



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**FILOSOFÍA DE CONTROL EN LA TORRE DE ABSORCIÓN  
PIGNAT**

**TESIS**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTA:**

**GABRIEL GAY TORRES**



**MÉXICO, D.F.**

**2012**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## **JURADO ASIGNADO:**

**PRESIDENTE:**      Profesor: Javier Audry Sánchez

**VOCAL:**            Profesor: María Rafaela Gutiérrez Lara

**SECRETARIO:**    Profesor: José Fernando Barragán Aroche

**1er. SUPLENTE:**   Profesor: Aída Gutiérrez Alejandre

**2° SUPLENTE:**    Profesor: Luis Medina Torres

## **SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:**

**Universidad Nacional Autónoma de México**

**Facultad de Química**

## **ASESOR DEL TEMA:**

**Dr. José Fernando Barragán Aroche**

## **SUSTENTANTE:**

**Gabriel Gay Torres**

## **AGRADECIMIENTOS**

*A Dios por darme el gran regalo de la vida y permitirme realizarme como persona. Por haberme dado tanta gente tan maravillosa a lo largo de mi vida y por darme experiencias tan valiosas a lo largo de la misma.*

*A mis padres Leonor y Gabriel, que gracias a su amor incondicional, apoyo y consejo soy la persona que soy ahora y que a pesar de las dificultades lucharon y dieron lo mejor de sí para que pudiera tener una carrera. Gracias por tantos desvelos, por tanto esfuerzo, por tanto apoyo dado a mi persona. ¡Gracias, muchas Gracias! Ahora le puedo decir que valió la pena.*

*A mi hermano Alberto, por todo el apoyo incondicional que tuvo hacia mí, por apoyarme en los momentos difíciles, por hacer la diferencia cuando se necesitaba.*

*A mi hermana Claudia, por su apoyo incondicional, por su consejo, por su paciencia para enseñarme cosas desde pequeño y por el apoyo brindado a lo largo de mi carrera.*

*A mis sobrinos Sofía, Diego y Alonso, que gracias a ellos pude tener una sonrisa en mi cara y que brindaron alegría a mi vida.*

*A Joseph, por ser mi amigo desde pequeño y por darme un gran ejemplo de superación. Gracias por ayudarme en todas mis locuras y por tenerme tanta paciencia.*

*A Saúl, por brindarme tu amistad y apoyo durante el largo tiempo que llevamos de conocernos y por ser un buen compañero de parrandas.*

*A Rodrigo, por saber siempre como hacerme sentir mejor cuando la estaba pasando mal, por enseñarme otro tipo de música y por inculcarme el gusto de ir a los estadios a ver partidos de futbol.*

*A Manuel, por brindarme su invaluable amistad y darme su apoyo incondicional, por soportarme en mis malos momentos y por siempre ofrecer su mano para levantarme.*

*A Carlos, por todos sus sabios consejos, por todo su apoyo en momentos difíciles y por ser un gran amigo y una gran persona.*

*A Luis, por su gran sentido del humor siempre hizo olvidarme de malos momentos y me hizo tener muy gratos nuevos recuerdos.*

*A Ivar y Guillermo, por su apoyo y su amistad y por hacer mis tardes de viernes siempre mejores.*

*A Edgar, por ser un gran amigo, compañero de proyectos y confidente de toda la carrera. Gracias a tus expresiones domingueras y a tus descuidos voluntarios o involuntarios marcaste tendencia y nos diste frases para aplicar en cualquier situación.*

*A Rafael, por todo su apoyo brindado en la carrera y después de ésta. Tus ocurrencias y manías siempre hicieron que sacara carcajadas y gracias a tus negocios siempre pudimos trabajar bien en equipo.*

*A Mario, por su gran amistad y por escucharme cuando necesitaba hablar. Gracias también por mostrarme las bondades del Jack Daniel's y por ser un gran compañero de parrandas.*

*A Salvador, por tu gran personalidad y confianza siempre hiciste más amena la vida en la facultad.*

*A Adriana y Blanca, por su amistad, paciencia y apoyo incondicional en la facultad y en la vida cotidiana.*

*Y al final pero no por eso menos importantes a todas aquellas personas que estuvieron en mi vida y que creyeron en mí, me dieron su amistad, apoyo y consejo.*

*Mis muy sinceras Gracias a todos y cada uno de ustedes.*

*¡Gracias, muchas Gracias!*

## Tabla de contenido

Introducción.....	3
Antecedentes.....	4
Importancia del Trabajo de Tesis.....	5
Objetivo Académico .....	6
Alcance del Trabajo de Tesis.....	6
GLOSARIO .....	7
CAPÍTULO I: Fundamento teórico .....	14
1.1 Absorción y mecanismos de transferencia .....	14
1.2 Coeficientes de transferencia de masa .....	19
<i>Difusión entre una fase líquida y una fase gaseosa</i> .....	19
<i>Determinación experimental de coeficientes de transferencia de masa</i> .....	24
1.3 Torres de absorción .....	27
<i>Funcionamiento</i> .....	27
<i>Empaques</i> .....	28
<i>Variables de operación</i> .....	30
<i>Balance de materia</i> .....	31
<i>Altura y Número de Unidades de Transferencia</i> .....	35
<i>Caídas de presión</i> .....	38
1.4 Tipos de Columnas de Absorción.....	40
1.5 Filosofía de Operación y Filosofía de Control .....	42
<i>Filosofía de operación</i> .....	43
<i>Filosofía de control</i> .....	44
CAPÍTULO II: Nociones de Dinámica y Control de Procesos .....	45
2.1 Dinámica de Procesos .....	45
<i>Funciones de transferencia</i> .....	48
<i>Polos y Zeros de una función de transferencia</i> .....	49
2.2 Control de Procesos .....	50

<i>Clasificación de variables de un proceso químico</i> .....	51
<i>Grados de libertad de un proceso</i> .....	54
<i>Control hacia atrás</i> .....	56
<i>Lazo de control</i> .....	59
<i>Efectos del control sobre el proceso</i> .....	61
<i>Análisis de estabilidad por medio del análisis de respuesta de frecuencia</i> ..	64
<i>Diagramas y Criterio de Estabilidad de Bodé</i> .....	67
<i>Márgenes de ganancia y de fase</i> .....	73
<i>Diagramas y Criterio de Estabilidad de Nyquist</i> .....	74
<i>Técnica de sintonización de Ziegler-Nichols</i> .....	77
<i>Control hacia atrás de sistemas con Tiempo Muerto considerable o con Respuesta Inversa</i> .....	78
CAPÍTULO III: Obtención de los parámetros de sintonización y propuesta de Filosofía de Control .....	82
3.1 Suposiciones.....	83
3.2 Tratamiento de datos.....	84
3.3 Obtención de la frecuencia crossover ( $\omega_{co}$ ) .....	86
3.4 Diagramas de Bodé y Nyquist .....	89
3.5 Obtención de $\omega_{co}$ , $k_{cu}$ y parámetros de sintonización mediante la técnica de Ziegler-Nichols.....	96
3.6 Filosofía de Control .....	99
3.7 Propuesta de Filosofía de control .....	101
<i>Temperatura de TI-304 menor a la requerida</i> .....	101
<i>Inundación en la torre de absorción</i> .....	102
CAPÍTULO IV: Conclusiones .....	104
ANEXO I: Catástrofes debidas a fallos en el sistema de control.....	106
BIBLIOGRAFÍA .....	114
Bibliografía general.....	114
Bibliografía Anexo I.....	114



## Introducción

En la industria química, como en cualquier industria que involucre transformación de materia, el valor agregado del producto depende de que pureza tenga al salir del proceso o de los altos estándares de calidad que dicha industria adopte.

Un sistema de control ayuda a mantener los estándares de dichas industrias así como también ayuda a mantener en rango la concentración de sus desechos a la atmósfera establecidos por las normas ambientales mexicanas o del lugar donde se encuentre la planta.

Una torre de absorción ayuda a mantener estos estándares establecidos por las normas al separar de un líquido o un gas de proceso un contaminante que puede estar o no en la misma fase; aunque también puede separar simplemente una sustancia que no sea de la importancia de la industria de otra que si lo es.

En el presente trabajo se abordarán tópicos como el funcionamiento de las torres de absorción, qué fenómenos de transporte ocurren dentro de ella para que se lleve a cabo la absorción y cuáles son las causas que afectan su óptimo comportamiento.

Además se explicarán las principales técnicas de estabilidad de sistemas como los diagramas de Bodé y Nyquist y se explicará el análisis de respuesta de frecuencia, con el cual se podrá encontrar los valores necesarios para poder hacer uso de la técnica de sintonización de Ziegler-Nichols para encontrar los parámetros de sintonización de controladores Proporcional (P); Proporcional-Integral (PI); y Proporcional-Integral-Derivativo (PID).

Posteriormente se propondrá una filosofía de control “manual” para la torre de absorción PIGNAT; la cual contemplará los problemas más frecuentes presentados en esta torre.

### Antecedentes

En la actualidad, el Laboratorio de Ingeniería Química IV carece de una práctica que permita al estudiante tener una aproximación cercana con los fenómenos de la realidad. Esta situación no se había podido llevar a cabo porque no se contaba con la tecnología que permite hacer el análisis de sensibilidad de los equipos, lo que es un elemento indispensable para comprender la dinámica de los procesos y la posterior implementación de dispositivos de control.

Actualmente la tecnología avanza a un ritmo asombroso y con ello la facilidad de manipulación en los procesos, es decir, la operación de los equipos es más segura, los tiempos de respuesta y de obtención de datos son más rápidos y más precisos, en otras palabras, somos más eficientes. Es por esto que la educación debe de tratar de adaptarse a este ritmo y adoptar las nuevas tecnologías para introducirlas a la enseñanza experimental.

Con los nuevos equipos de medición instalados en el Laboratorio de Ingeniería Química el alumno podrá familiarizarse con la operación directa de este equipo y comparar sus datos experimentales obtenidos por él con los datos almacenados de forma histórica en el sistema operativo de los medidores, inclusive, podrá compararlos con los de otro alumno, y así podrá tener una mejor concepción del proceso y podrá notar qué variables externas pueden modificar el comportamiento del

proceso o llevar a resultados indeseables. Con lo anterior se podrá dar casusa-efecto presente en un fenómeno.

Si bien el objetivo de una estrategia de control es llevar el sistema a un estado estacionario, debe tomarse en consideración que para un proceso dado hay una infinidad de estados estacionarios posibles pero solo es uno de estos el que corresponde a una condición de máxima rentabilidad económica. Es por esta y otras razones que es importante diseñar y construir sistemas de control adecuados a esta exigencia.

### Importancia del Trabajo de Tesis

Dentro del programa para el Laboratorio de Ingeniería Química IV no se cuenta actualmente con guiones experimentales asociados a la materia de Dinámica y Control de Procesos. Es importante que el alumno aprenda de la otra parte del conocimiento de la materia y que solo se puede adquirir experimentalmente en el laboratorio, esto solo se logrará si el alumno está en contacto directo con los equipos, los dispositivos de medición y de control a través de una metodología que le ayude a comprender el principio de causalidad y a descubrir los porqués de los comportamientos de los procesos.

Es importante que el alumno sea capaz de identificar las variables que afectan directamente a la operación óptima del equipo, para que cuando se le presente una situación de operación indeseable en el laboratorio o inclusive, en la industria, sea capaz de reconocer la anomalía y pueda de este modo revisar y controlar la variable que sufrió algún cambio o que pueda dar una solución con las otras variables de proceso que tenga a su disposición que mitigue dicha variación mediante dispositivos controladores que pueden ser o no manuales.

### Objetivo Académico

Esta tesis tiene como fin obtener información de variables de proceso necesarias para el desarrollo de la filosofía de control de la torre de absorción PIGNAT basada en una filosofía de operación existente. Esta información es indispensable para la justificación de la adquisición e instalación de los lazos de control en este sistema. El desarrollo de esta ingeniería le dará soporte para la creación de guiones experimentales del Laboratorio de Ingeniería Química IV.

Este análisis y esta filosofía no solo servirá para el propósito de la materia de LIQ IV, también servirá para la asignatura de Laboratorio de Ingeniería Química III ya que éste laboratorio está estrechamente ligado a este equipo por la práctica relacionada al tema de absorción con reacción química e hidrodinámica de una torre empacada.

### Alcance del Trabajo de Tesis

Esta tesis se enfocará en la creación de una filosofía de control para la torre de absorción PIGNAT, esto, con el propósito de fundamentar el hecho de implementar los lazos de control a esta torre de absorción mediante un análisis de la filosofía de operación de dicha torre y aplicación de técnicas empíricas como la de Ziegler-Nichols, criterios de estabilidad mediante el análisis de respuesta de frecuencia y criterios de estabilidad mediante las gráficas de Bodé y Nyquist.

# GLOSARIO

## A

**Absorción:** proceso de separación de uno o más componentes de una fase gaseosa que se disuelven en una fase líquida y que generalmente se le conoce como disolvente y al gas disuelto se le conoce como soluto.

**Altura de Unidades de Transferencia (AUT):** es la altura de relleno que necesita nuestra torre para alcanzar dicha concentración.

## C

**Coefficientes de difusividad:** indican la facilidad con que el componente "A" se puede difundir en el componente "B".

**Columna Empacada:** Dispositivo cilíndrico relleno con empaques con el cual se puede llevar a cabo la absorción o desorción.

**Columnas de pared mojada:** es la columna en la que una película delgada de líquido desciende por el interior de un tubo vertical y el gas fluye a contracorriente o a co-corriente.

**Columnas de platos:** es la columna en la que el líquido y el gas se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos o charolas.

**Constante tiempo ( $\tau_p$ ):** es el tiempo necesario que le lleva al sistema adaptarse al cambio producido en la variable de entrada.

## D

**Desorción:** proceso inverso a la absorción en el que existe la separación de uno o más componentes de una fase líquida que se disuelven en una fase gaseosa.

## E

**Empaque:** artefacto que aumenta el área de contacto entre el gas y el líquido en la columna empacada.

## F

**Filosofía de control:** son los pasos a seguir para mantener dentro del rango deseado las variables objetivo de proceso que son de interés.

**Filosofía de operación:** son los lineamientos de cómo operar un equipo adecuadamente tanto en situaciones normales de operación como en situaciones de emergencia.

**Frecuencia crossover:** frecuencia de un proceso a la cual el retardo de fase es  $-180^\circ$  y la relación de amplitudes es 1.

**Función de transferencia:** es un modelo matemático que a través de un cociente de polinomios relaciona la respuesta de un sistema con la entrada al mismo.

## G

**Ganancia ( $k_p$ ):** es la magnitud del cambio en el valor del estado estacionario de la variable de salida resultado de un cambio de escalón unitario realizado en la variable de entrada al sistema.

**Grados de libertad:** son las variables independientes que deben ser especificados para definir completamente un proceso o un sistema.

## I

**Interfaz:** región de grosor despreciable en la cual están en contacto dos fases.

## L

**Lazo de control hacia adelante:** este tipo de lazo usa directamente las mediciones de las perturbaciones al sistema para ajustar el valor de las variables manipuladas.

**Lazo de control hacia atrás:** lazo de control que usa el valor medido de las variables de salida del proceso para tomar una acción controladora para ajustar el valor de la variable de entrada manipulable.

**Lazo de control inferencial:** usa los valores de las variables de salida secundarias ya que las variables objetivo no pueden ser medidas para ajustar el valor de las variables de entrada al proceso.

**Línea de operación:** indica la relación existente entre las concentraciones del líquido y el gas en cualquier nivel de la torre de absorción.

**Línea de Unión:** expresión que permite conocer de manera indirecta las concentraciones en la interfaz mediante las concentraciones del componente en el seno de las fases.

**Línea mínima de operación:** línea que representa el límite en el que se puede operar la torre de absorción antes de que la fuerza motriz de transferencia de masa sea cero y no se pueda llevar a cabo la absorción.

## N

**Número de Unidades de Transferencia (NUT):** las NUT representan el contacto necesario que se necesita para poder transferir la cantidad del componente que se desea remover de la fase gaseosa a la líquida.

## O

**Off Set:** es la magnitud de la diferencia entre el set point y el último valor registrado de la respuesta del sistema.



## P

**Perturbaciones al sistema:** son modificaciones externas que afectan directamente al equipo o sistema de estudio y en las que no se puede intervenir para cambiarla.

**Polos:** son las raíces del polinomio del denominador de una función de transferencia.

**Potencial Químico:** variación de la energía libre de Gibbs con respecto a la variación en el número de moles del componente en estudio.

**Presión Parcial:** presión que ejerce un componente en una mezcla gaseosa.

**Punto de inundación:** punto en el que el líquido no puede seguir fluyendo hacia la parte inferior de la columna dado que el gas que esta ascendiendo posee una velocidad muy alta.

## R

**Región de recarga:** zona donde ocurre la Retención Dinámica.

**Retención Dinámica:** acumulación de líquido en los espacios huecos por el efecto de la circulación a contracorriente de la fase gaseosa.

## S

**Set Point:** es el valor que un sistema de control tendrá como objetivo para alcanzar.

**Sistema de primero orden:** es aquel que su comportamiento dinámico es descrito por una ecuación diferencial de primer orden.

**Sistema de segundo orden:** es aquel que su variable de salida es descrita por la solución de una ecuación diferencial de segundo orden.

## T

**Tiempo muerto:** tiempo durante el cual no se observa el efecto de la entrada sobre la salida del sistema.

## V

**Variable de desviación:** es la magnitud de la resta entre el valor de la variable de interés en el tiempo "t" menos el valor de la variable de interés en el estado estacionario.

**Variable secundaria:** es aquella con la cual se puede conocer el valor de la variable objetivo, cuando esta no se puede medir directamente, por medio de una correlación matemática.

**Variables de entrada:** son aquellas que exponen el efecto de los alrededores en el proceso químico.

**Variables de salida:** son las que exponen el efecto del proceso en los alrededores.

**Variables manipulables:** son las variables que sirven para regular y mantener el valor deseado es la variable de interés.

**Variables medibles:** son las variables que se tienen monitoreadas y que interesan que estén en un valor deseado.

## Z

**Zeros:** son las raíces del polinomio del numerador de una función de transferencia.

# CAPÍTULO I: Fundamento teórico

## 1.1 Absorción y mecanismos de transferencia

Las columnas de absorción sirven para retener contaminantes de una corriente gaseosa y es por esto que se empezará definiendo a la absorción.

La absorción es un proceso de separación de uno o más componentes de una fase gaseosa que se disuelven en una fase líquida y que generalmente se le conoce como disolvente y al gas disuelto se le conoce como soluto.

La absorción depende del mecanismo de transferencia de masa por difusión, el cual puede llevarse a cabo cuando existe un gradiente de potenciales químicos, es decir, el componente "A" se moverá de una posición en la solución donde su potencial químico sea mayor a otra donde su potencial químico sea menor. El tiempo que le tome a las dos fases llegar al equilibrio dependerá del tipo de flujo en que se encuentre, mientras más turbulento sea este, más fácilmente llegarán al equilibrio los potenciales químicos. La Figura 1.1 compara los perfiles de potencial químico entre dos fases con flujos no turbulentos y entre dos fases de flujos turbulentos.

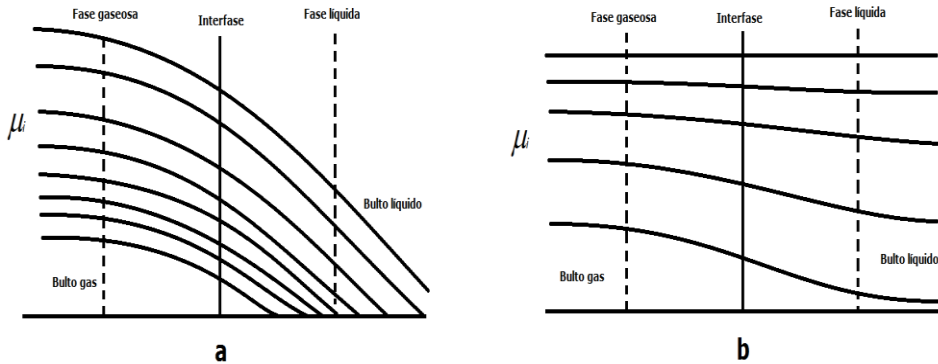


Figura 1.1 Comparación del perfil del equilibrio químico a través del tiempo en un flujo laminar (a) y un flujo turbulento (b).

En el caso de la torre PIGNAT, no se conoce el comportamiento real del potencial químico pero es sabido que este comportamiento se encuentra entre los dos comportamientos anteriores.

Pero la absorción no es la misma para cualquier sistema de fluidos. Dependiendo de los fluidos involucrados la rapidez con que esta se lleva a cabo cambia. Esto es debido a los coeficientes de difusividad los cuales nos indican la facilidad con que el componente "A" se puede difundir en el componente "B".

La transferencia de masa por difusión es descrita por la ley de Fick, la cual se expresa en la siguiente Ecuación<sup>1</sup>1.1:

$$N_A = -D \frac{dC_A}{dx} \quad (1.1)$$

<sup>1</sup> Operaciones de Transferencia de Masa. Robert E. Treybal. Editorial McGraw Hill. Segunda Edición. Página 100.

Donde:

$N_A$  : Velocidad de difusión la cuál es definida como la cantidad de componente  $A$  transferido por difusión por unidad de tiempo y de superficie;  $[\frac{mol}{cm^2s}]$ .

$D$ : Coeficiente de transferencia de masa;  $[\frac{cm^2}{s}]$ .

$\frac{dC}{dx}$ : Gradiente de concentraciones;  $[\frac{mol}{cm^3*cm}]$ .

