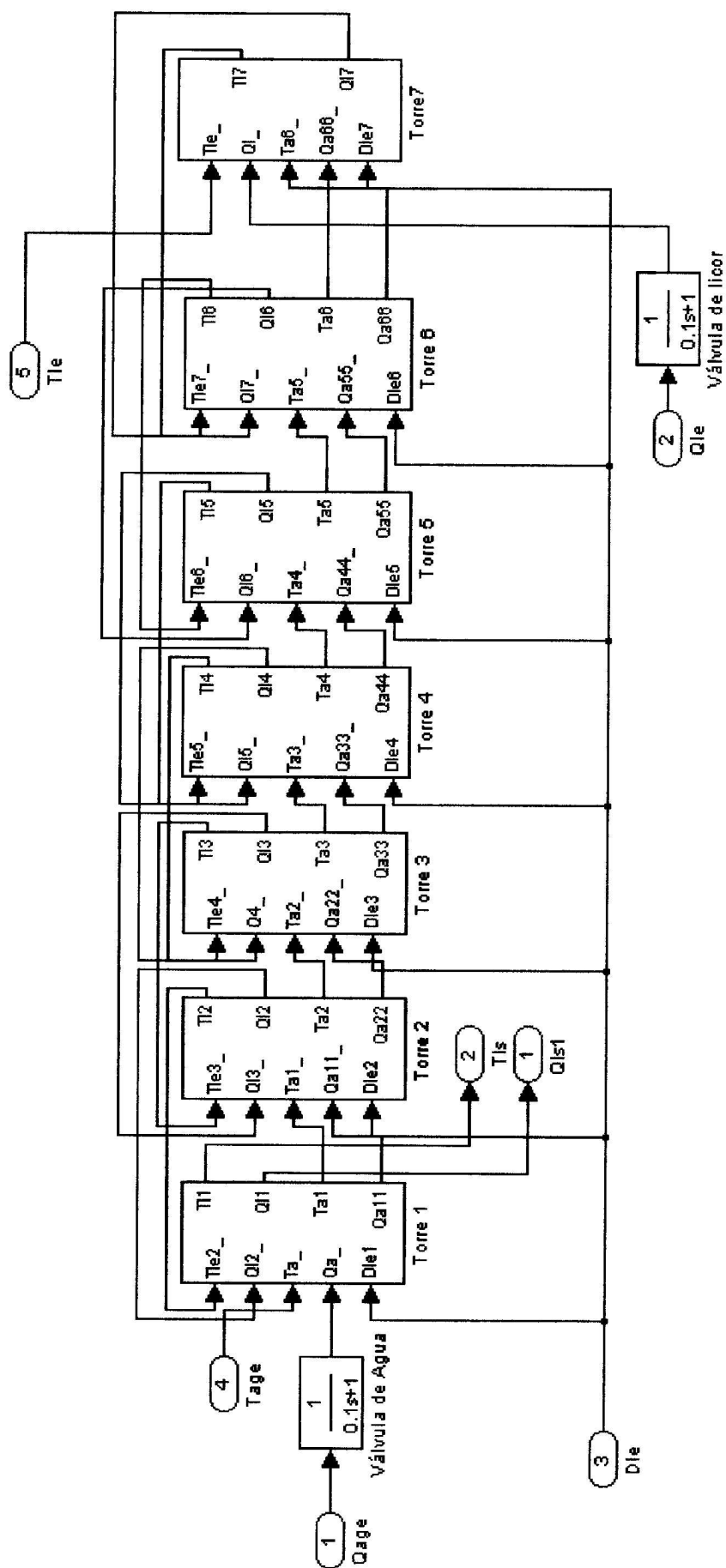


Anexo 2 .Simulación de la variable Densidad del tanque de contacto de Planta Nueva