Esta ley toma en cuenta a la diferencia de concentraciones como la fuerza motriz de la transferencia de masa, aunque es preciso mencionar que, si bien las concentraciones como el potencial químico están relacionados, no son lo mismo y de hecho el causante de que la transferencia de masa se detenga es el potencial químico de las dos fases cuando llegan al equilibrio.

Cuando existe una reacción química dentro de la torre de absorción, el mecanismo de transferencia de masa por difusión sigue actuando de la misma manera que cuando no hay reacción, solo que con un gran cambio. La transferencia de masa con reacción química en la fase líquida se lleva a cabo en varias etapas<sup>2</sup>. Comienza por la difusión de uno o más componentes del seno de la solución a la interfaz gas-líquido. En seguida ocurre la difusión de los reactivos de la interfaz en la fase líquida. En esta fase líquida ocurre la reacción química y por último se presenta la difusión de los reactivos y productos de la reacción en la fase líquida. El esquema de la Figura 1.2 representa de manera esquemática estas etapas.

---

<sup>2</sup> Confrontar con *Packed Bed Columns For absorption, desorption, rectification and direct heat transfer*. Nikolai Kolev. Editorial Elsevier. Página 455.

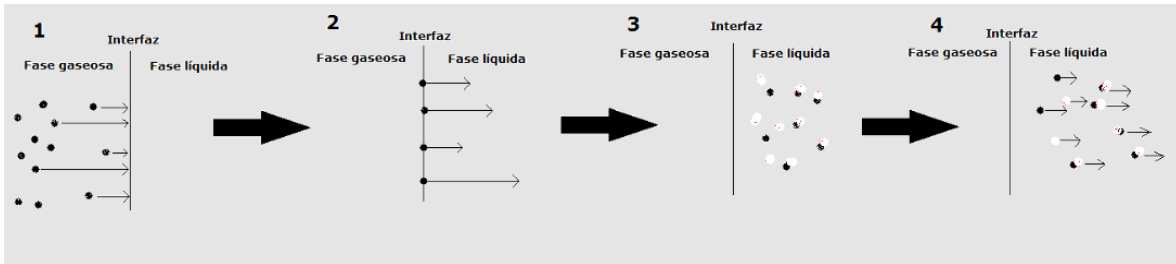


Figura 1.2. Etapas de la transferencia de masa entre dos fases con reacción química. La etapa (1) es el transporte del soluto a la interfaz; la etapa (2) es el transporte del soluto de la interfaz a la fase líquida; la etapa (3) es la reacción del soluto en la fase líquida con las moléculas de la fase líquida y la etapa (4) es la difusión tanto de los reactivos como de los productos de la reacción.

Pareciera que esto de cierta manera cambia la forma de operar de la transferencia de masa, pero aún en estas condiciones la fuerza motriz para que se lleve a cabo este fenómeno sigue siendo el gradiente de concentraciones o más precisamente la diferencia en los potenciales químicos de la especie en cada una de las fases.

Por otro lado, de forma similar el calor dentro de la columna es transferido por mecanismos de transporte, los cuales son la conducción y la convección, principalmente. En la transferencia de calor por conducción la conductividad térmica de los fluidos y el gradiente de temperatura entre ellos son relacionados por la Ley de Fourier, la cual es expresada en la Ecuación 1.2<sup>3</sup>.

$$Q = -\lambda \frac{dT}{dx} \quad (1.2)$$

<sup>3</sup> Confrontar con *Packed Bed Columns For absorption, desorption, rectification and direct heat transfer*. Nikolai Kolev. Editorial Elsevier. Página 13.

Donde:

$Q$ : Cantidad de calor transferida a través de la superficie en el tiempo;  
 $\left[\frac{Kcal}{h \cdot m^2}\right]$ .

$\frac{dT}{dx}$ : Gradiente de temperaturas;  $\left[\frac{^{\circ}C}{m}\right]$ .

$\lambda$ : Conductividad térmica;  $\left[\frac{Kcal}{hr \cdot m \cdot ^{\circ}C}\right]$ .

La parte con mayor temperatura es donde se lleva la reacción, la cual es en este caso la fase líquida.

Mientras tanto, en el transporte convectivo se lleva implícita una velocidad del fluido, es decir, este mecanismo se presenta gracias a que el fluido caliente se encuentra en movimiento y se traslada a regiones donde la temperatura es menor, de esta forma el calor se va transfiriendo y difuminando. Este movimiento es posible debido a que hay un cambio en las densidades del fluido por el cambio de temperaturas resultado de la reacción.

Brevemente, se puede decir que el calor es transferido de la fase líquida pasando a través de la interfaz para llegar finalmente a la fase gaseosa. Esta transferencia de calor deja de presentarse cuando se ha alcanzado el equilibrio térmico. El esquema de la Figura 1.3 muestra el perfil de temperaturas en el sistema de dos fases hasta llegar al equilibrio térmico (Las temperaturas de ambas fases son iguales).



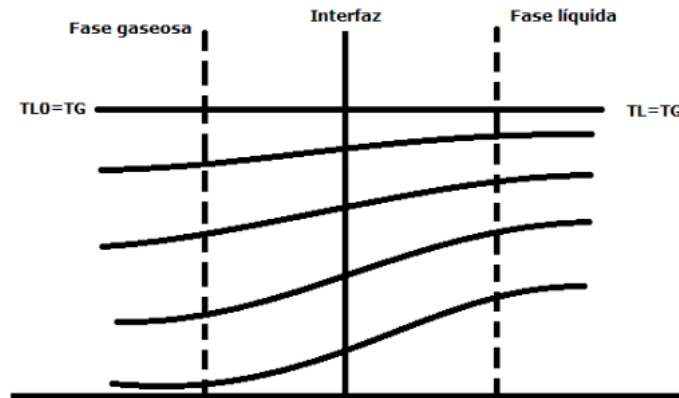


Figura 1.3. Perfil de temperatura a través de la interfaz. (las temperaturas de ambas fases se igualan).

## 1.2 Coeficientes de transferencia de masa

### *Difusión entre una fase líquida y una fase gaseosa*

En la sección anterior se explicó que la transferencia de masa en la columna se puede llevar a cabo debido a que existe un gradiente en los potenciales químicos del componente a separar. Si bien las dos fases circulan en régimen turbulento, esta difusión se presenta en la región laminar de cada lado de la interfaz. La figura 1.4 muestra un esquema de la transferencia de masa a través de la interfaz. Las líneas punteadas representan una trayectoria hipotética que tendría el componente a transferir, mientras que la línea continua representa la trayectoria real del mismo. El subíndice "eq." Se refiere a la concentración o presión al equilibrio dependiendo en qué fase se encuentre.

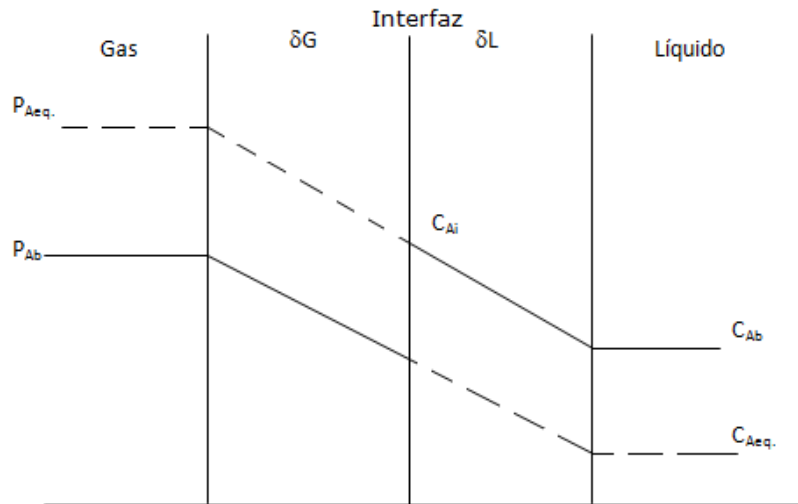


Figura 1.4. Transferencia de masa a través de la interfaz.

Las composiciones en el seno de la solución (región turbulenta) de cada una de las fases pueden ser tomadas como la composición global de la fase, mientras que las composiciones que están en la interfaz se asume en estado estacionario ya que esta zona interfacial es muy delgada.

El componente se transfiere desde el seno del gas hasta la interfaz siempre y cuando el potencial químico sea mayor en el gas, de otro modo se presentaría la desorción. Aquí, se dispersará el soluto en la interfaz del lado de la fase líquida y posteriormente se difundirá al seno de líquido. La presión parcial del componente en el seno de la fase gaseosa es  $P_{Ab}$ , mientras que la presión parcial correspondiente a la interfaz del lado del gas es  $P_{Ai}$ . Si el sistema no está en equilibrio se cumple que  $P_{Ab}$  es mayor que  $P_{Ai}$  mientras que en el equilibrio son iguales. Mientras tanto, la concentración del componente en la interfaz del líquido es  $C_{Ai}$  y en el seno de la fase líquida es  $C_{Ab}$ . De la misma forma que para la presión parcial  $C_{Ai}$  será mayor a  $C_{Ab}$  siempre y cuando no estén en equilibrio y serán iguales al llegar al mismo.

Por comodidad de este trabajo se usará en esta sección fracciones mol como medidas de concentración en lugar de presiones parciales y concentraciones. El flux del componente que llega a la interfaz del lado de la fase gaseosa se puede describir mediante la expresión 1.3.

$$N_{AiG} = k_G(y_{Ab} - y_{Ai}) \quad (1.3)$$

Donde:

$N_{AiG}$ : Flux del componente proveniente de la fase gaseosa a la interfaz;  
 $[\frac{mol}{h*m^2}]$ .

$k_G$ : Coeficiente individual de transferencia de masa de la fase gaseosa;  
 $[\frac{mol}{h*m^2*fracción mol}]$ .

$y_{Ab}$ : Fracción mol del soluto en el bulto de la fase gaseosa y

$y_{Ai}$ : Fracción mol del soluto en la interfaz.

Por otro lado, el flux del mismo componente que se transfiere del seno del líquido a la interfaz del mismo está representado por:

$$N_{AiL} = k_L(x_{Ai} - x_{Ab}) \quad (1.4)$$

Donde:

$N_{AiL}$ : Flux del componente proveniente de la fase líquida a la interfaz;  
 $[\frac{mol}{h*m^2}]$ .

$k_G$  : Coeficiente individual de transferencia de masa de la fase líquida;  
 $[\frac{mol}{h*m^2*fracción mol}]$ .

$x_{Ab}$ : Fracción mol del soluto en el bulto de la solución.

$x_{Ai}$ : Fracción mol del soluto en la interfaz.

El problema que existe aquí es que estas fracciones mol en la interfaz son difíciles de medir y como en el caso de la torre de absorción PIGNAT el  $\text{CO}_2$  se ubica en condiciones que se encuentran por encima de su punto crítico, en consecuencia se usará la ley de Henry lo cual simplificará el modelo. De la ley de Henry sabemos que:

$$y_{Ai} = H_{G,L}x_{Ai} \quad (1.5)$$

Donde:

$H_{G,L}$ : Constante de Henry del soluto que se difunde en el disolvente; [amt].

Al sustituir ésta en la expresión del flux de la fase gaseosa ( $N_{AiG}$ ) obtenemos:

$$N_{AiG} = k_G(y_{Ab} - H_{G,L}x_{Ai}) \quad (1.6)$$

Como hemos considerado estado estacionario en la interfaz, entonces el flux que llega del lado de la fase gaseosa es igual al flux que llega del lado de la fase líquida. Entonces se puede expresar la igualdad mostrada en la Ecuación 1.7.

$$N_{AiG} = k_G(y_{Ab} - H_{G,L}x_{Ai}) = k_L(x_{Ai} - x_{Ab}) \quad (1.7)$$

Esta expresión nos permite conocer de manera indirecta las concentraciones en la interfaz mediante la llamada **Línea de Unión**, la cual se expresa de la siguiente manera:

$$-\frac{k_L}{k_G} = \frac{y_{Ab} - H_{G,L}x_{Ai}}{x_{Ai} - x_{Ab}} \quad (1.8)$$

De esta ecuación se puede obtener  $x_{Ai}$ :

$$x_{Ai} = \frac{y_{Ab}k_G + k_Lx_{Ab}}{k_GH_{G,L} + k_L} \quad (1.9)$$

La cual al sustituirla en la expresión del flux de componente de la fase líquida en la interfaz ( $N_{AiL}$ ) se obtiene la Ecuación 1.10.

Esta ecuación se puede aplicar desde el lado de la interfaz del gas hasta el lado de la interfaz del líquido.

$$N_{Ai} = \frac{1}{\frac{1}{k_G} + \frac{H}{k_L}} (y_{Ab} - H_{G,L}x_{Ab}) \quad (1.10)$$

La relevancia de esta expresión es que ahora somos capaces de conocer las fracciones mol de la interfaz mediante las fracciones mol medidas en el seno de cada fase.

Por otra parte, con esta misma ecuación, el flux puede expresarse en términos de resistencia total a la transferencia de masa (el divisor de la expresión anterior) de cada una de las fases.

Ya que la ecuación original del flux del lado del gas tiene una forma sencilla, sería conveniente para nosotros expresarla en términos de un solo coeficiente de transferencia de masa en el que se incluyan tanto la resistencia de la fase líquida como de la fase gas y en términos de su concentración de equilibrio. La ecuación quedaría de la siguiente manera:

$$N_{AiG} = K_G(y_{Ab} - y_{Aeq.}) \quad (1.11)$$

Donde:

$$K_G = \frac{1}{\frac{1}{k_G} + \frac{H}{k_L}} = \left[ \frac{\text{mol}}{h * m^2 * \text{fracc. mol}} \right] \quad (1.12)$$

$y_{Aeq}$ : Fracción mol hipotética al equilibrio.

Del mismo modo lo podemos aplicar para el flux de la fase líquida:

$$N_{AiL} = K_L(x_{Aeq} - x_{Ab}) \quad (1.13)$$

Donde:

$$K_L = \frac{1}{\frac{1}{k_G} + \frac{1}{Hk_G}} = \left[ \frac{\text{mol}}{h * m^2 * \text{fracc. mol}} \right] \quad (1.14)$$

$K_L$ : Coeficiente de transferencia de masa total basado en una fuerza motriz evaluado en el seno de la fase líquida.

$x_{Aeq}$ : Fracción mol hipotética del componente que estaría en equilibrio con el gas a una presión parcial del mismo componente.

### *Determinación experimental de coeficientes de transferencia de masa*

Los coeficientes individuales de transferencia de masa para la fase líquida y la fase gaseosa dependen generalmente del número de Schmidt y el tamaño y forma del empaque seleccionado para la columna de absorción. Es preciso mencionar que los valores de los datos obtenidos por estos métodos empíricos no es satisfactoria ni confiable ya que llega a tener desviaciones del valor teórico de hasta 25% pero es importante conocer este método ya que muchas veces es la única forma que tenemos para tener una aproximación de ellos ya que para

calcularlos solo tenemos que utilizar algunas variables de proceso que tenemos a la mano como la altura empacada, el área transversal de la torre, el factor de área por unidad del volumen del empaque, los flujos de alimentación y algunas propiedades de las sustancias como son la densidad, la viscosidad y los coeficientes de difusividad.

Los datos experimentales para los coeficientes de transferencia de masa se pueden correlacionar en términos de la altura de unidades de transferencia de la siguiente manera:

$$AUT = \frac{V}{k_G * a * S} \quad (1.15)$$

Donde:

$AUT$  : Altura de unidades de transferencia; [m].

$V$ : Flujo másico del gas; [ $\frac{kg}{s}$ ].

$k_G$ : Coeficiente de transferencia de masa que ya fue mencionado anteriormente.

$a$ : Factor de área por unidad del volumen del empaque; [ $\frac{m^2}{m^3}$ ].

$S$ : Área transversal de la torre; [ $m^2$ ].

Mientras que la ecuación empírica es<sup>4</sup>:

$$AUT_G = \alpha G_y^\beta G_x^\gamma N_{Sc}^{0.5} \quad (1.16)$$

Donde:

$\alpha$ ,  $\beta$  y  $\gamma$ : Parámetros físicos del tipo de empaque.

<sup>4</sup> Confrontar con *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. C.J. Geankoplis. Editorial CECSA. Tercera edición. Página 703.

$G_y$ : Flux másico del gas;  $[\frac{kg \text{ de gas}}{s \cdot m^2}]$ .

$G_x$ : Flux másico del líquido;  $[\frac{kg \text{ de líquido}}{s \cdot m^2}]$ .

$N_{Sc} = \frac{\mu}{\rho D_{GL}}$ : Número adimensional de Schmidt.

Del número adimensional de Schmidt:

$\mu$ : Viscosidad del gas;  $[\frac{Kg}{m \cdot s}]$ .

$\rho$ : Densidad de gas;  $[\frac{Kg}{m^3}]$ .

$D_{GL}$ : Difusividad del soluto en el gas;  $[\frac{m^2}{s}]$ .

El efecto de la temperatura aunque es pequeño el número de Schmidt ya lo toma en cuenta. De forma análoga, para conocer el coeficiente de transferencia de masa en el líquido se usa la siguiente expresión<sup>5</sup>:

$$AUT_L = \theta \left( \frac{G_x}{\mu_L} \right) \eta N_{Sc}^{0.5} \quad (1.17)$$

Donde:

$\theta$  y  $\eta$ : Propiedades físicas del tipo de empaque.

$\mu_L$ : Viscosidad del líquido;  $[\frac{Kg}{m \cdot s}]$ .

$\rho$ : Densidad de líquido;  $[\frac{Kg}{m^3}]$ .

$D_{GL}$ : Difusividad del soluto en el líquido;  $[\frac{m^2}{s}]$ .

---

<sup>5</sup> Confrontar con *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. C.J. Geankoplis. Editorial CECSA. Tercera edición. Página 703.



Al obtener los valores de  $AUT$  podemos despejar de la ecuación (1.13) a  $k_G$  para obtener su valor, del mismo modo, con el valor obtenido en la ecuación (1.15) podemos despejar  $k_L$  y obtener su valor. Posteriormente, al sustituir estos valores en las expresiones para  $K_L$  y  $K_G$  se pueden obtener sus dichos valores.

### 1.3 Torres de absorción

#### *Funcionamiento*

Las torres de absorción o columnas empacadas sirven para separar un contaminante presente en una corriente gaseosa llamado soluto mediante una corriente líquida llamada disolvente. Generalmente se operan estas torres a contracorriente debido a que es la forma más eficaz de remover estos contaminantes<sup>6</sup>. El gas que contiene este contaminante entra por la parte inferior de la torre y se desplaza a través de los empaques de material inerte, mientras que el líquido absorbente es introducido por la parte superior de la torre y baja por gravedad a través de los empaques. Al estar las dos fases en la zona empacada comienza la transferencia de masa, específicamente, la transferencia del contaminante en la fase gaseosa a la fase líquida. Finalmente, el gas tratado sale por la parte superior de la torre con una concentración de contaminante que idealmente es despreciable, mientras que la corriente líquida con una concentración de contaminante mucho mayor a la que originalmente tenía sale por la parte inferior de la torre. La Figura 1.5 muestra el esquema de una torre de absorción.

---

<sup>6</sup> *Operaciones de separación por etapas al equilibrio en Ingeniería Química*. Ernest J. Henley, J. D. Seader. Editorial Reverté, S. A. Edición en Español.

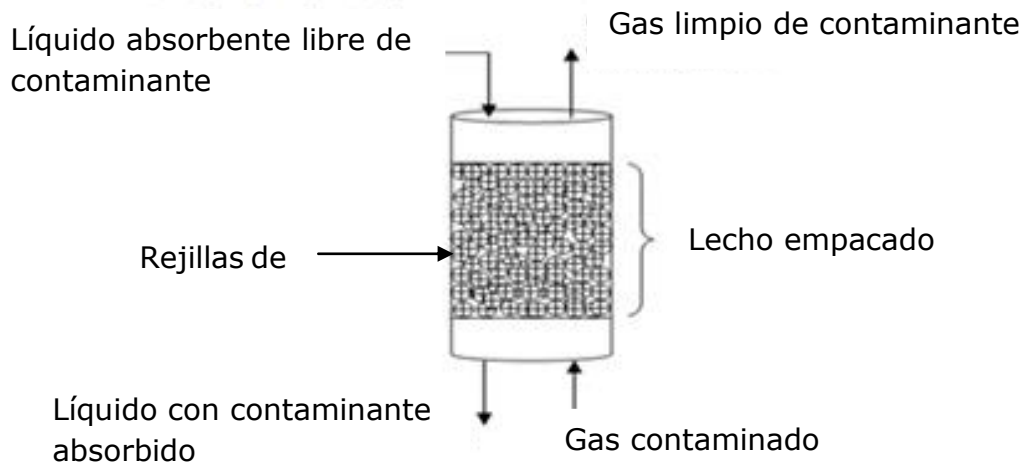


Figura 1.5 Esquema simple de una torre empacada de absorción.

### *Empaques*

Las torres empacadas utilizan empaques para el contacto continuo entre el líquido y el gas. El líquido desciende a través de los empaques de tal forma que estos ofrecen una gran área de contacto entre el líquido y el gas; pero no cualquier material puede funcionar como empaque ya que depende del medio a tratar, de la temperatura o de la frecuencia de uso. Algunas de las características que debe tener un empaque son:

- Tener una gran área superficial entre la fase líquida y la fase gaseosa, es decir, el espacio empacado debe ofrecer la mayor área de contacto posible entre fases.
- Tener las características apropiadas para el fluido con el que se va a tratar, es decir, debe ofrecer grandes orificios por el cual pase cualquier fluido inclusive, independientemente de la viscosidad del fluido con el que se trabaje.
- Permitir fluir al gas de tal manera que este experimente la menor caída de presión posible.

- Debe ser químicamente inerte.
- Deben ser de fácil manipulación y de material resistente.

Existen dos tipos de empaques: los empaques regulares, estos tienen arreglos predeterminados y los empaques al azar, tiene la forma de anillos y los que son simplemente arrojados a la torre para ser rellenada.

Existen diferentes formas de empaques al azar como son los anillos Rasching, anillos de Lessing, los empaques que tiene forma de silla de montar que son los Berl y los Intalox, los anillos Pall y teleretas, principalmente. En la Figura 1.6 se muestran esquemas de algunos de los empaques mencionados anteriormente<sup>7</sup>:



Anillo Pall



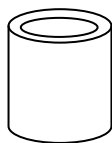
Tereleta



Montura Berl



Montura Intalox



Anillo Rasching

Figura 1.6. Principales tipos de empaques al azar usados para el relleno de las torres de absorción.

<sup>7</sup> Imágenes tomadas de

<http://www.miliarium.com/prontuario/MedioAmbiente/Atmosfera/ColumnaRelleno.htm>

### *Variables de operación*

En un proceso donde se presentan transformaciones de materia y energía las variables involucradas pueden clasificarse dentro de dos categorías:

-variables medibles: son las que se tienen monitoreadas y que interesan que estén en un valor deseado.

-variables manipulables: son las variables que nos sirven para regular y mantener el valor deseado es la variable de interés (variable medible). En un equipo físico es muy fácil identificarlas ya que son las que se pueden manejar por medio de una válvula.

Así mismo, existen también las perturbaciones al sistema, es decir, son modificaciones externas que afectan directamente al equipo y en las que no podemos intervenir para cambiarla, como por ejemplo el clima o disponibilidad de energía o de materia prima.

Para la torre de absorción PIGNAT podemos encontrar las siguientes variables:

#### Variables Manipulables:

Como se comentó anteriormente, al tener un equipo en frente, o bien, un DTI, es muy fácil encontrar a las variables manipulables ya que estas se identifican por que tienen una válvula con la que las pueden ser manipuladas. Para la columna de absorción PIGNAT se tienen las siguientes variables:

- Flujo de alimentación de aire
- Flujo de alimentación de solución MEA
- Flujo de salida de CO<sub>2</sub>

### Variables medibles

Tenemos cuatro variables medibles. Las dos primeras variables pueden ser medidas por los dispositivos de medición:

- Temperatura
  - Temperatura de cada sección de la torre (5)
  - Temperatura de flujo de alimentación de solución de MEA
  - Temperatura de flujo de alimentación de aire
- Presión
  - Presión diferencial entre fondos y domos
- Flujos de alimentación (de aire y de solución de MEA, rotámetros)
- Composición en cada sección de la torres (medido analíticamente).

### Perturbaciones

Son factores que no podemos controlar, algo externo a nosotros, como:

- Temperatura ambiental
- Clima
- Hora del día (estrictamente relacionada con su temperatura y estación del año)
- Disponibilidad de materia prima (MEA y CO<sub>2</sub> principalmente)

### *Balance de materia*

Tomando la figura 1.5 y haciéndole modificaciones se obtendrá el balance de materia en una torre de absorción:

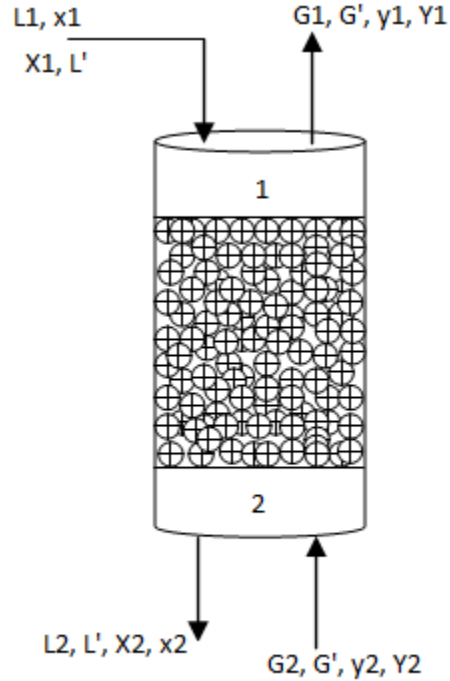


Figura 1.7 Balance de Materia en una torre de absorción.

Donde:

$L_n$ : Flux del líquido que pasa por la sección uno o la sección dos dependiendo del subíndice; [ $\frac{Kgmol}{h \cdot m^2}$ ].

$L'$ : Flux del inerte (fase sin contaminante) con las mismas unidades.

$X_n = \frac{lbmol \text{ contaminante}}{lbmol \text{ inerte líquido}} = \frac{x_n}{1-x_n}$ : Relación mol del componente contaminante en la fase líquida con respecto a la fracción de inerte en la misma fase.

$x_n$ : Fracción mol del contaminante en la fase líquida en la sección correspondiente.

$G_n$ : Flux de la fase gaseosa que pasa por cada sección de la torre.

$G'$ : Flux del inerte de la fase gaseosa con las mismas unidades que el flux del líquido.

$Y_n = \frac{\text{lbmol contaminante}}{\text{lbmol inerte gaseoso}} = \frac{y_n}{1-y_n}$ : Relación mol del contaminante en la fase gaseosa con respecto a la fracción mol de su inerte.

$y_n$ : Fracción mol del contaminante presente en la fase gaseosa.

Entonces, el balance de materia queda de la siguiente manera:

### Balance de Materia

$$L_1 + G_2 = L_2 + G_1 \quad (1.18)$$

Balance de materia por componente:

$$L_1 x_1 + G_2 y_2 = L_2 x_2 + G_1 y_1 \quad (1.19)$$

De la misma manera, utilizando los flujos de los inertes y la fracción mol de los contaminantes se llega a la siguiente expresión llamada línea de operación:

### Línea de operación

$$L'X_1 + G'Y_2 = L'X_2 + G'Y_1 \quad (1.20)$$

$$L'(X_1 - X_2) = G'(Y_1 - Y_2) \quad (1.21)$$

$$\frac{L'}{G'} = \frac{Y_1 - Y_2}{X_1 - X_2} \quad (1.22)$$

Esta línea de operación indica la relación existente entre las concentraciones del líquido y el gas en cualquier nivel de la torre de absorción.

### Línea mínima de operación

En el diseño de las torres de absorción la única variable modificable es la cantidad de líquido absorbente, el resto de las variables anteriormente mencionadas en el balance de materia generalmente son fijas ya que vienen de algún requerimiento. Esta elección del flujo impactará directamente en la cantidad de componente contaminante absorbido. Si se utiliza menos líquido, la composición del componente a la salida será mayor, sin embargo, las fuerzas motrices de la transferencia de masa decrecen y en consecuencia la absorción no se favorece. Debido a esto, el tiempo de contacto entre el líquido y el gas deberá ser mayor y la columna tendría que ser más alta. Entonces se puede decir que, para la cuestión de diseño, al disminuir el flujo líquido necesitamos un tiempo de residencia mayor, que se logra al hacer más alta la torre, para obtener la concentración final deseada de contaminante. Sin embargo, si la columna ya está construida, no se puede llegar a ese requerimiento.

Si se encuentra un flujo que haga que la línea de operación sea tangente a la curva de equilibrio, la fuerza motriz será cero y el tiempo de contacto se volverá infinito y en consecuencia se tendría una torre de altura infinita. En pocas palabras, la relación mínima líquido-gas o L/G mínima representa el límite en el que se puede operar antes de que la fuerza motriz de transferencia de masa sea cero y no se pueda llevar a cabo la absorción.

Cuando la columna ya está hecha generalmente la línea de equilibrio es cóncava hacia arriba, entonces, esta línea mínima de operación está dada por la concentración del líquido saliente en equilibrio con el gas entrante.



*Altura y Número de Unidades de Transferencia*

Considerando nuevamente el esquema de la torre de absorción:

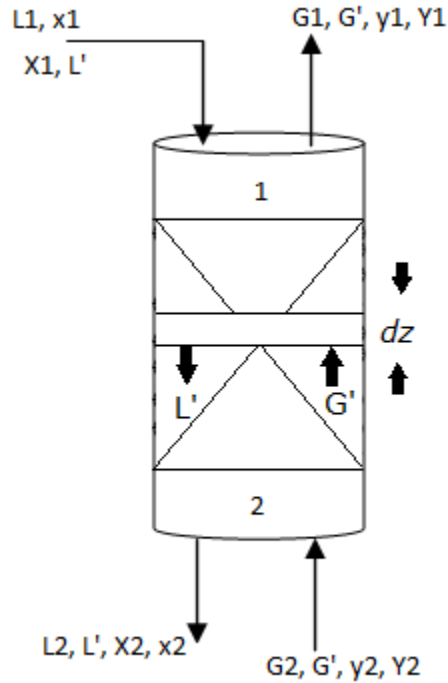


Figura 1.8 Sección diferencial en una columna empacada.

Donde  $s$  en  $m^2$  es el área transversal de la torre y  $n$  los moles del componente contaminante:

Suponiendo que  $dG = dL$ , entonces:

$$\frac{dn}{s} = d(G * y) = d(G' * Y) = G' * dY \quad (1.23)$$

Como  $Y = \frac{y}{1-y}$  entonces  $dY = \frac{dy}{(1-y)^2}$

Sabiendo que  $G' = G(1 - y)$ ,

Entonces sustituyendo en  $\frac{dn}{s}$  tenemos que  $\frac{dn}{s} = \frac{G}{(1-y)} dy$  (1.24)

El flux molar entre la fase gaseosa y la interfaz expresada en términos de presiones es:

$$N_A = k_G(P - P_i) \quad (1.25)$$

Un volumen diferencial de la torre puede escribirse de la siguiente manera:

$$dV = s dz \quad (1.26)$$

Además, es importante considerar en el diseño de la torres el área de contacto que ofrece el tipo de empaque con los que se pretende rellenar la torre.

$$dA = s a dz \quad (1.27)$$

Donde:

$A$ : Área de contacto del empaque; [ $m^2$ ].

$a$ : Área del empaque por el volumen del empaque; [ $\frac{m^2}{m^3}$ ].

$z$ : Longitud del elemento diferencial de volumen; [ $m$ ].

La diferencial del número de moles  $dn$  a lo largo de la torre se puede escribir de la siguiente manera:

$$dn = k_g a s dz (P - P_i) \quad (1.28)$$

Escribiéndola en términos de fracciones mol se obtiene:

$$\frac{dn}{s} = k_y a dz (y - y_i) \quad (1.29)$$

Igualando las dos expresiones obtenidas para  $\frac{dn}{s}$  se tiene:

$$k_y a dz (y - y_i) = \frac{G}{1 - y} dy \quad (1.30)$$

Despejando  $dz$  e integrando:

$$\int_{z=0}^{z=z} dz = \int_{y=y_1}^{y=y_2} \frac{G}{k_y a (1 - y)(y - y_i)} dy \Rightarrow z = \int_{y_1}^{y_2} \frac{G}{k_y a (1 - y)(y - y_i)} dy \quad (1.31)$$

Sabiendo que la media logarítmica está definida por:

$$(1 - y)_{log} = \frac{(1 - y_i) - (1 - y)}{\ln\left(\frac{1 - y_i}{1 - y}\right)} \quad (1.32)$$

Y acoplándolo a la ecuación 1.31:

$$z = \int_{y_1}^{y_2} \frac{G}{k_y a (1 - y)_{log} (1 - y)(y - y_i)} dy \quad (1.33)$$

Al permanecer prácticamente constante el primer término de la integral se puede dejar fuera de la misma:

$$z = \frac{G}{k_y a (1 - y)_{log}} \int_{y_1}^{y_2} \frac{(1 - y)_{log} dy}{(1 - y)(y - y_i)} \quad (1.34)$$

La ecuación 1.34 es la Ecuación General de Diseño de una Torre de absorción donde el primer término es conocido como Altura de Unidades de Transferencia (AUT o HTU por sus siglas en inglés) y el término de la integral es conocido como el Número de Unidades de Transferencia (NUT). El NUT se calcula gráficamente la mayoría de las veces por su grado de complejidad.

Cabe mencionar que las NUT representan el contacto necesario que se necesita para poder transferir la cantidad del componente que se desea

remover de la fase gaseosa a la líquida mientras que la AUT es la altura de relleno que necesita nuestra torre para alcanzar dicha concentración.

### *Caídas de presión*

Existen tres factores principales que influyen en la caída de presión: el porcentaje de espacios vacíos en la torre empacada; el tamaño y la forma del empaque; y las densidades y las velocidades de las corrientes gaseosa y líquida.

Al pasar el líquido por el lecho empacado, este tiende a acumularse por el número de los espacios huecos y por el efecto de la circulación a contracorriente de la fase gaseosa. A este fenómeno se le conoce como retención dinámica.

Para una velocidad de líquido constante, la caída de presión en la torre aumenta con el incremento del flujo de la fase gaseosa a tal grado que si esta llega a ser lo suficientemente alta se alcanza una región donde ocurre una retención dinámica grande, la cual se conoce como región de recarga.

Esta región es mostrada en la Figura 1.9 la cuál Eckert la explicó gráficamente:

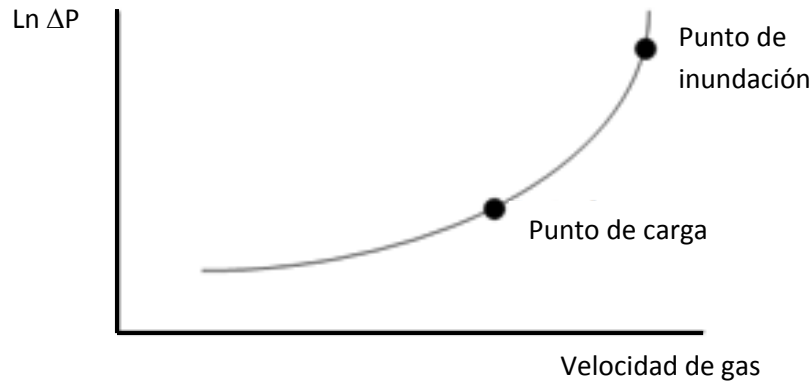


Figura 1.9 Gráfica de la velocidad de flujo de la fase gaseosa contra el logaritmo natural de la caída de presión.

Según Eckert, la región donde se alcanza una retención dinámica grande se puede definir como punto sobre la curva donde la pendiente es mayor a dos.

Después de este punto, donde la pendiente es mayor a dos, la caída de presión aumenta considerablemente con el aumento del flujo de gas hasta alcanzar un punto crítico en la operación de la columna llamado *punto de inundación*. En este punto el líquido no puede seguir fluyendo hacia la parte inferior de la columna dado que el gas que esta ascendiendo posee una velocidad muy alta. Al suceder esto, la transferencia de masa se detiene y la torre se inunda con el líquido absorbente y la presión se dispara exponencialmente, lo cual, debe evitarse en cualquier momento.

Por lo general, una columna bien diseñada opera entre el 50% y el 80% de la inundación.

Para evitar la inundación, las torres de absorción deben operar con valores restringidos de la relación líquido-gas para una altura de relleno dada ya que pueden existir varios flujos de líquido que propicien

inundaciones o pueden existir flujos de gas que hagan que la columna opere en seco.

Como se mencionó anteriormente, los empaques también son un factor importante en la inundación, es por esto que una vez que se haya escogido el tipo de empaque, es necesario especificar un tamaño nominal que no puede ser superior a una octava parte del diámetro de la columna, esto, con la intención de reducir la canalización del líquido hacia la pared interna de la columna.

#### 1.4 Tipos de Columnas de Absorción

Existen tres tipos de columnas principalmente: columnas de platos; columnas de pared mojada y columnas empacadas. Estos tres tipos de columnas tienen el mismo funcionamiento el cual es separar un componente de una mezcla.

En las *columnas de platos* el líquido y el gas se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos o charolas. El líquido entra por la parte superior de la torre y desciende a través de los conductos de los platos. El gas entra por la parte inferior de la torre y fluye ascendentemente a través de los orificios de cada plato. Al entrar en contacto las dos fases, el gas empieza a burbujear a través del líquido, donde se forma una espuma. Posteriormente el gas se libera de la espuma y pasa al plato siguiente repitiéndose este procedimiento. Aunque el efecto global es un contacto múltiple en contracorriente, en cada plato ocurre la difusión interfásica y los fluidos se separan.

El diseño de estas torres, en especial número de platos teóricos, solo es función del grado de dificultad de la separación de los componentes

además de que también está determinado por el balance de materia y del equilibrio entre los componentes.

En las *columnas de pared mojada* una película delgada de líquido desciende por el interior de un tubo vertical y el gas fluye a contracorriente, aunque también puede ser a co-corriente. A diferencia de las columnas de platos y columnas empacadas, en este tipo de columnas la superficie interfasial entre los dos fluidos puede mantenerse bajo control y puede medirse. Otra diferencia importante con las otras dos columnas es que en esta columna la caída de presión de gas es menor en comparación con la caída de presión dada en las otras dos torres mencionadas.

Por último, las columnas empacadas son columnas que utilizan empaque para mejorar el contacto entre la fase líquida y la fase gaseosa. Estos empaques ofrecen una gran área de contacto que facilita la transferencia de masa.

Para concluir, las diferencias importantes entre estos tres tipos de columnas son mostradas en la Tabla 1.1.

Tabla 1.1. Principales diferencia entre columnas de absorción.

<b>Tipo de columna</b>	<b>Inundación</b>	<b>Causa de inundación</b>	<b>Medio de transferencia</b>
Columna de platos	Si	Generación excesiva de espuma.	Platos generalmente hondos con orificios.
Columna empacada	Si	Retención dinámica de líquido debido a flujo alto de gas y acumulación de líquido entre espacios.	Empaques que dependen de las características del sistema a tratar.
Columna de pared mojada	No	N/A	Contacto directo entre la fase gaseosa y la fase líquida sin ningún dispositivo para aumentar el área de contacto entre fases.

### 1.5 Filosofía de Operación y Filosofía de Control

Todo proyecto de ingeniería contiene un alcance bien definido, en el cual existen diversos tipos de documentos llamados entregables los cuales pueden ser divididos dentro de dos grupos: Ingeniería básica e Ingeniería de detalle. Dentro de la Ingeniería básica se encuentran la



Filosofía de operación y la Filosofía de control, los cuales, serán explicados brevemente.

### *Filosofía de operación*

En este documento se explican los lineamientos de cómo operar el equipo adecuadamente en tanto en situaciones normales de operación como en situaciones de emergencia. En este documento se incluyen los siguientes puntos:

- Generalidades: en este punto se brinda un análisis integral del funcionamiento del equipo, mencionando su objetivo, rendimientos y problemas intrínsecos que pueda tener.
- Operaciones anormales: existen diferentes factores que hacen que el equipo se aleje de su funcionamiento normal. Este punto se presenta estas operaciones anormales dependiendo de la flexibilidad de operación en las bases de diseño como por ejemplo un cambio en el flujo de alimentación o un cambio en los requerimientos de producción. También explica si el equipo puede seguir siendo usado mientras se encuentran fuera de funcionamiento otros equipos involucrados en el proceso o si no hay ciertos servicios auxiliares.
- Recomendaciones para el arranque, paro y emergencias: en este punto se marca la secuencia a seguir para arrancar o parar el equipo, así como las medidas de seguridad que deben tomarse.

### *Filosofía de control*

La filosofía de control son los pasos a seguir para mantener dentro del rango deseado las variables objetivo de proceso que son de interés, así mismo, debe dar las acciones necesarias a seguir para regresar a los valores deseados de dichas variables si es que ocurre algún suceso inesperado. Esta filosofía debe contener:

- Procedimientos de control analítico: este punto menciona las corrientes que deben ser sometidas periódicamente a análisis para control de sus especificaciones, así como las pruebas que deberán realizarse.
- Variables de operación y control del proceso: consiste en la descripción del efecto que las variables de operación tienen en el equipo, indicándose los controles básicos o maniobras básicas de control para mantener dentro del rango deseado la variable de procesos seleccionada.

# CAPÍTULO II: Nociones de Dinámica y Control de Procesos

## 2.1 Dinámica de Procesos

Cada proceso posee variables que lo caracterizan, las cuales ya han sido mencionadas. Sin embargo, existen ciertas variables del mismo proceso que lo impactan significativamente más que las variables restantes.

Cuando una variable de entrada al proceso es modificada y esta modificación no afecta a la variable de salida se dice que el sistema es poco sensible a dicha variable. Por otro lado, si dicha variable de entrada afecta a la variable de salida se dice que este sistema es sensible a dicha variable. Dependiendo de la magnitud de la perturbación a la variable de entrada el sistema y del grado de sensibilidad del mismo (si es que se trata de un sistema de segundo orden) responderá rápida o lentamente. A este efecto se le conoce como la Dinámica del proceso.

Aunque existen métodos gráficos que en base a la sensibilidad y la dinámica del proceso se puede construir un modelo que describa apropiadamente al sistema sin necesidad de utilizar ecuaciones diferenciales, es importante reconocer que el comportamiento dinámico de los sistemas puede ser descrito por estas. Estos modelos son descritos mediante funciones de transferencia que son propias del

sistema y las cuales están especificadas por medio de los coeficientes denominados ganancia y al factor de amortiguamiento,  $\zeta$ , que será explicado más adelante, están asociados a la sensibilidad del sistema o más precisamente a su comportamiento en el estado estacionario; y la constante tiempo, la cual está asociada con el comportamiento dinámico del sistema.