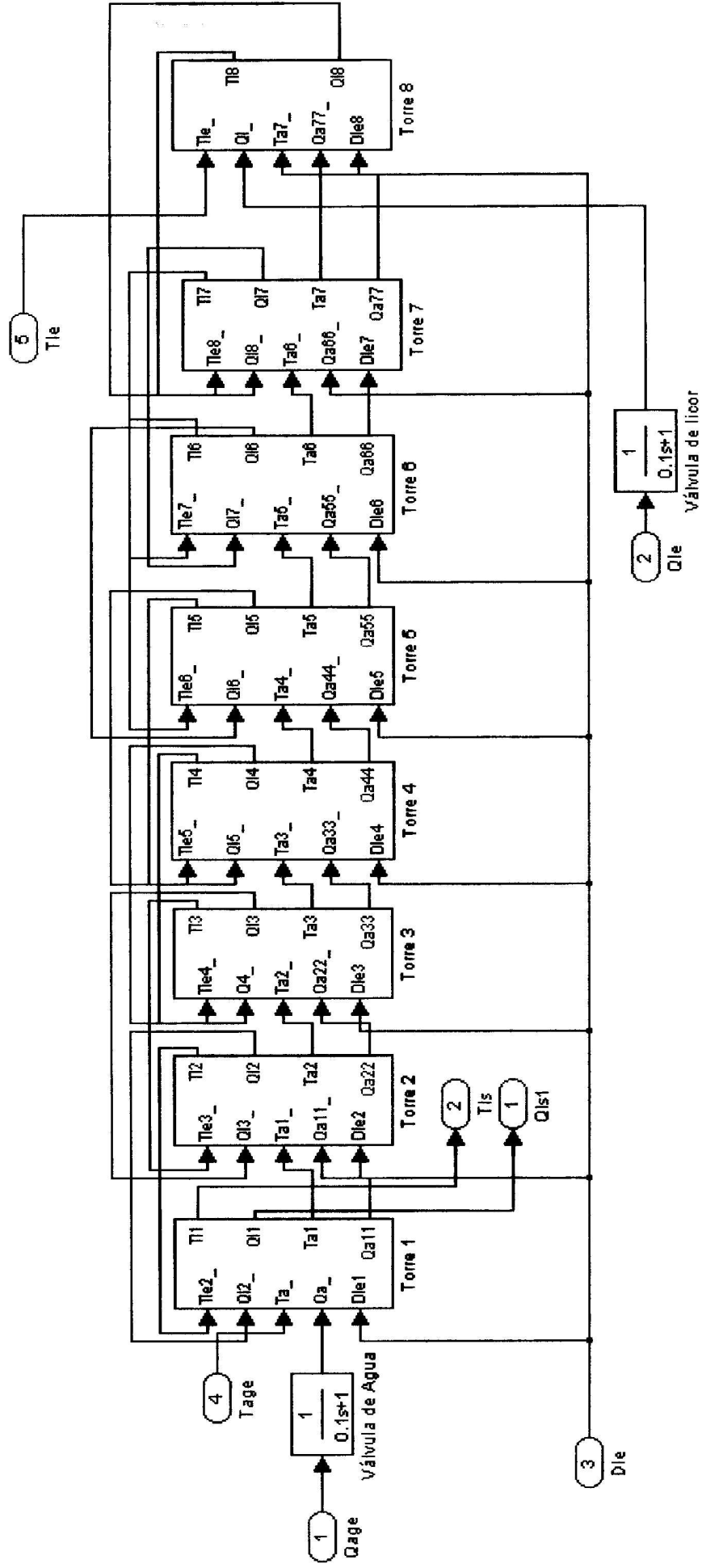


Anexo 3 .Simulación de la variable Nivel del tanque de contacto de Planta Nueva

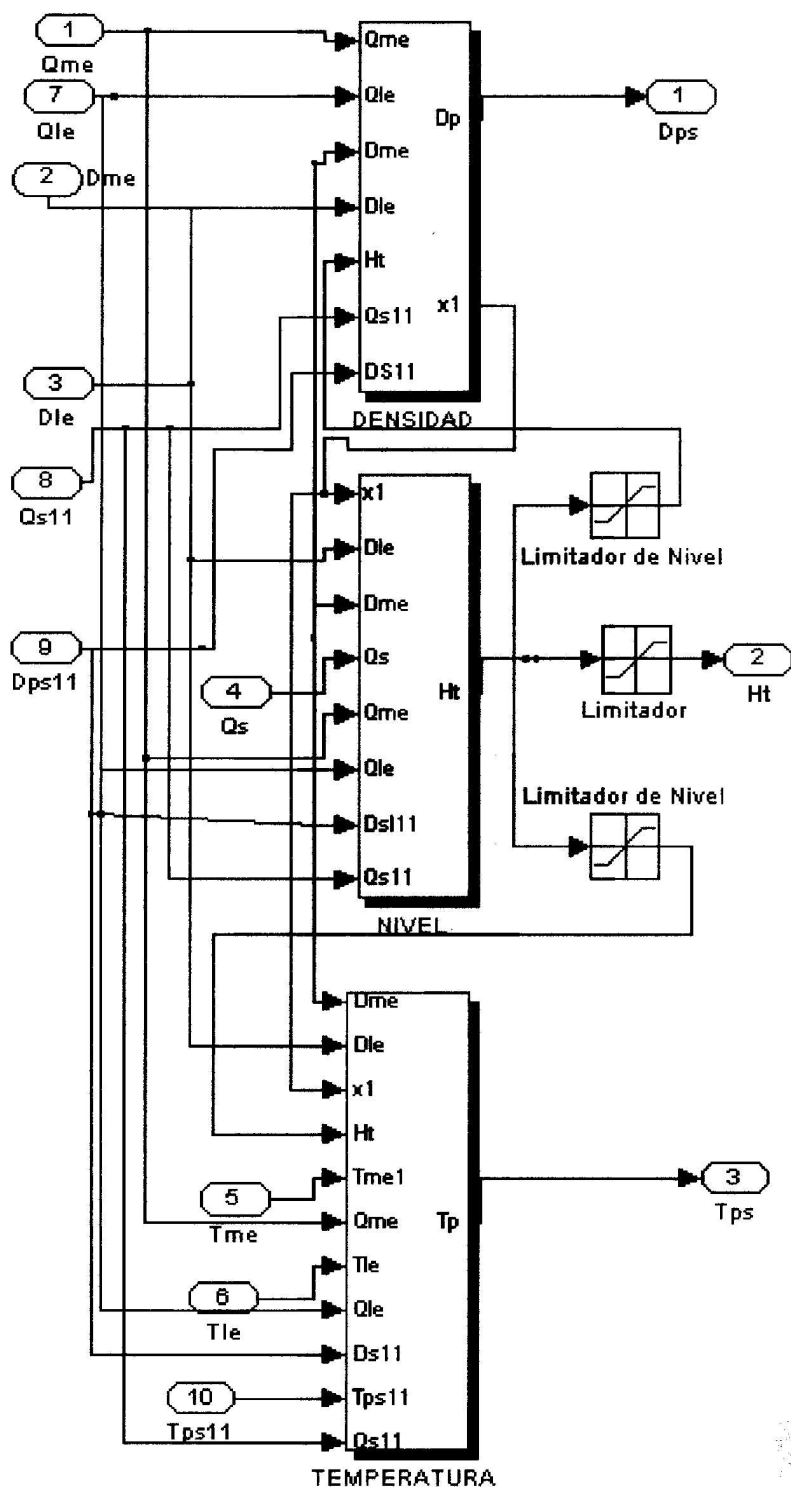




Anexo 5 . Simulación de los Enfriadores de Licor de Planta Nueva



Anexo 6 .Simulación de los Enfriadores de Licor de Planta Nueva



Anexo 7 .Simulación de Tanque de contacto de Planta Nueva

Costo estimado del proyecto de automatización para la planta de Lixiviación y Lavado.

Item	Descripción	Importe USD
1	Instrumentación de campo	1254202.8
2	Controlador	211734.72
3	Sistema de Supervisión	33561.654
4	Materiales de montaje	175912.5
5	Montaje e instalación	418852.95
Sub. Total de costos directos		2094264.77
1	Ingeniería	272254.42
2	Ajuste y puesta en marcha del sistema	29947.984
3	Repuestos	50262.353
4	Capacitación	44293.195
5	Contingencia	209426.47
6	Puesta FOB	67016.473
7	Flete	33508.233
8	Seguro	3350.82
Sub. Total de costos indirectos		710059.96
Valor de la oferta.		2 804 324.73

Anexo No. 10 Costo estimado del proyecto de automatización para la planta de Lixiviación y Lavado.