Retomando la idea de las características del sistema o proceso, es pertinente profundizar sobre los conceptos de constante tiempo y la ganancia dinámica o simplemente ganancia. La constante tiempo del proceso  $\tau_p$  puede ser definida como una medida del tiempo necesario que le lleva al sistema adaptarse al cambio producido en la variable de entrada. Entre más pequeña sea esta  $\tau_p$  más rápida será la respuesta inicial del sistema.

Por otra parte, la ganancia  $k_p$  indica la magnitud del cambio en el valor del estado estacionario de la variable de salida resultado de un cambio de escalón unitario realizado en la variable de entrada al sistema. En otras palabras, la  $k_p$  puede ser definida como:

$$k_p = \frac{\Delta_{v \text{ salida}}}{\Delta_{v \text{ entrada}}} \quad (2.1)^8$$

Donde:

$\Delta_{v \text{ salida}}$  es la variación en el valor de la variable de salida y

$\Delta_{v \text{ entrada}}$  es la variación en el valor de la variable de entrada o la magnitud del cambio.

---

<sup>8</sup> George Stephanopoulos. Chemical Process Control, An Introduction to Theory and Practice. Editorial Prentice Hall. Página 181

Dicho de otra forma, esta ecuación toma en cuenta las variables de desviación, que no son más que la magnitud del valor obtenido al hacer la perturbación en la variable de entrada. Esta variable de desviación se define como:

$$\text{Variable de desviación} = \left\{ \begin{array}{l} \text{valor de la variable} \\ \text{en el tiempo } t \end{array} \right\} - \{ \text{valor de la variable en el edo. es} \}$$

$$A' = A - A_0 \quad (2.2)$$

En ocasiones el sistema no puede alcanzar un estado estable o estacionario después de una perturbación hecha a la variable de entrada, es entonces cuando decimos que el sistema es inestable.

Pero no solo perturbaciones en alguna de las variables de entrada hacen que el sistema sea inestable, también otros factores como el tiempo muerto (el cual será explicado en la siguiente sección) o las capacitancias en el sistema generan inestabilidad.

Para comprender mejor la idea anterior es conveniente mencionar que existen tres tipos de sistemas principalmente: sistemas de primer orden; sistemas de segundo orden; y sistemas de orden "n" o sistemas de orden superior.

Explicando brevemente cada uno de ellos se tiene que un sistema de primero orden es aquel que su comportamiento dinámico es descrito por una ecuación diferencial de primer orden. Todos estos sistemas son caracterizados por su capacidad de almacenamiento ya sea de energía, momentum o masa.

Un sistema de segundo orden es aquel que su variable de salida es descrita por la solución de una ecuación diferencial de segundo orden. Los sistemas de segundo orden pueden ser tanques en serie (cada uno

con su primer orden), sistemas con un controlador agregado y sistemas con segundo orden inherente a ellos como manómetros e indicadores de nivel.

Los sistemas de segundo orden se caracterizan por tener dos parámetros que son: el factor de amortiguamiento  $\zeta$ ; y el periodo natural del sistema  $\tau$ . Como es un sistema de segundo orden, nuestra función de transferencia posee dos polos. Si los dos polos de la función se encuentran en el dominio de los números reales y son distintos entre sí se tendrá  $\zeta > 1$  y el sistema será sobreamortiguado. Si los dos polos son iguales se tendrá  $\zeta = 1$  y el sistema estará críticamente amortiguado. Por último si los dos polos son complejos conjugados se tendrá  $\zeta < 1$  y será un sistema subamortiguado en el cual se presentan oscilaciones y es característico de sistemas que poseen controladores.

Por último están los sistemas de orden superior los cuales pueden ser formados por: "n" procesos en serie de primer orden; procesos con tiempo muerto; y procesos con respuesta inversa<sup>9</sup>.

### *Funciones de transferencia*

Una función de transferencia es un modelo matemático que a través de un cociente de polinomios relaciona la respuesta de un sistema con la entrada al mismo.

La función de transferencia se genera en un principio en función de ecuaciones diferenciales pero el uso de la Transformada de Laplace permite formar una representación algebraica de la dinámica de un proceso. De esta manera, el análisis de la dinámica del proceso se

---

<sup>9</sup> Confrontar con George Stephanopoulos. Chemical Process Control, An Introduction to Theory and Practice. Editorial Prentice Hall. Página 214

simplifica y proporciona la relación entre las entradas y salidas del sistema. Solamente cuando un sistema cuenta con **tiempo muerto**, el cual es el tiempo durante el cual no se observa el efecto de la entrada sobre la salida del sistema, la función de transferencia deja de ser lineal debido a la introducción de términos exponenciales propios del tiempo muerto.

### *Polos y Zeros de una función de transferencia*

La función de transferencia generalmente es representada como  $G_s$  y es escrita como la división de dos polinomios:

$$G_s = \frac{Q_s}{P_s} \quad (2.3)$$

Generalmente el orden del polinomio  $Q_s$  es inferior al orden del polinomio  $P_s$ .

Las raíces del polinomio  $Q_s$  son llamadas "zeros" de la función de transferencia, mientras que las raíces del polinomio  $P_s$  son llamadas "polos" de la función de transferencia<sup>10</sup>.

El orden del polinomio  $P_s$  le brinda el orden al sistema, es decir, que el orden del sistema es igual al número de "polos" que tenga.

A menudo los procesos químicos pueden ser representados por funciones de transferencia de primer y segundo orden, pero también existen con funciones de transferencia de orden superior.

---

<sup>10</sup> Confrontar con George Stephanopoulos. Chemical Process Control, An Introduction to Theory and Practice. Editorial Prentice Hall. Páginas 159

A continuación se muestran las funciones de transferencia de sistemas de primer y segundo orden sin tiempo muerto en el dominio de la frecuencia.

Para un sistema de primer orden:

$$Gp = \frac{k_p}{\tau_p s + 1} \quad (2.4)$$

Para un sistema de segundo orden:

$$Gp = \frac{k_p}{\tau_p^2 s^2 + 2\tau_p \zeta s + 1} \quad (2.5)$$

Donde:

$k_p$ : Ganancia dinámica del sistema.

$\tau_p$ : Constante tiempo del sistema; [tiempo].

$\zeta$ : Factor de amortiguamiento.

## 2.2 Control de Procesos

En todo proceso de transformación química la implementación de un sistema de control se realiza principalmente para:

- Seguridad: como el mantener en niveles adecuados la temperatura y la presión en un proceso.
- Especificaciones de producción: como el aseguramiento de la pureza y/o calidad de un producto.



- Regulaciones medioambientales: como la regulación de emisiones con respecto a las normas aplicables.
- Restricciones de operación: restricciones inherentes a la operación.
- Aspectos económicos: ahorro de energía y optimización del proceso.

Sin embargo, para un proceso existen tres razones principales por las cuales se necesita un sistema de control:

1. Eliminar la influencia de perturbaciones externas.
2. Asegurar la estabilidad del proceso químico no autorregulable, es decir, el que no alcance otro estado estacionario.
3. Optimizar el desempeño del proceso.

En otras palabras, el objetivo de un sistema de control de un proceso es contrarrestar el efecto negativo producido por las perturbaciones al sistema.

#### *Clasificación de variables de un proceso químico*

En un proceso químico, como ya se comentó anteriormente, existen principalmente dos tipos de variable:

- a) Variables de entrada: son aquellas que exponen el efecto de los alrededores en el proceso químico. A su vez, estas variables las podemos clasificar en dos tipos: 1) variables manipulables y 2) perturbaciones.
- b) Variables de salida: son las que exponen el efecto del proceso en los alrededores. De la misma forma que las variables de entrada, estas se clasifican en dos tipos: 1) medibles y 2) no medibles.

Con base a esta clasificación se puede crear tres clases diferentes de lazos de control, las cuales son:

- a) Lazo de control hacia atrás: este tipo de lazo de control usa el valor medido de las variables de salida del proceso para tomar una acción controladora para ajustar el valor de la variable de entrada manipulable. Su objetivo es mantener las variables controladas en los niveles adecuados y deseados (set point). La Figura 2.1 muestra esquemáticamente un lazo de control hacia atrás.

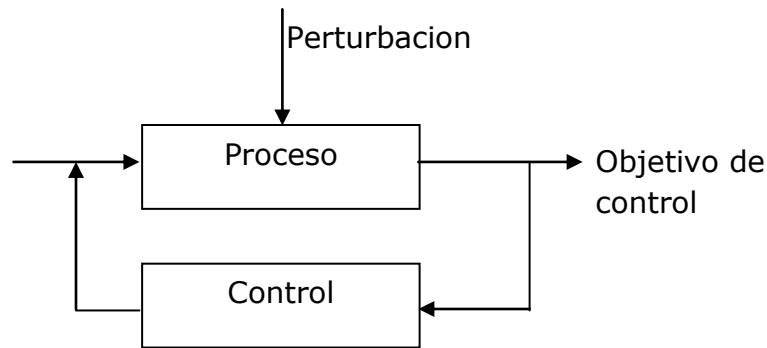


Figura 2.1 Esquema simplificado de un Lazo de control hacia atrás.

Más adelante se profundizará en el funcionamiento de este tipo de control.

- b) Lazo de control inferencial: este tipo de lazo de control es utilizado cuando no se puede medir directamente el objetivo de control ni las perturbaciones al sistema, consecuentemente no se puede implementar al sistema un lazo de control hacia atrás ni un lazo de control hacia adelante (explicado más adelante). Su funcionamiento es igual al del lazo de control hacia atrás en esencia. Su diferencia es que usa los valores de las variables de salida secundarias ya que las variables objetivo no pueden ser medidas para ajustar el valor de las variables de entrada al

proceso. Una variable secundaria es aquella con la cual se puede conocer el valor de la variable objetivo, cuando esta no se puede medir directamente, por medio de una correlación matemática.

Es importante enfatizar que el éxito de este tipo de lazos de control depende de qué tan bien sea conocido el proceso y de la disponibilidad de un buen estimador. La Figura 2.2 muestra un esquema típico de un Lazo de control inferencial.

En los procesos químicos la composición es frecuentemente la variable que es inferida mediante una variable secundaria debido a los altos costos de los dispositivos de medición para composición, la confiabilidad de las mediciones y la rapidez con que se hacen las mismas. La temperatura es la variable secundaria que se usa más a menudo para obtener la medición de la composición.

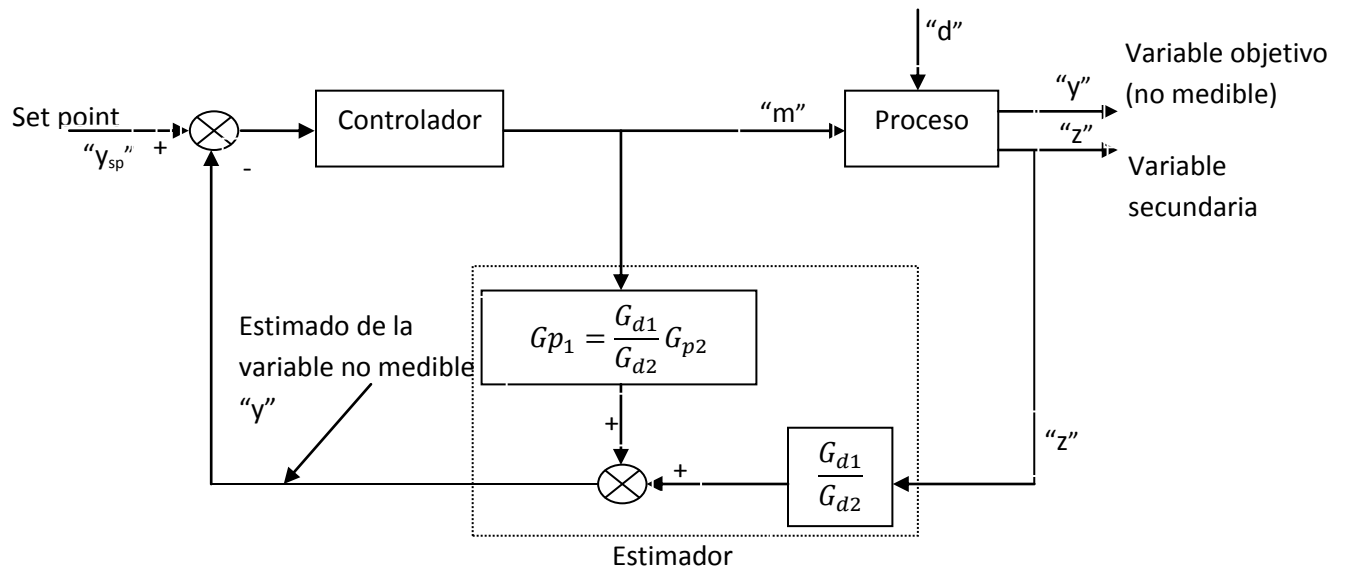


Figura 2.2 Representación típica de un Lazo de control Inferencial.

c) Lazo de control hacia adelante: este tipo de lazo usa directamente las mediciones de las perturbaciones al sistema para ajustar el valor de las variables manipuladas.

Este lazo de control mide directamente la magnitud de las perturbaciones y anticipa el efecto que tendrán a la salida del proceso. Subsecuentemente cambia la magnitud de la variable manipulable para eliminar el impacto de la perturbación en la salida el proceso. La acción del control empieza inmediatamente después de que el cambio en la perturbación ha sido detectado. La Figura 2.3 muestra una representación simplificada de un Lazo de control hacia adelante.

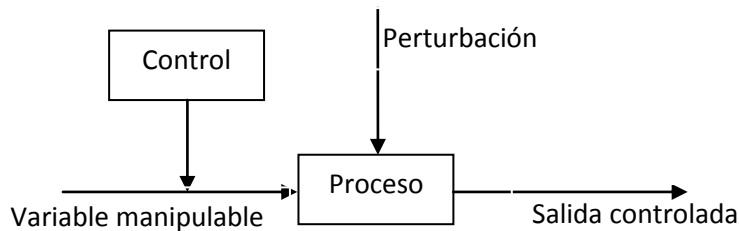


Figura 2.3 Esquema simplificado de un Lazo de control hacia adelante.

La definición de lazo de control se explicará posteriormente.

### *Grados de libertad de un proceso*

Los grados de libertad de un proceso son las variables independientes que deben ser especificados para definirlo completamente. Por este hecho el control deseado de un proceso se logrará solo cuando todos los grados de libertad se hayan especificado<sup>11</sup>.

<sup>11</sup> Confrontar con George Stephanopoulos. Chemical Process Control, An Introduction to Theory and Practice. Editorial Prentice Hall. Páginas 86

Los grados de libertad de un proceso pueden ser encontrados con la siguiente expresión:

$$F = \text{número de variables} - \text{número de ecuaciones} \quad (2.6)$$

Para que un proceso quede completamente especificado el número de grados de libertad debe ser igual a cero. Otro aspecto a ser considerado es el hecho de que un controlador equivale a una ecuación más al hacer el análisis de grados de libertad del sistema.

Al hacer un análisis de grados de libertad se pueden encontrar tres escenarios posibles

- Si  $F = 0$ , el proceso se encuentra perfectamente especificado.
- Si  $F > 0$ , el sistema tiene múltiples soluciones y se puede especificar el número de variables necesaria para lograr que  $F = 0$ . Cuando esto sucede se dice que el proceso sistema esta subespecificado.
- Si  $F < 0$  el sistema esta sobreespecificado.

Cuando se toma en cuenta la ecuación que proporciona el controlador y el sistema queda especificado, es decir  $F = 0$ , se puede implementar cualquier configuración de lazo de control. El lazo de control hacia atrás se utilizará ampliamente en este trabajo de tesis y se explicará en la siguiente sección.

### Control hacia atrás

La acción de un lazo de control hacia atrás funciona de la siguiente manera:

- Mide el valor de la variable de salida que se desea controlar.
- Compara este valor medido con el valor que se desea tener (set point). El error de esta medición se expresa como:

$$\varepsilon = y_{sp} - y_m \quad (2.7)$$

Donde

$y_{sp}$ : Respuesta o valor deseado de la variable de salida que se desea controlar.

$y_m$ : Respuesta o valor medido a la salida.

- El valor de la desviación,  $\varepsilon$ , se suministra al controlador principal el cual toma las acciones necesarias para reducir la magnitud de la desviación  $\varepsilon$ .

La Figura 2.4 muestra una representación gráfica de un lazo de control hacia atrás mediante un diagrama de bloques.

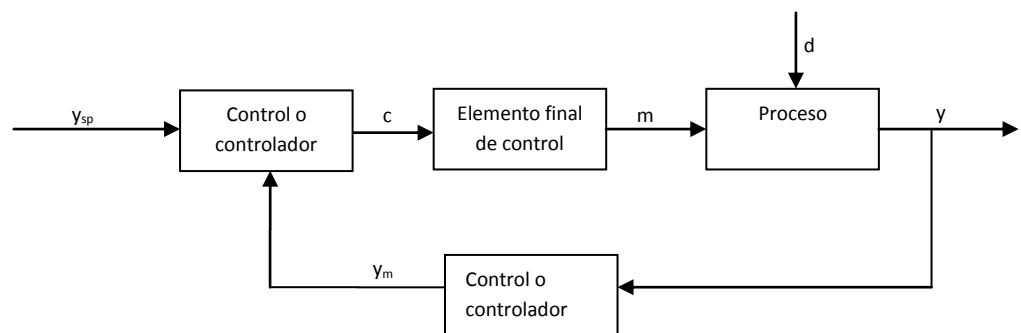


Figura 2.4 Representación gráfica de un Lazo de Control hacia atrás.

Dentro de esta categoría de control existen otras tres clases de control hacia atrás: control proporcional, control proporcional integral y control proporcional integral derivativo.

### Control Proporcional

Esta clase de control actúa de una manera proporcional al error registrado en la salida de la variable objetivo. Esta clase de control está caracterizado por el valor de la ganancia  $K_c$  o por su valor equivalente en banda proporcional, la cual se usa solo cuando las unidades de la entrada y la salida del control son iguales:

$$PB = \frac{100}{K_c} \quad (2.8)$$

La banda proporcional define el rango sobre el cual la ganancia debe variar para llevar la señal al controlador en toda su gama produciendo una respuesta estable en la salida del proceso. Generalmente:

$$1 \leq PB \leq 500 \quad (2.9)$$

Considerando esta idea es preciso mencionar que entre mayor sea el valor de  $K_c$  o menor el valor de banda proporcional la señal de actuación del controlador será menor.

### Control Proporcional Integral

En esta clase de controlador su señal actuante es relacionada al error mediante la siguiente ecuación:

$$c(t) = K_c \varepsilon(t) + \frac{K_c}{\tau_I} \int \varepsilon(t) dt + ci \quad (2.10)$$

Donde:

$ci$ : Constante de integración.

$\tau_I$ : Tiempo integral o tiempo de ajuste generalmente dado en minutos.

$\tau_I$  es un parámetro de ajuste que en ocasiones se le conoce también como minutos por repetición. Usualmente su rango de variación es de:

$$0.1 \leq \tau_I \leq 50 \text{ minutos} \quad (2.11)$$

El parámetro  $\tau_I$  es el tiempo necesario para que el controlador repita el cambio inicial de la acción proporcional en su salida.

La acción integral hace que la magnitud de la señal del control,  $c(t)$ , se modifique a una razón proporcional al cambio de la magnitud del error a la salida del proceso. Entonces, tales controladores pueden incluso eliminar pequeños errores.

La función de transferencia de un control PI en el dominio de la frecuencia es expresada como:

$$G_{C_{PI}}(s) = K_c \left( 1 + \frac{1}{\tau_I s} \right) \quad (2.12)$$

### Control Proporcional Integral Derivativo

La señal de salida de esta clase de control puede ser descrita por la siguiente ecuación:



$$c(t) = K_c \varepsilon(t) + \frac{K_c}{\tau_I} \int \varepsilon(t) dt + K_c \tau_D \frac{d\varepsilon}{dt} \quad (2.13)$$

Donde  $\tau_D$  es el tiempo derivativo usualmente expresado en minutos.

Con la presencia del término derivativo,  $K_c \tau_D \frac{d\varepsilon}{dt}$ , el controlador PID anticipa el error que se presentará en el futuro inmediato y aplica una acción controladora la cual es proporcional al rango de cambio en el error. Debido a su capacidad inherente algunas veces es llamado "control predictivo".

La función de transferencia para esta clase de control en el dominio de la frecuencia está dada por:

$$G_{C_{PID}}(s) = K_c \left( 1 + \frac{1}{\tau_I s} + \tau_D s \right) \quad (2.14)$$

### *Lazo de control*

El lazo de control cerrado es el conjunto que se compone por lo siguiente: un proceso, sensores de medición, controladores, elemento final de control y líneas de transmisión. Cada uno de estos elementos debe ser considerado como un sistema físico con entradas y salidas.

En la Figura 2.5 se muestra una representación típica de un lazo de control.

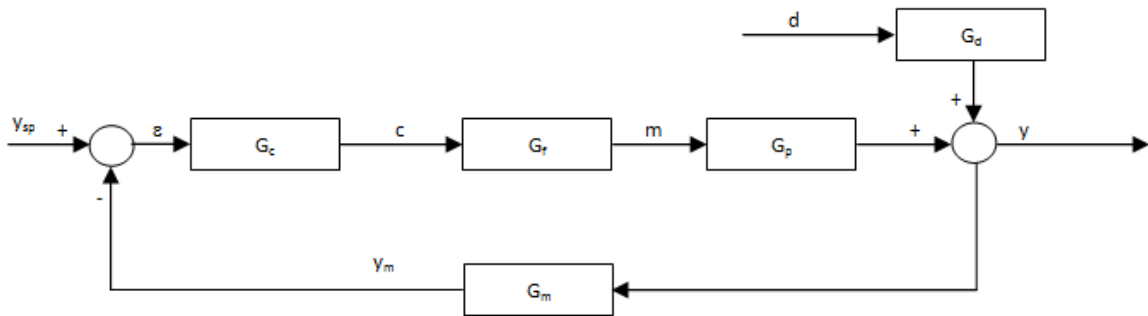


Figura 2.5 Representación gráfica de un lazo de control con las funciones de transferencia de sus constituyentes.

Tomando en cuenta la representación de la Figura 2.5 la respuesta de un lazo de control cerrado de un proceso en el dominio de la frecuencia está dada por la expresión 2.15.

$$y(s) = \frac{G_p G_f G_c}{1 + G_p G_f G_c G_m} y_{sp}(s) + \frac{G_d}{1 + G_p G_f G_c G_m} d(s) \quad (2.15)$$

Donde:

$y$ : Respuesta o valor final de la variable de salida objetivo.

$y_{sp}$ : Valor de entrada al lazo o "set point".

$d$ : Valor de la perturbación al proceso.

$G_p$ : Función de transferencia del proceso.

$G_f$ : Función de transferencia del elemento final de control.

$G_c$ : Función de transferencia del control o controlador.

$G_m$ : Función de transferencia del dispositivo de medición.

$G_d$ : Función de transferencia de la perturbación al sistema.

El primer término de la ecuación (2.15) muestra el efecto en la variable de salida al hacer un cambio en el "set point", mientras que el segundo constituye el efecto en la salida al presentarse una perturbación.

En cada sistema de control hacia atrás se distinguen dos tipos problemas de control; el problema del servo control y el problema regulador.

Se dice que se tiene un problema de servo control cuando no se presentan perturbaciones mientras que el valor del "set point" si cambia. El control hacia atrás actúa de la manera necesaria para mantener el valor de la variable de salida cercano al valor del "set point". En tal caso:

$$y(s) = \frac{G_p G_f G_c}{1 + G_p G_f G_c G_m} y_{sp}(s) = G_{sp} y_{sp}(s) \quad (2.16)$$

Cuando se tiene un problema regulador el "set point" se mantiene constantes mientras que las perturbaciones si se presentan en la alimentación. En tal caso:

$$y(s) = \frac{G_d}{1 + G_p G_f G_c G_m} d(s) = G_{load} d(s) \quad (2.17)$$

En este caso el control trata de eliminar el impacto de la perturbación en la alimentación y mantiene  $y(s)$  a un valor deseado de set point.

### *Efectos del control sobre el proceso*

Dependiendo de la clase de control que se ponga a un proceso esté lo impactará de manera diferente.

### Control Proporcional (P)

Los efectos de un control P sobre un proceso son:

- No cambia de orden al proceso.
- La constante tiempo del proceso se reduce por lo cual hace que la respuesta del sistema, más precisamente del lazo de control, sea más rápida con respecto a los cambios en el set point y a las perturbaciones que se presenten.
- La ganancia estática es reducida.
- Si se trata de un sistema de segundo orden el factor de amortiguamiento y la constante tiempo decrecen, es decir, si es un sistema sobreamortiguado se convierte en un sistema subamortiguado el cual es oscilante. Con este tipo de controles nunca se alcanza el valor deseado del set point. Esta discrepancia es conocida como **offset** la cual se puede expresar como:

$$offset = set\ point - \text{último valor de respuesta} \quad (2.18)$$

- El offset es característico del control proporcional y decrece al aumentar el valor de la ganancia del control  $K_c$ . por esta razón se suele escoger el mayor valor posible para  $K_c$ .

### Control Proporcional Integral (PI)

Para un control PI los efectos sobre un proceso son:

- Aumenta el orden del sistema, es decir, si el proceso es de primer orden se transformará en un proceso de segundo orden.
- Hace que la respuesta de lazo de control sea más lenta.
- Elimina la presencia del offset.

- Al transformarse en segundo orden un proceso, al aumentar  $K_c$  el factor de amortiguamiento decrece lo que ocasiona que la respuesta se mueva de un lento comportamiento sobreamortiguado a un más rápido pero oscilatorio comportamiento y el disparo y el radio de decaimiento incrementan.
- $\tau_I$  y  $\zeta$  disminuyen lo cual está ligado con lo dicho en el punto anterior.
- Al incrementar  $K_c$  y disminuir  $\tau_I$  la respuesta del sistema de lazo de control se vuelve más sensible.

### Control Proporcional Integral Derivativo (PID)

Para un sistema de primer orden los efectos de un control PID son los siguientes:

- No cambia el orden del sistema.
- No reduce el offset, es decir, no afecta el estado sensible al que llega el sistema.
- La respuesta del proceso controlado es más lenta que cuando no tenía un lazo de control. Al aumentar  $K_c$  incrementa la constante tiempo incrementa y la respuesta se vuelve lenta progresivamente.

Y para un sistema de segundo orden los efectos del PID son:

- La respuesta es más amortiguada y el amortiguamiento aumenta al incrementar  $K_c$  o  $\tau_D$ . Esta característica produce un comportamiento más robusto.

- La acción del control PID hace más estable y más robusto el proceso.

### *Análisis de estabilidad por medio del análisis de respuesta de frecuencia*

Los parámetros que nos sirven para comparar la oscilación de entrada con la oscilación de salida de un proceso son: frecuencia  $\omega$ ; amplitud de onda  $A$ ; y Retardo de fase  $\phi$ .

Una respuesta oscilante indica que su polinomio característico posee raíces complejas. Las figuras 2.6 y 2.7 muestran los componentes de un vector polar y el retardo de fase y la relación de amplitudes de una entrada y salida oscilantes respectivamente.

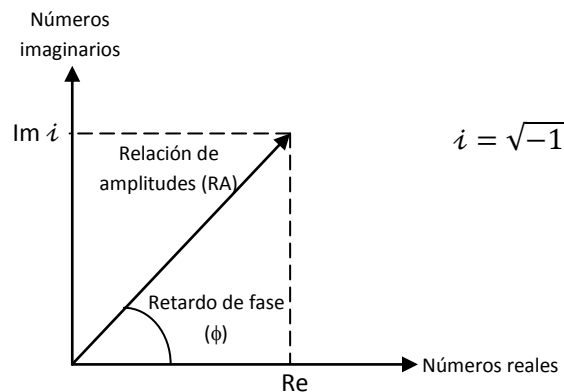


Figura 2.6 Representación gráfica de un vector polar.

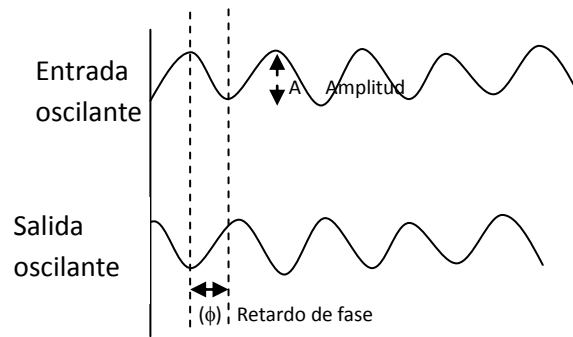


Figura 2.7 Representación gráfica del retardo de fase y amplitud en una entrada y en una salida oscilantes.

Tomando la Figura 2.6 se puede demostrar que:

$$RA = \sqrt{Re^2 + Im^2} \quad (2.19)$$

Y

$$\phi = \tan^{-1} \left( \frac{Im}{Re} \right) \quad (2.20)$$

Cuando un sistema lineal estable es sujeto a una entrada sinusoidal con una frecuencia dada su última respuesta después de un tiempo será también una onda sinusoidal con la misma frecuencia.

Considerando la función de transferencia de un sistema de un sistema de primer orden se tiene la siguiente expresión:

$$G_p(s) = \frac{K_p}{\tau_p s + 1} = \frac{y(s)}{f(s)} \quad (2.21)$$

Al usar el procedimiento de la técnica del análisis de respuesta de frecuencia obtenemos las siguientes expresiones para calcular el retardo de fase y la relación de amplitudes para el mismo sistema de primer orden.

El retardo de fase para un sistema de primer orden en función de la frecuencia es:

$$\phi = \tan^{-1}(-\omega\tau_p) \quad (2.22)$$

La relación de amplitudes también es función de la frecuencia y es descrita por:

$$RA = \frac{K_p}{\sqrt{\tau_p^2\omega^2 + 1}} \quad (2.23)$$

Al seguir el mismo procedimiento se obtiene la relación de amplitudes y el retardo de fase para un sistema de segundo orden:

$$RA = \frac{K_p}{\sqrt{(1 - \tau_p^2\omega^2)^2 + 4\zeta^2\tau_p^2\omega^2}} \quad (2.24)$$

Y

$$\phi = \tan^{-1}\left(-\frac{2\zeta\tau_p\omega}{1 - \tau_p^2\omega^2}\right) \quad (2.25)$$

Así mismo, para las tres clases de controles se tiene:

### Control Proporcional

$$RA = K_C \quad (2.26)$$

$$\phi = 0^\circ \quad (2.27)$$

### Control Proporcional Integral

$$RA = \frac{\sqrt{\tau_I^2\omega^2 + 1}}{\tau_I\omega} \quad (2.28)$$



$$\phi = \tan^{-1}\left(-\frac{1}{\tau_I \omega}\right) \quad (2.29)$$

### Control Proporcional Integral Derivativo

$$RA = \sqrt{\left(\tau_D \omega - \frac{1}{\tau_I \omega}\right)^2 + 1} \quad (2.30)$$

$$\phi = \tan^{-1}\left(\tau_D \omega - \frac{1}{\tau_I \omega}\right) \quad (2.31)$$

Además, se tienen la siguiente expresión para el tiempo muerto. Dado que su función de transferencia es:

$$G_{td} = e^{-tds} \quad (2.32)$$

Se tiene que:

$$RA = 1 \quad (2.33)$$

$$\phi = (-td\omega) \quad (2.34)$$

Además, es importante tener en cuenta las siguientes propiedades:

$$RA_{total} = \prod RA_i = RA_1 * RA_2 * RA_3 * RA_4 \quad (2.35)$$

$$\ln RA_{total} = \sum \ln RA_i = \ln RA_1 + \ln RA_2 + \ln RA_3 + \ln RA_4 \quad (2.36)$$

$$\phi_{total} = \sum \phi_i = \phi_1 + \phi_2 + \phi_3 + \phi_4 \quad (2.37)$$

### *Diagramas y Criterio de Estabilidad de Bodé*

Los diagramas de Bodé sirven para representar la respuesta de frecuencia de un sistema y consisten en un par de gráficas en las cuales

se muestra: 1) La variación del logaritmo de la relación de amplitudes con el logaritmo de la frecuencia y 2) La variación del retardo de fase contra el logaritmo de la frecuencia.

Estos diagramas se construyen tabulando valores de frecuencia, preferentemente desde valores muy cercanos al cero y en intervalos de 0.01 de unidad. Los valores de frecuencia se sustituyen en las expresiones de retardo de fase y en la de relación de amplitudes que se obtienen de la función de **transferencia de lazo abierto ( $G_{OL}$ )** la cual será explicada brevemente más adelante. Posteriormente se hace una gráfica con el logaritmo de la relación de amplitudes en el eje de las ordenadas y los valores de la frecuencia en las abscisas. La segunda gráfica se construye graficando el retardo de fase en el eje de las ordenadas y los valores de la frecuencia en las abscisas. Este tipo de gráficas se pueden observar en la Figura 2.8 para un sistema de primer orden.

Cuando el proceso es un sistema de primer orden se puede notar que:

- Cuando  $\omega \rightarrow 0$  entonces  $-\log RA \rightarrow 0$  ó  $RA \rightarrow 1$ . Esta es la asíntota de baja frecuencia.
- Cuando  $\omega \rightarrow \infty$  entonces  $\log RA = -\log \omega$ . Esta es la asíntota de alta frecuencia y tiene una pendiente de -1. Su intersección con la asíntota de baja frecuencia se le conoce como esquina de frecuencia.

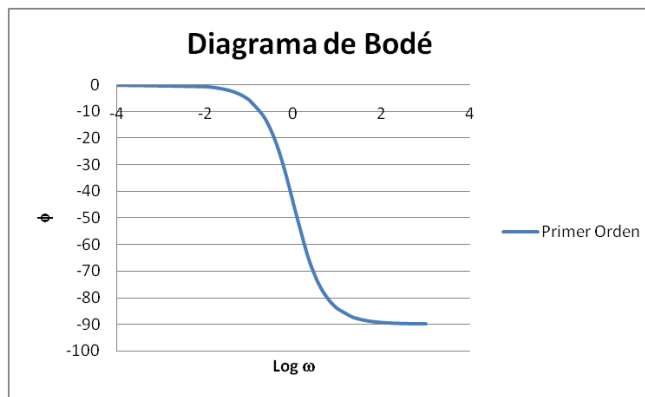
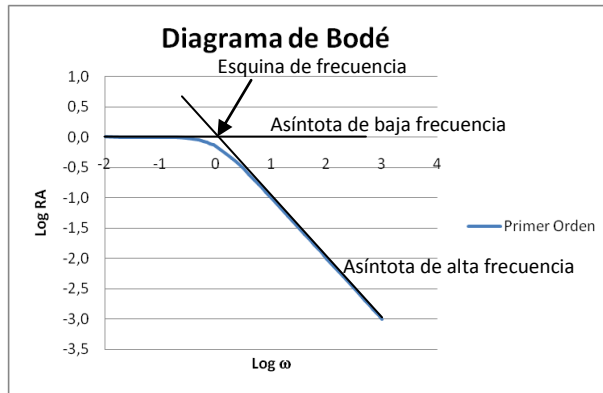


Figura 2.8 Par de Diagramas de Bodé para un sistema de primer orden.

Para un diagrama de Bodé de segundo orden, como se muestra en la Figura 2.9, se tiene que si una curva pasa por encima de la esquina de frecuencia es sistema en cuestión es oscilante. Por otro lado, la pendiente de la asíntota de alta frecuencia será de dos ya que el valor de la pendiente de esta asíntota es igual al orden del sistema.

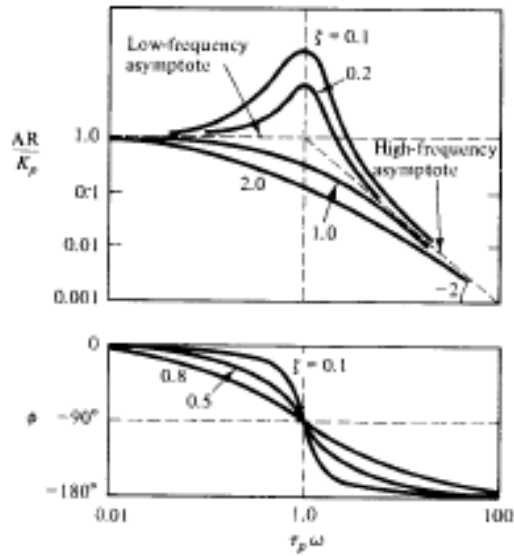


Figura 2.9 Par de Diagramas de Bodé para un sistema de segundo orden<sup>12</sup>.

La utilidad de los diagramas de Bodé es que con ello se puede estudiar la estabilidad de un lazo de control y ayuda a encontrar los valores más apropiados de los parámetros de ajuste de un controlador.

Además de los diagramas existe el criterio de estabilidad de Bodé. Para hacer uso de este criterio se utiliza la función de transferencia de lazo de control abierto (**G<sub>OL</sub>**), la cual es la misma representación del lazo de control cerrado pero sin cerrar el circuito y es definida como el producto de las funciones de transferencia que conforman al lazo de control solamente:

$$G_{OL} = G_p G_f G_c G_m \tag{2.38}$$

Los términos en esta ecuación ya fueron mencionados con anterioridad. Esta función de transferencia de lazo abierto (G<sub>OL</sub>) relaciona la variable medida con el set point (solo para el problema del servo control) si el

<sup>12</sup> George Stephanopoulos. Chemical Process Control, An Introduction to Theory and Practice. Editorial Prentice Hall. Página 329

lazo de control hacia atrás está separado justo antes de llegar al comparador.

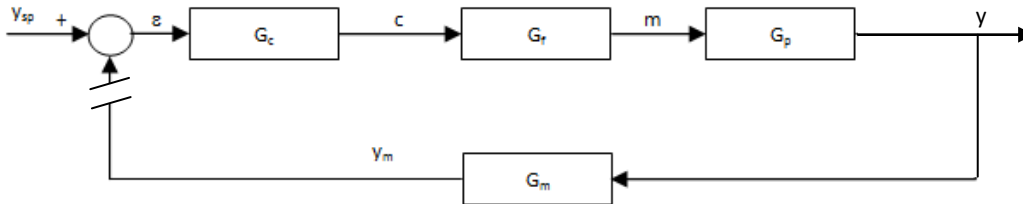


Figura 2.10 Representación gráfica de un lazo de control hacia atrás abierto. Para este caso la función de transferencia de la perturbación no es tomada en consideración.

El criterio de estabilidad de Bodé indica que si en el diagrama de Bodé de la función de transferencia a circuito abierto a la frecuencia a la cual el sistema el retardo de fase es de  $-180^\circ$  se llama **“frecuencia límite”** o frecuencia **“crossover”**  $\omega_{co}$ . Si a esta frecuencia la razón de amplitudes es menor que uno (1) el sistema es estable, de lo contrario, si la razón es mayor a uno el sistema es inestable; si es igual a uno el sistema está en el límite de la estabilidad.

Como condición para el Criterio de Estabilidad de Bodé es que la gráfica de retardo de fase no regrese por arriba de  $-180^\circ$ . El criterio no es válido si la curva regresa al cuadrante superior derecho de la figura 2.11.

El esquema de la Figura 2.11 presenta esquemáticamente el criterio de estabilidad de Bodé.

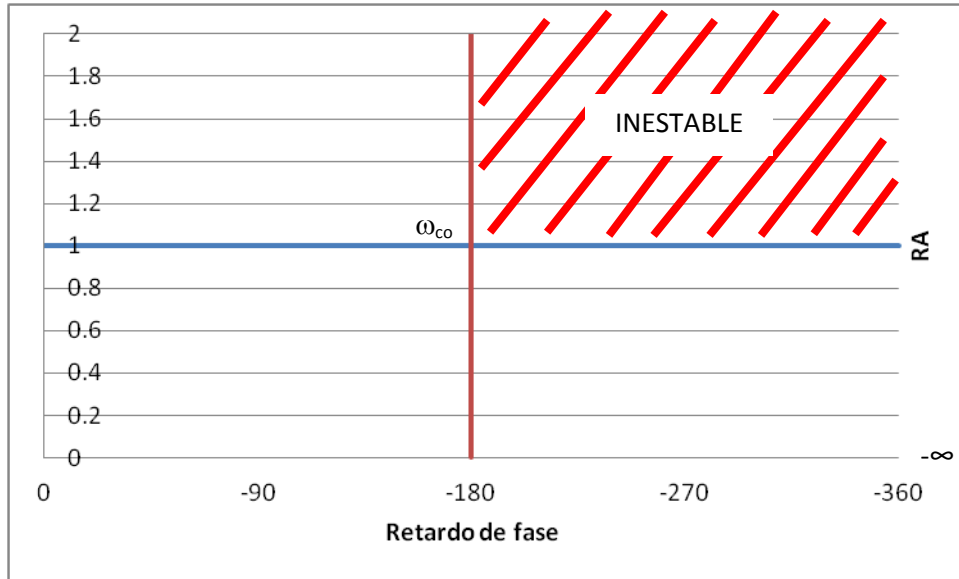


Figura 2.11 Representación gráfica del criterio de estabilidad de Bodé.

En esta figura se puede notar que solo el cuadrante superior derecho es inestable ya que el retardo de fase toma valores inferiores a  $-180^\circ$  y el valor de la relación de amplitudes es mayor a la unidad.

De acuerdo al criterio de estabilidad de Bodé un sistema de primer orden siempre será estable ya que su retardo de fase siempre está entre  $0^\circ$  y  $90^\circ$ . La única manera en que puede ser inestable el sistema es con la presencia del tiempo muerto. El tiempo muerto es la principal fuente desestabilizadora en los sistemas de control de procesos químicos, pero no la única.

Por otro lado, en ausencia de tiempo muerto, un sistema de lazo cerrado puede volverse inestable si su función de transferencia de lazo abierto es de tercer orden o mayor.

## Márgenes de ganancia y de fase

### Margen de ganancia

Dos grandes características de los diagramas de Bodé son los que se deben tomar en cuenta para la sintonización de controles: 1) la frecuencia  $\omega_{co}$  donde  $\phi = -180^\circ$  y; 2) el punto donde  $RA = 1$ .

Llamando "M" a RA valuada en  $\omega_{co}$  y de acuerdo al criterio de estabilidad de Bodé se tiene que:

- Si  $M < 1$  el sistema de lazo cerrado es estable y
- Si  $M > 1$  dicho sistema es inestable.

El margen de ganancia se define como:

$$\text{Margen de ganancia} = \frac{1}{M} \quad (2.39)$$

Entonces, para un sistema estable  $M < 1$  y *Margen de ganancia*  $> 1$ .

El margen de ganancia constituye la medida de hasta qué punto el sistema está al borde de la inestabilidad.