Evaluación Económica

Valores en USD		Meses												Total	
Meses	unid.	Mes 1	Mes 2	Mes 3	Mes 4	Mes 5	Mes 6	Mes 7	Mes 8	Mes 9	Mes 10	Mes 11	Mes 12		
Ingresos		526,707	526,707	526,707	526,707	526,707	526,707	526,707	526,707	526,707	526,707	526,707	526,707	6,320,478	
Depreciación		14,988	14,988	14,988	14,988	14,988	14,988	14,988	14,988	14,988	14,988	14,988	14,988		
Costo Capital		2,804,325													
Variación del capital de trabajo		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0		
Flujo de Caja	MUSD	(2,262,620.6)	541,704.1	541,704.1	541,704.1	541,704.1	541,704.1	541,704.1	541,704.1	541,704.1	541,704.1	541,704.1	541,704.1		
Flujo Acumulado del Proyecto	MUSD	(2,262,620.6)	(1,720,916.5)	(1,179,212.3)	(1,720,916.5)	(1,179,212.3)	(1,720,916.5)	(1,179,212.3)	(1,720,916.5)	(1,179,212.3)	(637,508.2)	541,704.1	541,704.1	3,696,124.9	
Valor Presente Neto Acumulado	MUSD	779,151.3													
Descontado al 10 %		280,144.5													
Descontado al 15 %															
TIR		18.9%													
Periodo de Recuperación		10 Meses													