Es importante aclarar que entre mayor sea, dentro de lo posible, el margen de ganancia mayor será el grado de seguridad que se utiliza para la sintonización del control. Generalmente se utiliza como margen de ganancia  $\frac{1}{M} = 1.7$ , lo que quiere decir que RA puede incrementarse 1.7 veces sobre el valor de diseño antes de que el sistema se vuelva inestable.

### Margen de fase

Nombrando  $\phi_1$  al retardo de fase a la frecuencia que hace que  $RA = 1$ , el margen de fase está definido como:

$$\text{Margen de fase} = 180^\circ - \phi_1 \quad (2.40)$$

De manera similar al margen de ganancia, entre mayor sea el margen de fase dentro de lo posible mayor será el grado de seguridad usado para diseñar un control. Generalmente, este margen de fase es de  $30^\circ$ .

### *Diagramas y Criterio de Estabilidad de Nyquist*

Al igual que los diagramas de Bodé, los diagramas de Nyquist son una forma de representar la respuesta característica de frecuencia de un sistema dinámico. Estos diagramas son graficados en coordenadas polares y la posición de un número complejo dentro de este grafica está descrita por la siguiente expresión:

$$W = RAe^{\phi i} \quad (2.41)$$

Donde:

$W$ : Número complejo.

Debido a la facilidad de manipulación de las coordenadas cartesianas se debe transformar esta expresión de coordenadas polares a coordenadas cartesianas. Esta transformación la podemos conseguir con la ayuda de la Figura 2.12 y las siguientes expresiones:

Para el eje de las ordenadas:

$$y = RA\text{seno}(\varphi) \quad (2.42)$$



Y para el eje de las abscisas:

$$x = RA \cos(\phi) \quad (2.43)$$

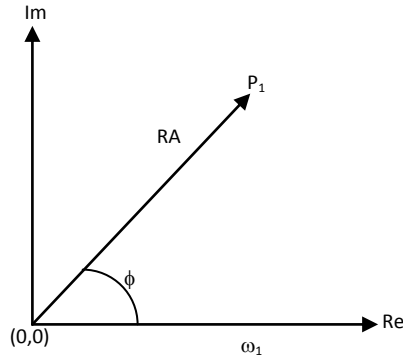


Figura 2.12 Representación gráfica de los componentes de un Diagrama de Nyquist en coordenadas cartesianas.

En el punto uno la frecuencia tiene un valor de  $\omega_1$  y se observa lo siguiente:

- La distancia del punto uno al origen  $(0,0)$  es la relación de amplitudes a la frecuencia  $\omega_1$  lo cual es descrito por la ecuación

$$RA = \sqrt{Re^2 + Im^2} \quad (2.44)$$

- El ángulo  $\phi$  con respecto al eje real es el retraso de fase a la frecuencia  $\omega_1$ , lo cual es descrito por

$$\phi = \tan^{-1} \left( \frac{Im}{Re} \right) \quad (2.45)$$

El diagrama de Nyquist contiene la misma información que el par de diagramas de Bodé para el mismo sistema.

La Figura 2.13 muestra los diagramas de Nyquist<sup>13</sup> para a) un sistema de primer orden; b) un sistema de segundo orden; c) un sistema de tercer orden y; d) tiempo muerto.

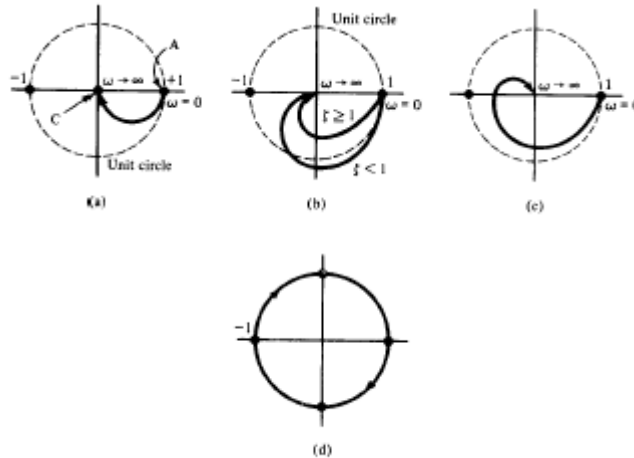


Figura 2.13 Diagramas de Nyquist para a) Sistema de Primer Orden; b) Sistema de Segundo Orden; c) Sistema de Tercer Orden y; d) Tiempo Muerto.

El criterio de estabilidad de Nyquist establece que si el diagrama de Nyquist de un lazo abierto de control hacia atrás rodea el punto  $(-1,0)$  al tomar la frecuencia cualquier valor de  $-\infty$  a  $\infty$ , entonces el sistema es inestable<sup>14</sup>. En la Figura 2.14 se representa el criterio de estabilidad de Nyquist. Las líneas punteadas en la Figura 2.14 representan la imagen de espejo de la función de transferencia de un lazo de control abierto. Se puede notar que el punto  $(-1,0)$  es rodeado por la imagen de espejo, por lo tanto, es un sistema inestable.

<sup>13</sup> George Stephanopoulos. Chemical Process Control, An Introduction to Theory and Practice. Editorial Prentice Hall. Página 339

<sup>14</sup> George Stephanopoulos. Chemical Process Control, An Introduction to Theory and Practice. Editorial Prentice Hall. Página 356

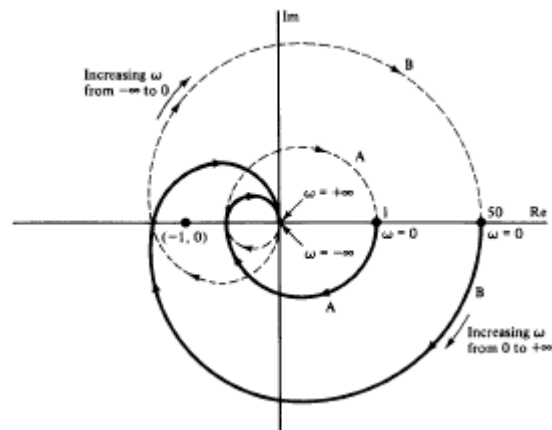


Figura 2.14 Representación gráfica del Criterio de Estabilidad de Nyquist.

### Técnica de sintonización de Ziegler-Nichols

Su método se basa en el análisis de respuesta de frecuencia.

Al igual del método de curva de reacción el cual usa los datos de respuesta de sistema de lazo de control abierto, la técnica de sintonización es un procedimiento de lazo abierto.

Ziegler-Nichols proponen el uso de  $\omega_{co}$  y  $K_c$  última para la sintonización de los controles.

El procedimiento para obtener los parámetros de sintonización mediante el criterio de Ziegler-Nichols son los siguientes:

1. Establecer el lazo de control hacia atrás como un control proporcional "puro" (solo tomar en cuenta  $K_c$  como parámetro).
2. Obtener de alguna forma  $\omega_{co}$  y  $K_c$  última, ya sea analítica o experimentalmente.
3. Calcular el periodo último:

$$P_\omega = \frac{2\pi}{\omega_{co}} = \left[ \frac{\text{minutos}}{\text{ciclo}} \right] \quad (2.46)$$

$$\omega_{co} = \left[ \frac{\text{radianes}}{\text{tiempo}} \right]$$

Con este parámetro ya se pueden calcular los parámetros de sintonización pertinentes, los cuales se muestran en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1 Relaciones empíricas para obtener los parámetros de las tres clases de controladores mediante la técnica de sintonización de Ziegler-Nichols.

Tipo de control	$K_c$	$\tau_I$ [min]	$\tau_D$ [min]
<b>P</b>	$\frac{K_c \text{ última}}{2}$	-	-
<b>PI</b>	$\frac{K_c \text{ última}}{2.2}$	$\frac{P_\omega}{1.2}$	-
<b>PID</b>	$\frac{K_c \text{ última}}{1.7}$	$\frac{P_\omega}{2}$	$\frac{P_\omega}{8}$

*Control hacia atrás de sistemas con Tiempo Muerto considerable o con Respuesta Inversa*

### PROCESOS CON TIEMPO MUERTO CONSIDERABLE

Considerando un lazo de control hacia atrás característico se puede notar que todos sus componentes dinámicos de este pueden exhibir tiempos muertos significativos en su respuesta. Entonces, algunos de los motivos que pueden generar tiempo muerto son:

- El proceso puede contener transportación de fluidos por largas distancias o incluir largos periodos de incubación.

- El dispositivo de medición puede requerir largos periodos de tiempo para completar el muestreo y el análisis de la variable de salida medida (como en el caso de un cromatógrafo de gases).
- El elemento final de control puede necesitar algún tiempo para desarrollar su señal actuante.
- El operador del controlador (la persona que toma las decisiones) puede necesitar un tiempo significativo para pensar y tomar una acción apropiada de control.

Por lo que se ha dicho se puede notar que un control hacia atrás convencional podría proveer una respuesta algo insatisfactoria debido a que pueden existir:

- Una perturbación entrante al proceso, no será detectada hasta después de un periodo significativo de tiempo.
- La acción de control la cual es tomada en base a las últimas mediciones es inadecuado ya que tratará de regular la situación (eliminar el error) el cual fue originado tiempo atrás.
- La acción de control también tomará algún tiempo en hacer efecto sobre el proceso.

Por las razones anteriores, el tiempo muerto es la principal fuente de inestabilidad para las respuestas de lazo cerrado.

### CONTROL DE SISTEMAS CON RESPUESTA INVERSA

La respuesta inversa es la resultante de dos efectos opuestos. Esta respuesta puede producir una respuesta inicial en la dirección opuesta a la dirección del estado estacionario.

Existen dos maneras más comunes para controlar sistemas con respuesta inversa. La primera es un control PID con sintonización

mediante Ziegler-Nichols; y el segundo es un compensador de respuesta inversa.

PID convencional

La razón por la que se puede usar un controlador de esta clase es porque el controlador anticipará la dirección incorrecta de la respuesta del sistema y hará la acción correctiva apropiada para limitar pero no eliminar la acción inversa.

Compensador de respuesta inversa

Sigue el mismo principio que el compensador de Smith, el cual es mostrado en la Figura 2.15.

Para eliminar la respuesta inversa es suficiente eliminar el zero positivo de la función de transferencia del proceso. Esto es posible si en la respuesta del lazo abierto adicionamos una función de la siguiente forma:

$$y(s) = G_c(s)K_c \left( \frac{1}{\tau_{p2}s + 1} - \frac{1}{\tau_{p1}s + 1} \right) y_{sp}(s) \quad (2.47)$$

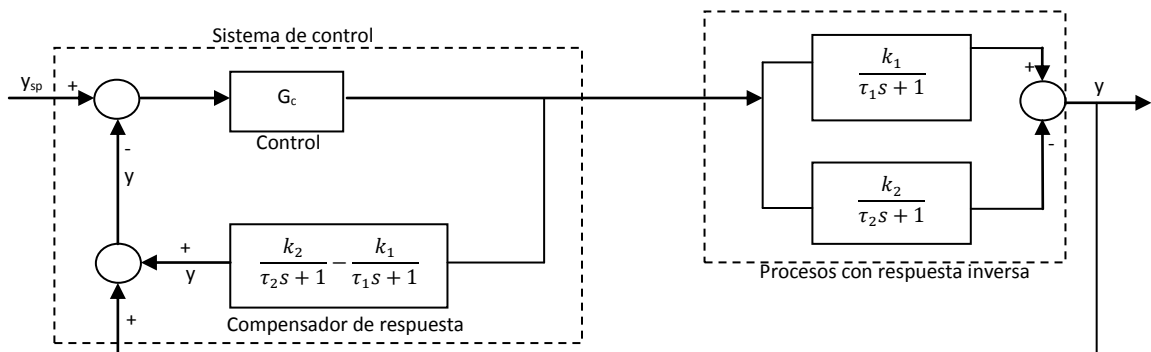


Figura 2.15 Representación simplificada de un proceso con respuesta inversa y compensador.

Visto de esta manera, se puede decir que el compensador modifica el lugar del zero de la función de transferencia del lazo abierto, es decir, lo lleva de lo positivo a lo negativo. Esto elimina el comportamiento inverso. Sin embargo, tiene el mismo problema que el compensador de Smith, por lo tanto, tampoco suele ser efectivo.

# CAPÍTULO III: Obtención de los parámetros de sintonización y propuesta de Filosofía de Control

En este capítulo se presentarán los valores de sintonización del controlador del lazo de control para la columna de absorción PIGNAT. Se ha considerado un lazo de control hacia atrás el cual va de la temperatura registrada por el sensor TI-304 a la manipulación de la alimentación de la solución de Mono Etanol Amina (MEA). En la Figura 3.1 se muestra esquemáticamente el lazo de control propuesto en la columna:

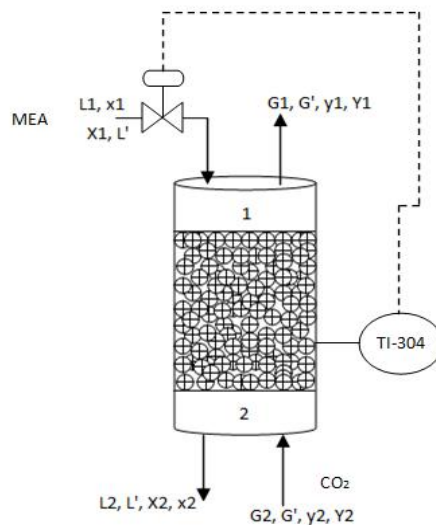


Figura 3.1 Lazo de Control en la Torre de Absorción.



Para poder llegar a esta representación, el estudio de este proyecto se realizó con los datos del comportamiento dinámico de la torre lo cuales fueron presentados en la Tesis de Obregón<sup>15</sup> sobre dinámica de la torre empacada PIGNAT, cuyo objetivo es obtener las funciones de transferencia que mejor describen el comportamiento dinámico de la torre.

Al analizar estos modelos se determinó que la perturbación que afecta significativamente en relación a las demás es un cambio de escalón en el flujo de alimentación de Mono Etanol Amina (MEA) y es por eso que se estableció el lazo de control del medidor de temperatura TI-304 al flujo de alimentación de MEA.

### 3.1 Suposiciones

Se determinó que era conveniente enfocarse en el sensor de temperatura TI-304 ya que del estudio de la dinámica de la torre es en éste sensor donde se encuentra la ganancia de mayor valor del proceso y es donde, en teoría, se efectúa mejor la reacción.

De la práctica experimental que se lleva a cabo en la asignatura de Laboratorio de Ingeniería Química III "*Absorción de CO<sub>2</sub> en una columna empacada*" se sabe que el mejor porcentaje de remoción (o mejor porcentaje de absorción) de CO<sub>2</sub> del aire es de 84.75%, está asociado a una temperatura de aproximadamente 26°C. Tomando este valor de temperatura como una medida secundaria se decidió proponer el lazo de control para asegurar que la temperatura en esta sección de la torre no

---

<sup>15</sup> Obregón Rojas, Edgar Manuel. *Análisis del comportamiento dinámico en una columna empacada para el proceso de absorción de CO<sub>2</sub> con MEA: Propuesta de protocolo experimental para la materia de Laboratorio de Ingeniería Química IV*. 2011.

baje de dicha cantidad. Si la temperatura baja el porcentaje de remoción caerá y no se obtendrá el mejor porcentaje de absorción.

El funcionamiento normal de la torre indica que si la temperatura en este plato y específicamente el funcionamiento en este plato es adecuado, se puede asumir que toda la torre está operando normalmente, su funcionamiento es óptimo y no se necesitará un control de temperatura para cada sección de la torre.

En cuanto a la sintonización se utilizó la técnica de Ziegler-Nichols para la cual se tiene que usar la técnica de análisis de frecuencia y los diagramas de Bodé.

### 3.2 Tratamiento de datos

Para el modelo dinámico encontrado en la Tesis citada anteriormente se usaron los escalones de 2.09 L/h, 5.94 L/h y 11.83 L/h en un rango de flujo de 2 a 12 L/h ya que a estos flujos se opera normalmente la torre.

Para estos escalones se encontró que el modelo que describe mejor el comportamiento dinámico para esta sección de la torre es una respuesta inversa de primer orden y las funciones de transferencia son las siguientes:

Primero, es importante recordar que la respuesta inversa está expresada como:

$$G_p = \frac{kp_1}{\tau_1 s + 1} - \frac{kp_2}{\tau_2 s + 1} \quad (3.1)$$

Donde generalmente el cociente de la derecha, que corresponde al segundo proceso en competencia suele ser menor que el término de la

izquierda que representa al efecto principal de la respuesta del sistema a la perturbación.

Para el flujo de 2.09 L/h de MEA se tiene la siguiente función de transferencia:

$$G_p = \frac{16.44}{604.15s + 1} - \frac{16.04}{711.24s + 1} \quad (3.2)$$

Para el flujo de 5.94 L/h de MEA se tiene la siguiente función de transferencia:

$$G_p = \frac{1.44}{122.66s + 1} - \frac{2.52}{659.68s + 1} \quad (3.3)$$

Finalmente, para el flujo de 11.83 L/h de MEA se tiene la siguiente función de transferencia:

$$G_p = \frac{0.38}{30.98s + 1} - \frac{1.05}{335.30s + 1} \quad (3.4)$$

Es preciso mencionar que se considero que ambos procesos son simultáneos y por ende tienen el mismo tiempo muerto,  $td$ , el cual se determinó que su valor fue de 35 segundos.

Además, para la sintonización del controlador se optó por un control Proporcional Integral (PI) ya que un compensador de respuesta inversa es poco confiable.

### 3.3 Obtención de la frecuencia crossover ( $\omega_{co}$ )

Como se explicó anteriormente en el capítulo uno, al suministrarle al proceso una entrada oscilante, paulatinamente se obtendrá una respuesta o salida oscilante del sistema. La técnica del Análisis de respuesta de frecuencia, junto con los diagramas de Bodé, nos permite encontrar el valor de las variables hasta las cuales el sistema es estable, es decir, el sistema tiene un rango de valores de frecuencia en el cual puede operar adecuadamente, pero después de cierto valor, "frecuencia crossover" ( $\omega_{co}$ ), el sistema se vuelve inestable. De forma análoga se tiene la ganancia última ( $k_{cu}$ ) la cual es el último valor que puede tomar la ganancia del controlador antes de que el sistema se vuelva inestable.

Para poder usar la técnica de Análisis de respuesta frecuencia existe un método considerablemente corto el cual consiste en expresar la función de transferencia del proceso en términos de la frecuencia. A continuación se presenta el desarrollo matemático de esta técnica para la función de transferencia correspondiente a cualquier proceso que tenga una respuesta inversa como función de transferencia.

Tomando la ecuación (3.1) se tiene:

$$G_p = \frac{kp_1}{\tau_1 s + 1} - \frac{kp_2}{\tau_2 s + 1} \quad (3.1)$$

Primero, se efectúa la resta de las dos funciones de transferencia de primer orden:

$$\frac{(\tau_2 kp_1 - \tau_1 kp_2)s + kp_1 - kp_2}{(\tau_1 s + 1)(\tau_2 s + 1)} \quad (3.5)$$

En seguida, sustituimos cada "s" de la ecuación por " $\omega i$ ":

$$\frac{(\tau_2 k p_1 - \tau_1 k p_2) \omega i + k p_1 - k p_2}{(\tau_1 \omega i + 1)(\tau_2 \omega i + 1)} \quad (3.6)$$

Para eliminar los números imaginarios del denominador (polos) es necesario multiplicar por el complejo conjugado de las raíces y para hacer más sencillos los cálculos se puede separar esta expresión de la siguiente manera:

$$\frac{1}{(\tau_1 \omega i + 1)} * \frac{1}{(\tau_2 \omega i + 1)} * (k p_1 - k p_2) + (\tau_2 k p_1 - \tau_1 k p_2) \omega i \quad (3.7)$$

De esta forma ya se tiene la expresión en términos de una función de transferencia de primer orden y otro término expresado en números reales e imaginarios.

Para racionalizar la expresión del polo del primer término es necesario multiplicar dicho término por su complejo conjugado:

$$\frac{1}{(1 + \tau_1 \omega i)} * \frac{(1 - \tau_1 \omega i)}{(1 - \tau_1 \omega i)} = \frac{1 - \tau_1 \omega i}{1 + \tau_1^2 \omega^2} \quad (3.8)$$

Esta ecuación a su vez se puede expresar de la siguiente manera:

$$\frac{1}{1 + \tau_1^2 \omega^2} - \frac{\tau_1 \omega i}{1 + \tau_1^2 \omega^2} \quad (3.9)$$

Donde la parte izquierda de la ecuación está en el dominio de los números de los reales y la parte derecha en el dominio de los números imaginarios.

Convirtiéndolos en coordenadas polares (definida en el capítulo uno) se tiene:

$$RA = \sqrt{\left(\frac{1}{1 + \tau_1^2 \omega^2}\right)^2 + \left(\frac{\tau_1 \omega}{1 + \tau_1^2 \omega^2}\right)^2} \quad (3.10)$$

Simplificando:

$$RA = \frac{1}{\sqrt{1 + \tau_1^2 \omega^2}} \quad (3.11)$$

Y

$$\phi = \tan^{-1}(-\tau_1 \omega) \quad (3.12)$$

Del mismo modo para el segundo término de la ecuación 3.7 se puede hacer el mismo procedimiento:

$$\frac{1}{(1 + \tau_2 \omega i)} * \frac{(1 - \tau_2 \omega i)}{(1 - \tau_2 \omega i)} = \frac{1 - \tau_2 \omega i}{1 + \tau_2^2 \omega^2} \quad (3.13)$$

Separando la expresión anterior:

$$\frac{1}{1 + \tau_1^2 \omega^2} - \frac{\tau_1 \omega i}{1 + \tau_1^2 \omega^2} \quad (3.14)$$

Y obteniendo el retardo de fase ( $\phi$ ) y la relación de amplitudes ( $RA$ ):

$$RA = \frac{1}{\sqrt{1 + \tau_2^2 \omega^2}} \quad (3.15)$$

Y

$$\phi = \tan^{-1}(-\tau_2 \omega) \quad (3.16)$$

Finalmente, para el último término de la ecuación 3.7 se usa el teorema de Pitágoras para obtener la relación de amplitudes ( $RA$ ) y el retardo de fase ( $\phi$ ):

$$(kp_1 - kp_2) + (\tau_2 kp_1 - \tau_1 kp_2) \omega i \quad (3.17)$$

$$RA = \sqrt{(kp_1 - kp_2)^2 + (\tau_2 kp_1 - \tau_1 kp_2)\omega^2} \quad (3.18)$$

Y

$$\phi = \tan^{-1} \left( \frac{(\tau_2 kp_1 - \tau_1 kp_2)\omega}{(kp_1 - kp_2)} \right) \quad (3.19)$$

Finalmente la relación de amplitudes de la función de transferencia de un sistema con respuesta inversa queda:

$$RA_{inv} = \frac{1}{\sqrt{1 + \tau_1^2 \omega^2}} * \frac{1}{\sqrt{1 + \tau_2^2 \omega^2}} * \sqrt{(kp_1 - kp_2)^2 + (\tau_2 kp_1 - \tau_1 kp_2)\omega^2} \quad (3.20)$$

Y la relación de amplitudes para el sistema con respuesta inversa es:

$$\phi = \tan^{-1}(-\tau_1 \omega) + \tan^{-1}(-\tau_2 \omega) + \tan^{-1} \left( \frac{(\tau_2 kp_1 - \tau_1 kp_2)\omega}{(kp_1 - kp_2)} \right) \quad (3.21)$$

Las ecuaciones (3.20) y (3.21) son usadas para poder construir el diagrama de Bodé y para poder sintonizar los valores del controlador mediante la técnica Ziegler-Nichols.

### 3.4 Diagramas de Bodé y Nyquist

Los diagramas presentados en las Figura 3.2 fueron realizados para los sistemas registrados por el sensor TI-304 para los flujos de alimentación de MEA de 2.09 L/h, 5.94 L/h y 11.83 L/h.

Los resultados obtenidos para el flujo de 2.09 L/h se presentan en la Tabla 3.1.

Tabla 3.1 Resultados de RA y  $\phi$  en función de la frecuencia para un flujo de MEA de 2.09 L/h. La frecuencia remarcada en amarillo es la frecuencia crossover.

Frecuencia	Diagramas de Bodé		Diagramas de Nyquist		
	RA	Fi	Fi rad	Racos(Fi)	Rasen(Fi)
0	0.39296	0	0	0.39296	0
0.001	1.42012172	10.306315	0.17987913	1.39720852	0.254074908
0.002	1.47211987	-24.9091461	-0.43474661	1.33517856	-0.620028329
0.003	1.23130274	-45.7693289	-0.79882549	0.85889371	-0.882274344
0.004	1.01443881	-58.99019	-1.02957304	0.52262349	-0.869454311
0.005	0.85043058	-68.2569172	-1.19130794	0.31503801	-0.789926084
0.006	0.72765663	-75.2989422	-1.31421446	0.18466164	-0.703835381
0.007	0.63394354	-80.9861825	-1.41347553	0.09932162	-0.626114711
0.008	0.56067723	-85.7937292	-1.49738305	0.04112419	-0.559167022
0.009	0.5020901	-90.0001503	-1.57079895	-1.3169E-06	-0.502090096
0.01	0.45430099	-93.7786162	-1.63674562	-0.02993912	-0.453313398
0.011	0.41464413	-97.2420658	-1.69719422	-0.0522707	-0.411336276
0.012	0.38124434	-100.467138	-1.75348236	-0.06926125	-0.374900157
0.013	0.35275135	-103.507599	-1.8065484	-0.08239366	-0.342993882
0.014	0.32817161	-106.40224	-1.85706942	-0.09266876	-0.314815993
0.015	0.30675954	-109.179739	-1.90554592	-0.10078053	-0.289732119
0.016	0.28794566	-111.861739	-1.95235564	-0.10722178	-0.267238083
0.017	0.27128804	-114.464874	-1.99778894	-0.11234996	-0.246930533
0.018	0.25643881	-117.002141	-2.04207259	-0.11642932	-0.228484299
0.019	0.24312057	-119.483832	-2.08538626	-0.11965858	-0.211635146
0.02	0.23110955	-121.918207	-2.12787413	-0.12218949	-0.19616665
0.03	0.15457216	-144.694916	-2.5254027	-0.12614422	-0.089331893
0.04	0.11606072	-166.113161	-2.89922158	-0.11266846	-0.027855162
0.04505	0.10308243	-176.699485	-3.08398781	-0.10291145	-0.005934764
0.04665	0.09955464	-180.032851	-3.142166	-0.09955462	5.70796E-05
0.05	0.09289739	-186.986243	-3.26352559	-0.09220767	0.011299205

Donde la frecuencia tiene unidades de segundos<sup>-1</sup>.

Las graficas mostradas en la Figura 3.2 representan los Diagramas de Bodé y Nyquist para los valores de frecuencia que fueron sustituidos en las ecuaciones 3.20, 3.21, 2.42 y 2.43 para este sistema.



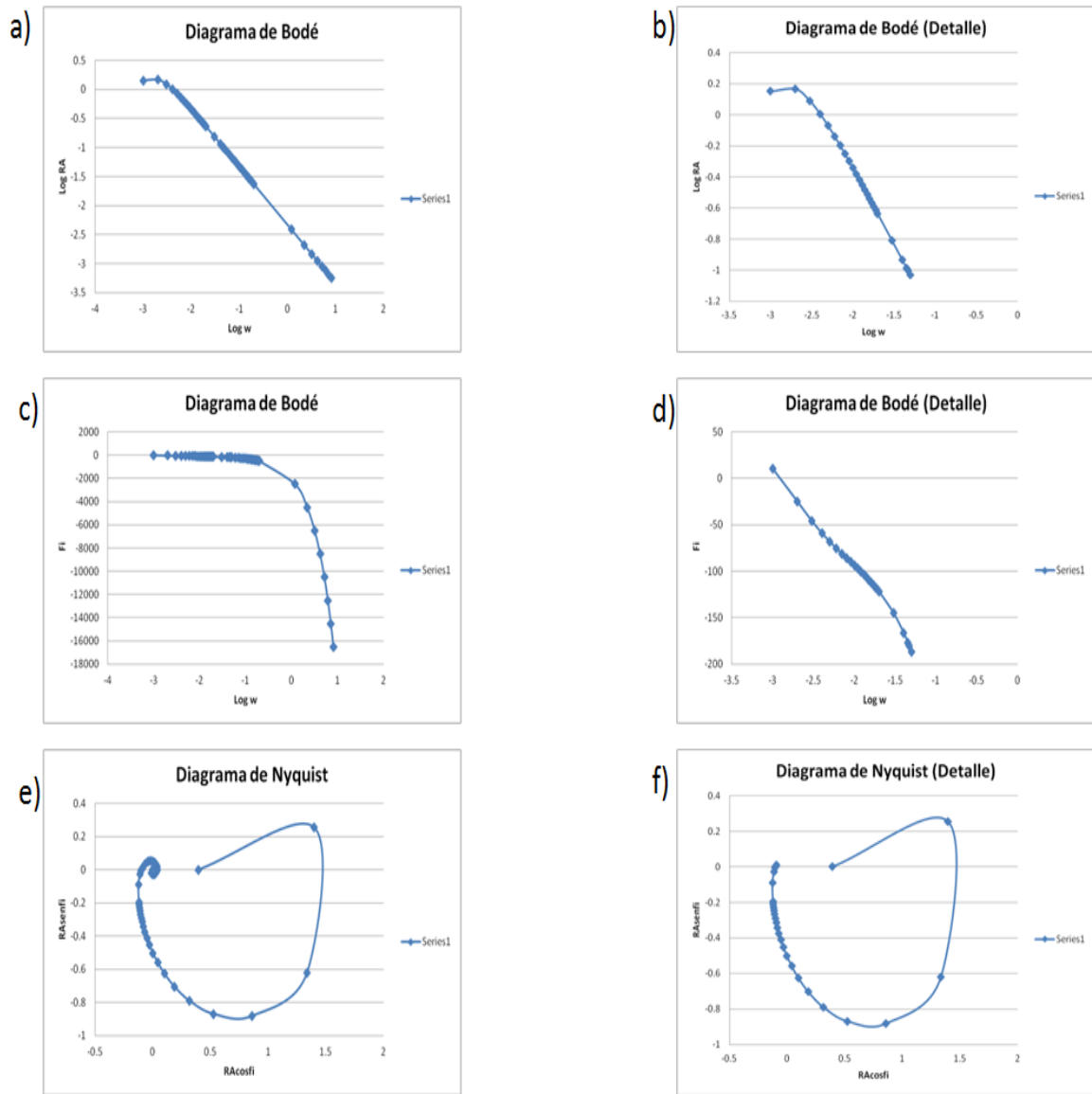


Figura 3.2 Diagramas de Bodé y Nyquist para el sistema de 2.09 L/h. La figura "a" muestra el diagrama de Bodé del sistema con RA en función de la frecuencia y la figura "b" es un detalle del mismo diagrama que solo incluye hasta una frecuencia después de la frecuencia cross over; "c" es el diagrama de Bodé que relaciona el retardo de fase en función de la frecuencia y el diagrama "d" es el detalle del mismo diagrama; la grafica "e" es el diagrama de Nyquist y "f" es el detalle de la misma gráfica.

Los resultados de la Tabla 3.2 son los obtenidos para el flujo de 5.94 L/h. La frecuencia marcada en amarillo es la frecuencia crossover.

Tabla 3.2 Resultados de RA y  $\phi$  en función de la frecuencia para un flujo de MEA de 5.94 L/h.

Frecuencia 1/s	Diagramas de Bodé		Diagramas de Nyquist		
	RA	Fi	Fi rad	Racos(Fi)	Rasen(Fi)
0	1.080135	0	0	1.080135	0
0.001	1.04011942	-73.0491615	-1.27494838	0.30324792	-0.99493171
0.002	0.98234212	-120.464994	-2.10251078	-0.49805908	-0.84671908
0.003	0.93214738	-150.042277	-2.61873176	-0.807607	-0.4654779
0.004	0.88371948	-170.517462	-2.97609114	-0.87164421	-0.14559014
0.00459	0.85502351	-180.113993	-3.14358221	-0.85502181	0.00170111
0.005	0.83505082	-186.024041	-3.24673201	-0.83043963	0.08763504
0.006	0.78670404	-198.48945	-3.46429443	-0.746096	0.24948748

Y los diagramas mostrados en la Figura 3.3 representan los Diagramas de Bodé y Nyquist para los valores de frecuencia que fueron sustituidos en las ecuaciones 3.20, 3.21, 2.42 y 2.43 para este sistema. La figura "a" muestra el diagrama de Bodé del sistema con RA en función de la frecuencia y la figura "b" es un detalle del mismo diagrama que solo incluye hasta una frecuencia después de la frecuencia crossover; "c" es el diagrama de Bodé que relaciona el retardo de fase en función de la frecuencia y el diagrama "d" es el detalle del mismo diagrama; la grafica "e" es el diagrama de Nyquist y "f" es el detalle de la misma gráfica.

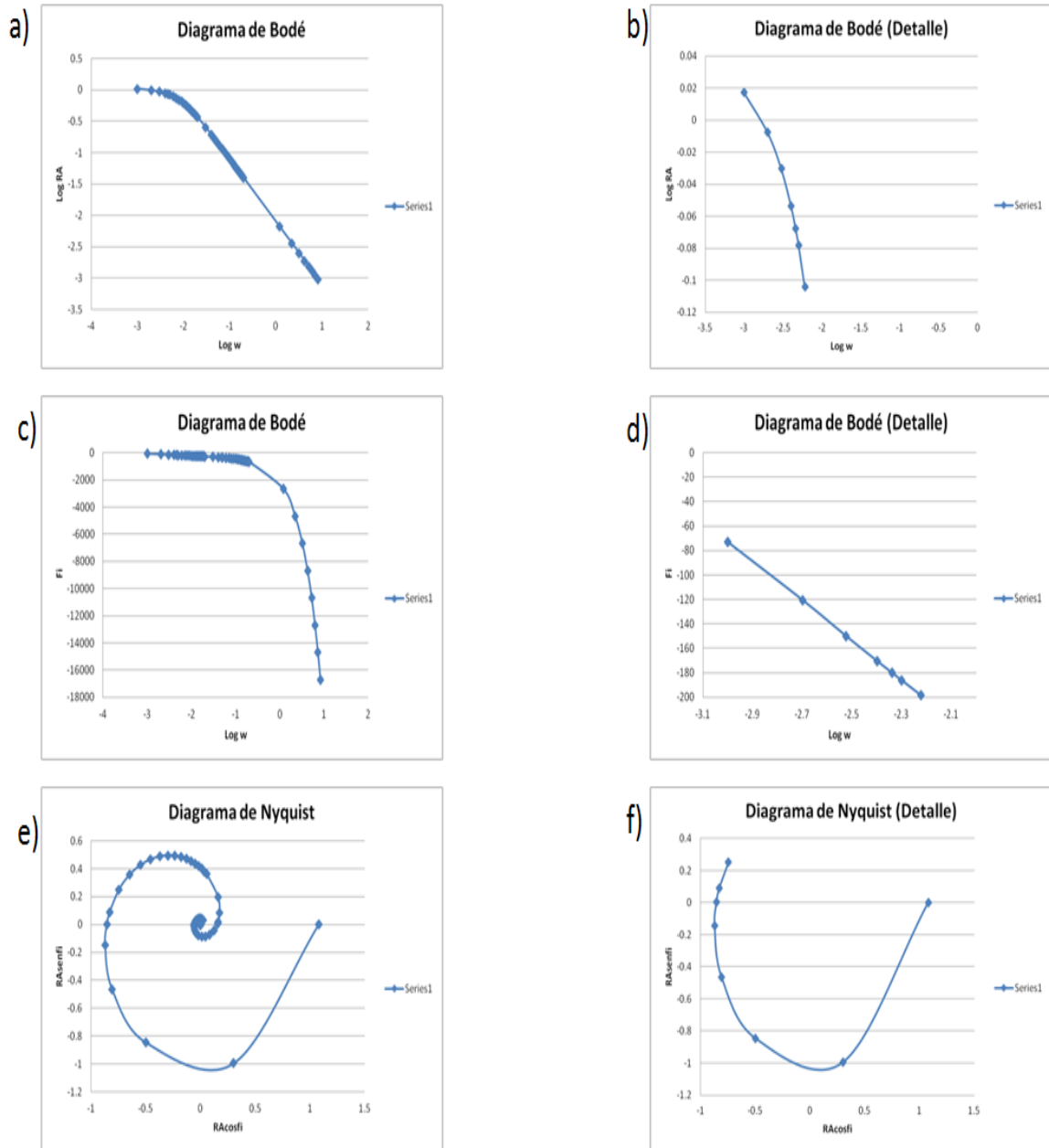


Figura 3.3 Diagramas de Bodé y Nyquist para el sistema de 5.94 L/h.

Los resultados de la Tabla 3.3 son los obtenidos para el flujo de 5.94 L/h. La frecuencia marcada en amarillo es la frecuencia crossover.

Tabla 3.3 Resultados de RA y  $\phi$  en función de la frecuencia para un flujo de 11.83.94 L/h de MEA.

Frecuencia 1/s	Diagramas de Bodé		Diagramas de Nyquist		
	RA	Fi	Fi rad	Racos(Fi)	Rasen(Fi)
0	0.673328	0	0	0.673328	0
0.001	0.644191	-29.92014987	-0.52220513	0.55833423	-0.32131776
0.002	0.579203	-56.32173515	-0.98299972	0.32118463	-0.48199204
0.003	0.511907	-78.21161421	-1.36505018	0.10458143	-0.50111051
0.004	0.456695	-96.23432701	-1.67960586	-0.04959482	-0.45399461
0.005	0.414709	-111.3051756	-1.94264179	-0.15067854	-0.38636736
0.006	0.38323	-124.1586224	-2.16697675	-0.21517843	-0.31711783
0.007	0.359365	-135.3234693	-2.36184009	-0.25553969	-0.2526705
0.008	0.340873	-145.1777308	-2.5338294	-0.27983225	-0.19464983
0.009	0.32617	-153.996421	-2.68774458	-0.29315069	-0.14300181
0.01	0.314158	-161.9837114	-2.8271491	-0.29875428	-0.09716506
0.011	0.304081	-169.2938973	-2.95473591	-0.29878792	-0.05648952
0.012	0.295415	-176.0453499	-3.07257099	-0.29471137	-0.02037383
0.012622	0.290569	-180.0043503	-3.14166858	-0.29056877	2.2062E-05
0.013	0.287791	-182.3300773	-3.18226017	-0.28755318	0.01170053
0.014	0.280949	-188.2204469	-3.28506652	-0.27806278	0.04017076

Las graficas mostradas en la Figura 3.4 representan los Diagramas de Bodé y Nyquist para los valores de frecuencia que fueron sustituidos en las ecuaciones 3.20, 3.21, 2.42 y 2.43 para este sistema. La figura "a" muestra el diagrama de Bodé del sistema con RA en función de la frecuencia y la figura "b" es un detalle del mismo diagrama que solo incluye hasta una frecuencia después de la frecuencia crossover; "c" es el diagrama de Bodé que relaciona el retardo de fase en función de la frecuencia y el diagrama "d" es el detalle del mismo diagrama; la grafica "e" es el diagrama de Nyquist y "f" es el detalle de la misma gráfica.

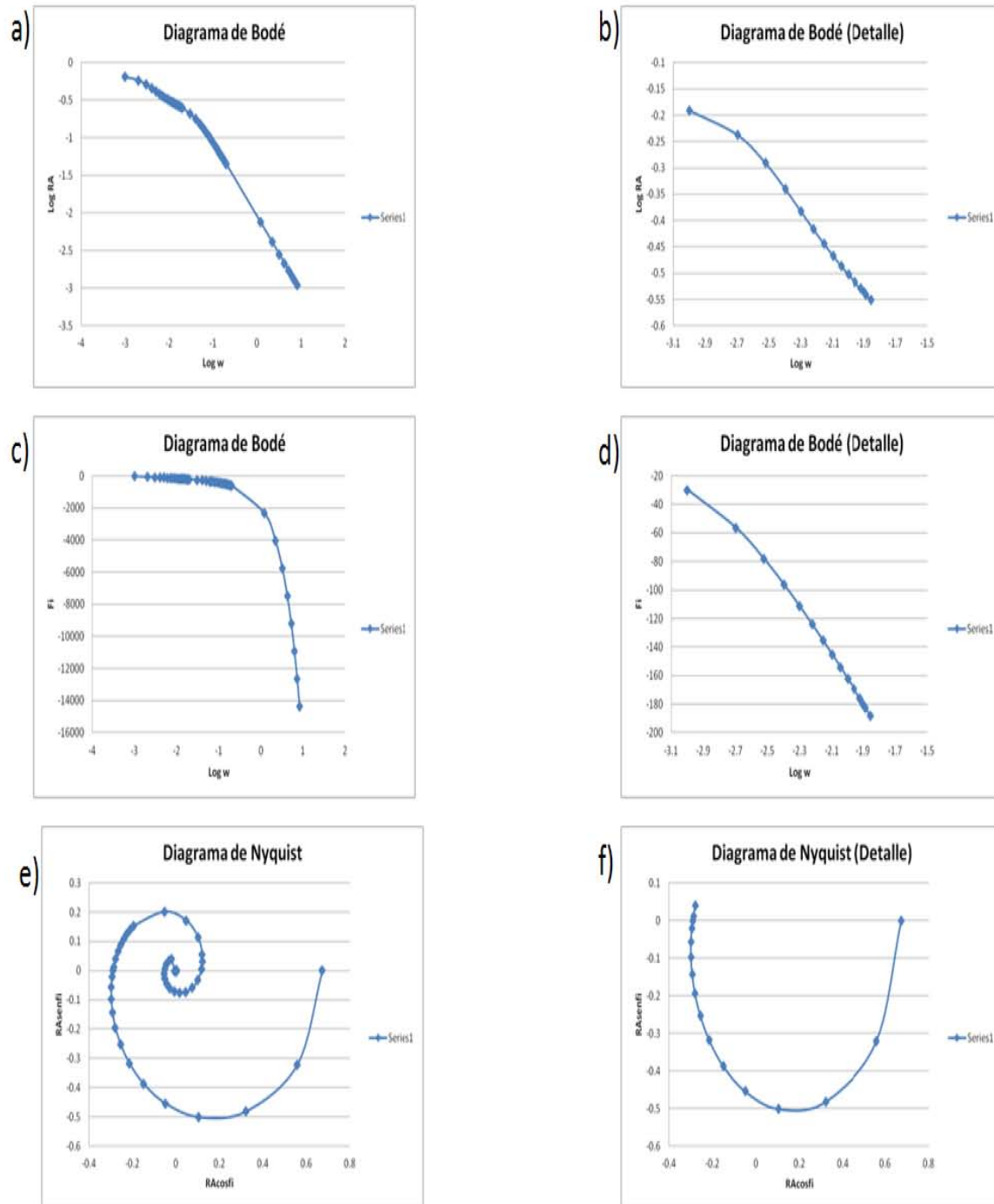


Figura 3.4 Diagramas de Bodé y Nyquist para el sistema de 11.83 L/h.

### 3.5 Obtención de $\omega_{co}$ , $k_{cu}$ y parámetros de sintonización mediante la técnica de Ziegler-Nichols

Otra técnica que involucra la obtención del valor de la frecuencia "crossover" es la propuesta por Ziegler-Nichols.

Esta técnica establece que para poder encontrar los parámetros de frecuencia "crossover" y ganancia última es preciso considerar un control proporcional en la función de lazo de abierto del proceso.

Siguiendo los pasos descritos en el Capítulo I:

1. Establecer el lazo de control hacia atrás como un control proporcional "puro" (solo tomar en cuenta  $K_c$  como parámetro).

Al hacer esto, la expresión de relación de amplitudes (RA) es:

$$RA = k_c \frac{\sqrt{(kp_1 - kp_2)^2 + (\tau_2 kp_1 - \tau_1 kp_2)\omega^2}}{(\sqrt{1 + \tau_1^2 \omega^2}) * \sqrt{1 + \tau_2^2 \omega^2}} \quad (3.22)$$

Y la expresión para el retardo de fase es:

$$\phi = \tan^{-1}(-\tau_1 \omega) + \tan^{-1}(-\tau_2 \omega) + \tan^{-1}\left(\frac{(\tau_2 kp_1 - \tau_1 kp_2)\omega}{(kp_1 - kp_2)}\right) - td\omega \quad (3.23)$$

Siendo  $td$  el tiempo muerto del proceso en segundos.

Es importante recordar que para que un sistema sea estable su retardo de fase ( $\phi$ ) debe ser igual o mayor a  $-180^\circ$  y su relación de amplitudes (RA) debe ser menor igual a 1.

2. Obtener de alguna forma  $\omega_{co}$  y  $K_c$  última, ya sea analítica o experimentalmente.

Para ejemplificar esta técnica se usarán los valores obtenidos para un flujo de MEA de 2.09 L/h.

Haciendo las operaciones necesarias RA tiene la siguiente expresión:

$$RA = k_c \frac{\sqrt{0.393^2 + (1996.18\omega)^2}}{(\sqrt{1 + 364997.22\omega^2}) * \sqrt{1 + 505862.34\omega^2}}$$

Y para el retardo de fase  $\phi$ :

$$\phi = \tan^{-1}(-604.15\omega) + \tan^{-1}(-711.24\omega) + \tan^{-1}\left(\frac{1996.18\omega}{0.393}\right) - 35\omega$$

Para que el retardo de fase sea igual a  $-180^\circ$  la frecuencia "cross over" debe ser:

$$\omega_{co} = 0.0466 \text{ rad/segundo}$$

Para encontrar la  $k_{cu}$  despejar  $k_c$  de la ecuación y sustituir en la siguiente ecuación y recordar que para que sea estable el sistema  $RA=1$ :

$$k_{cu} = \frac{1}{\frac{\sqrt{0.393^2 + (1996.18\omega)^2}}{(\sqrt{1 + 364997.22\omega^2}) * \sqrt{1 + 505862.34\omega^2}}}$$

Al sustituir el valor de la frecuencia "cross over" en la ecuación anterior se obtiene:

$$K_{cu} = 10.04$$

La Tabla 3.4 muestra los valores de ganancia última y frecuencia "crossover" obtenidos para cada flujo escalón de alimentación de MEA.

Tabla 3.4 Parámetros dinámicos, ganancia última y frecuencia crossover.

Flujo [L/h]	wco [1/s]	kcu	td [s]	Tau1 [s]	k1	Tau2 [s]	k2
2.09	0.0466	10.041	35	604.1517	16.4385	711.2383	16.0455
5.94	0.0046	1.169	35	122.662	1.4381	659.6792	2.5182
11.83	0.0126	3.44	30	30.9805	0.3752	335.2968	1.04853

### 3. Cálculo del periodo último

$$P_\omega = \frac{2\pi}{\omega_{co}} [=] \frac{\text{minutos}}{\text{ciclo}} \dots \dots (\text{ec. 6.35})$$

Para el flujo de 2.09 L/h se tiene

$$P_{\omega} = 134.73$$

Con este parámetro se pueden calcular los valores de sintonización para los controles PID, PI y P.

En la Tabla 3.5 son mostrados los parámetros de sintonización para los diferentes flujos establecidos.

Tabla 3.5 Parámetros de sintonización para los controles Proporcional (P), Proporcional Integral (PI) y Proporcional Integral Derivativo (PID).

Flujo [L/h]		2.09	5.94	11.83
PID	Pw	134.733	1371.139	497.824
	kc	5.907	0.688	2.024
	Tau I	67.367	685.569	248.912
	Tau D	16.842	171.392	62.228
PI	kc	4.564	0.531	1.564
	Tau I	112.278	1142.616	414.853
P	kc	5.021	0.585	1.721

Cabe mencionar que para los flujos de 5.94 L/h y 11.83 L/h se notó que el "proceso 2" es el principal y no el "proceso 1", y para el efecto de simular la respuesta del sistema incluyendo los parámetros de sintonización de control es preciso que se inviertan los signos en la ecuación de la respuesta inversa, es decir, que al "proceso 2" se le reste el "proceso 1".

Al observar el valor de estos parámetros se puede notar que el Periodo último del sistema no tiene una tendencia definida y esto es debido al modelo matemático que describe mejor este sistema ya que al tratarse de un respuesta inversa al incrementarse el flujo de MEA, específicamente por arriba de los 2.2 L/h, las ganancias dinámicas del segundo proceso que entra en competencia son mayores al proceso principal y esto se ve reflejado en un aumento de la temperatura en la



sección de la torre registrado por el sensor TI-304 seguido de una abrupta caída de temperatura, pero sin llegar nunca a ser menor que la temperatura de alimentación de los fluidos.

Para la constante tiempo integral del un controlador Proporcional-Integral y para un controlador Proporcional-Integral-Derivativo sucede de la misma forma, no hay una secuencia lógica, solo un máximo en las cercanías de la zona media del rango de flujos.

Del mismo modo sucede con el parámetro de constante tiempo derivativa para el controlador Proporcional-Integral-Derivativo, ya que al igual que la constante tiempo integral.

Esta anomalía es debida a la magnitud de las constantes dinámicas del segundo proceso en competencia. En consecuencia, a un valor mayor en la diferencia entre las ganancias dinámicas de los procesos en competencia, les corresponde un valor mayor a los valores de sintonización de los controladores.

### 3.6 Filosofía de Control

Además de un manual de operación o Filosofía de Control que todos los equipos que involucren procesos de ingeniería tienen una Filosofía de Operación para que los operarios puedan hacer un uso adecuado del equipo y evitar daños a este y por ende divergencias en los estándares de producción, al menos, en lo referente al mal funcionamiento del equipo. Pero muchas veces sucede que el proceso se desvía del comportamiento deseado y el producto no tiene la pureza que debería tener o no cumple con los estándares de control de la producción.

Es por estos motivos que además de la Filosofía de Operación los equipos también traen una Filosofía de Control la cuál intenta cubrir todos los aspectos y problemas que se puedan presentar en el equipo, es decir, menciona los pasos necesarios a seguir y las variables de procesos a monitorear y regular para traer a nuestro equipo y/o proceso de un estado de inestabilidad al estado óptimo de operación.

Debido a que en el Laboratorio de Ingeniería Química no se cuenta actualmente con los lazos de control ni controladores digitales se propondrá una filosofía de control "manual" con la que el operador y/o estudiante será capaz de darle una solución a los dos problemas que se presentan con mayor frecuencia en la operación de la torre de absorción.

El primer problema que se puede presentar y el cual será el problema principal ya que está relacionado con la concentración o cantidad absorbida de CO<sub>2</sub> de la corriente gaseosa es que específicamente la temperatura medida por el sensor TI-304 sea menor a la temperatura deseada para que se lleva a cabo la absorción requerida (aproximadamente 26°C).

El segundo problema que se puede presentar en la torre de absorción es que esta se desbordé debido a flujos de alimentación erróneos. Si esto sucede también afectará a objetivo de la torre puesto que no se llevará a cabo la absorción o, en el mejor de los casos considerando este evento, la absorción será despreciable.

### 3.7 Propuesta de Filosofía de control

#### *Temperatura de TI-304 menor a la requerida*

Cuando la temperatura registrada por el sensor TI-304 es menor a la temperatura deseada generalmente es debido a uno de dos eventos:

a) existe un exceso de Aire-CO<sub>2</sub> (gas de tratamiento) suministrado o; 2) existe una deficiencia en el flujo de alimentación de la solución de Mono Etanol Amina (MEA).

Lo primero que recomienda realizar es fijarse en el valor de las variables de temperatura (del TI-304); el flujo de alimentación del gas a tratar; y el flujo de alimentación de la solución de MEA.

Las acciones a seguir para regresar el equipo a su funcionamiento normal son:

1. Si el flujo de CO<sub>2</sub> es mayor a 0.99 m<sup>3</sup>/h y el flujo de aire es mayor a 0.94 m<sup>3</sup>/h, restablecer los flujos de dichos fluidos máximo al valor de los flujos ya mencionados. Por arriba de estos valores, el grado de absorción disminuirá considerablemente.
2. Si el flujo de la solución de MEA es menor a 2 L/h, verificar que el depósito para el suministro de la solución de MEA se encuentre lleno o, en su defecto, que contenga la cantidad mínima necesaria para poder recargarla y alcanzar nuevamente el flujo mínimo requerido.
3. En caso de que el contenedor se encuentre lleno, manipular la apertura de la bomba hasta llegar al flujo de solución de MEA de 2 L/h o el que sea requerido por el operador/estudiante. A mayor cantidad de flujo de solución de MEA, la absorción del CO<sub>2</sub> o porcentaje de remoción de este del aire será mayor.

4. Si el flujo de solución de MEA y apertura son adecuados para su funcionamiento normal, verificar que la solución de MEA tenga una concentración mínima del 15% m/m, de lo contrario agregar la cantidad necesaria de Mono Etanol Amina para alcanzar este valor de concentración como requerimiento.

#### *Inundación en la torre de absorción*

Cuando el problema de inundación se presenta en la torre de absorción generalmente es debido a que se está operando con un flujo erróneo de alimentación. Es por esto que es necesario monitorear el valor de la diferencia de presión en el indicador de presión diferencial, así como los flujos de alimentación de Aire-CO<sub>2</sub> y el flujo de alimentación de solución de MEA.

Si esto sucede, las acciones que se deben seguir son:

1. Si el indicador de presión está por arriba de 30 PSIG y continúa creciendo de una manera desmedida, verificar que el rotámetro de aire no indique un valor mayor del 50%. Si este fuera el caso, regular el flujo de aire por debajo de este nivel.
2. Si el rotámetro está debajo de este valor, verificar que la bomba dosificadora de la solución de MEA se encuentre encendida, de lo contrario, encenderla y adecuarla para alcanzar un flujo de alimentación de la solución de MEA mínimo de 2 L/h.
3. Si la bomba está trabajando óptimamente, verificar que el contenedor tenga la cantidad suficiente de solución de MEA y esté proporcionando un flujo mínimo de 2 L/h, de lo contrario, modificar la apertura de la bomba para obtener este flujo mínimo.

Siguiendo estos pasos la columna de absorción deberá operar correctamente.

**Nota: Los valores de referencia que se han puesto en esta filosofía de operación están basados en los resultados obtenidos en las prácticas de "Hidrodinámica de una columna empacada" y "Absorción de CO<sub>2</sub> en una columna empacada", los cuales mostraron ser los adecuados para una operación normal de la columna.**

## CAPÍTULO IV: Conclusiones

En este trabajo de Tesis se mostraron los fundamentos del funcionamiento de una torre de absorción. Además, se explicó brevemente los complejos mecanismos de fenómenos de transporte (energía y masa) que se llevan a cabo dentro de la torre de absorción así como también los gradientes necesarios para que se realice la absorción.

También fueron explicados brevemente los problemas que se pueden presentar en la torre de absorción debido a una mala elección de flujos de alimentación.

Se estableció un lazo de control hacia atrás que va de la temperatura registrada por el sensor TI-304 a la manipulación del flujo de alimentación de la solución de Mono Etanol Amina.

Mediante la técnica de Ziegler-Nichols se obtuvieron los parámetros de sintonización para controladores Proporcional; Proporcional-Integral; y Proporcional-Integral-Derivativo.

De forma contraria sucede con la ganancia última y con la frecuencia "cross over" ya que al aumentar la diferencia entre las ganancias dinámicas estos parámetros se vuelven más grandes.

Se encontró que a pesar de que para un sistema de respuesta inversa la implementación de un control Proporcional-Integral-Derivativo es la mejor opción dada la naturaleza del controlador, es algo complicado de tratar y es por ello que se optó por la implementación de un control Proporcional-Integral.

Se propone una filosofía de control “manual” de forma clara y concisa, que cubre los problemas que se presentan con mayor frecuencia en la torre de absorción.

## ANEXO I: Catástrofes debidas a fallos en el sistema de control

La madrugada del 19 de noviembre de 1984 será un día difícil de olvidar para cualquier mexicano, en especial para los habitantes de San Juan Hixhuatepec.

A las 5:30 de la mañana aproximadamente la tubería que transportaba gas LP desde tres refinerías diferentes hasta la planta de almacenamiento y distribución de PEMEX donde estaba las 6 esferas y 48 cilindros de almacenamiento de este combustible sufrió una fractura la cual fue originada por el sobrellenado de unos de los depósitos de combustible, la sobrepresión en la línea de retorno y la falla de las válvulas de alivio de dicho depósito.

Por esta fractura se estuvo fugando gas LP durante casi diez minutos. El resultado, una serie de explosiones que comenzaron a las 5:40 de la mañana y que su culminación fue hasta las once de la noche con la extinción del último incendio en la última esfera. Ese día perdieron la vida 650 habitantes y más de 6400 personas resultaron heridas, sin mencionar además que tal incidente fue estimado en \$31.3 millones de pesos en cuanto a las pérdidas en daño a la planta se refiere.

Dieciséis años después, el 10 de julio en Lancaster, Pensilvania, hubo una explosión de anhídrido de amoníaco en la división de alimentos de Hanover Foods-Lancaster en una empacadora de hongos congelados.



Los resultados preliminares del análisis del incidente muestran que una brida del compresor falló, lo cual ocasionó que la válvula de seguridad saliera proyectada y dejara escapar amoniaco. Este amoniaco se mezcló con aceite que estaba en las áreas de trabajo cercanas lo cual resultó en una explosión. Por suerte, solo un empleado resultó seriamente herido.

Dos años más tarde, el 20 de junio de 2002 hubo una explosión en una mina de carbón en el noreste de China. Esta explosión fue la cuarta más mortal en la historia de este país. Esta explosión dejó 115 muertos. Esta explosión fue debida a que el sistema de ventilación de la mina no estaba funcionando apropiadamente y porque los trabajadores no siguieron los estándares de seguridad de forma apropiada.

Ahora regresemos al año de 1984, dos semanas después de lo ocurrido en San Juanico, solo que esta vez en Bhopal, India. El 3 de diciembre de este año se estaban llevando a cabo las acciones de limpieza en una sección de la planta perteneciente a la Union Carbide, una fábrica estadounidense de pesticidas, con agua a presión dentro de las canalizaciones de llenado de isocianato de metilo. El agua que fue inyecta en las tuberías del isocianato de metilo arrastró las impurezas que estaban incrustadas en las paredes de la tubería así como también cristales de cloruro de sodio y restos metálicos. Estos restos de la limpieza se lograron filtrar al tanque que contenía 42 toneladas de isocianato de metilo el cual reaccionó exotérmicamente lo que provoco que todo este líquido se transformara en vapor. El tanque no pudo contener tanta presión y las válvulas de seguridad no resistieron y cedieron a tal presión. Aunado a esto, el sistema de refrigeración de los tanques y el catalizador de gases previo a la salida a la atmósfera, que

fueron quitados del sistema para ahorrar en costos, causó la fuga de una nube tóxica la cual al entrar en contacto con la atmósfera comenzó a descomponerse en varios gases extremadamente tóxicos entre los cuales estaban fosgeno, monometilamina y ácido cianhídrico. Estos gases en poco tiempo alcanzó la ciudad de Bhopal. El resultado, 15000 personas perdieron la vida después de la primera semana del incidente y más de medio millón de personas más fueron afectadas por enfermedades crónicas a partir de este suceso, sin mencionar la muerte de varias cabezas de ganado y el grave daño al medio ambiente.

Ahora avancemos dos años más, 26 de abril de 1986, Chernobyl, Ucrania. El reactor 4 de la central nuclear fue apagada la mañana del día 25 de abril de 1986 para llevar a cabo un experimento, el cual era comprobar que tanto tiempo podría seguir girando la turbina y seguir brindando electricidad al sistema de enfriamiento del reactor en caso de que la estación eléctrica se quedara sin electricidad y hasta que se pudiera arrancar los generadores de diesel. Mientras este experimento se realizaba la reacción dentro del reactor continuaba.

Los operadores introdujeron las barras de control para disminuir la potencia del reactor, la cual se fue a niveles tan bajos que el sistema de control detendría la operación del reactor, pero para el propósito del experimento este comportamiento no era deseable por lo cual los operadores desactivaron el sistema de regulación de potencia, el sistema de refrigeración del núcleo del reactor y los sistemas de apagado automático del reactor. Sin los sistemas de control funcionando, el reactor súbitamente aumentó su potencia rápidamente. Poco tiempo después, el reactor estalló, la tapa de 100 toneladas de

esté voló y una gigantesca nube de material radiactivo llegó a la atmósfera.

Ese día, 31 personas perdieron la vida pero veinticinco años después los resultados de ese desastre son evidentes.

Pero no solo los accidentes a gran escala deben de acaparar toda nuestra atención. En México han ocurrido varios accidentes de explosiones en plantas químicas en la última década. A continuación citaré unos cuantos en orden cronológico:

El 21 de diciembre de 2001 ocurrieron varias explosiones en la torre fraccionadora de la refinería "Miguel Hidalgo" en Tula debido a una fuga de gasolina. Esto resulto con la muerte de un obrero y 13 más lesionados.

Dos semanas después, el 4 de enero de 2002 se vuelve a dar una explosión en la misma refinería debido al mismo problema, una fuga de gas. Afortunadamente, esta ocasión solo resultaron intoxicados nueve trabajadores de la refinería.

El 1 de mayo del mismo año, en Poza Rica, Veracruz, se inició un incendio en el complejo petroquímico, nuevamente debido a un derrame de combustible. El saldo de percance fue de 2 obreros lesionados e intoxicados y uno más perdió la vida.

Dos años más tarde, el 5 de junio de 2003 explotó un ducto de gas natural y otro más de gasolina en "La Balastera" en Veracruz. Desafortunadamente 5 personas murieron ese día y 80 más resultaron lesionadas.

El 15 de noviembre del mismo año acontecieron dos explosiones dentro del complejo petroquímico conocido como "Pajaritos", en Coatzacoalcos, Veracruz, donde afortunadamente solo ocho personas resultaron heridas aunque dos de ellas de gravedad.

El 18 de diciembre del mismo año, nuevamente en Tula, en la refinería Miguel Hidalgo, explotó un calentador en la planta hidrodesulfuradora de destilados intermedios número 1 dejando como saldo una pérdida humana y 4 trabajadores más lesionados.

Un año más tarde, el 22 de diciembre de 2004 hubo una explosión e incendio en un pozo y estación de bombeo Mazumiapan, en Santiago de Tuxtla, en Veracruz, donde por fortuna solo siete personas resultaron lesionadas. Por el contrario, también se presentó un desastre ecológico, ya que fueron derramados más de diez mil litros de crudo al Río Coatzacoalcos.

El 31 de diciembre del mismo año, se presentó otro desastre ecológico ya que se derramó crudo del oleoducto que transportaba aceite crudo del área de trampas a la central de almacenamiento y bombeo del la terminal marítima "Dos Bocas", en Conduacán, Tabasco.

El 26 de enero de 2005 hubo nuevamente un derrame de crudo del tramo Nuevo Teapa-Poza Rica, en Veracruz. Nuevamente el medio ambiente fue el afectado.

Unos meses más tarde, el 15 de abril explotó el amoniaducto de la empresa privada Reparaciones Navales y Petroquímicas de Coatzacoalcos (Renapsa), donde seis personas murieron tras la explosión.

El 8 de julio explotó un gasoducto de PEMEX de 48 pulgadas de diámetro cerca de uno de los puentes de la autopista Reforma-Dos Bocas. Esta explosión dejó como resultado 13 personas heridas y dos más muertas, así como muchas pérdidas materiales y áreas de cultivo. Cinco días después, el 13 de julio, un oleoducto de 36 pulgadas de PEMEX, en la zona sur de Veracruz, explotó por una fuga de metano que comenzó dos días antes y dejó dos personas muertas y un más herida.

El 17 de octubre de 2006 en el muelle 6 de la terminal marítima de "Pajaritos", el buque tanque "Quetzalcóatl" explotó y se incendió dejó como saldo 14 personas lesionadas, una persona desaparecida y una más perdió la vida.

En el 2007, el 5 de julio ocurrieron 5 explosiones en ductos de PEMEX de Guanajuato. Afortunadamente ninguna persona perdió la vida ni resultó lesionada.

El 23 de octubre se fugó descontroladamente aceite y gas en el pozo Kab 101, el cual fue golpeado por la plataforma petrolera Usumacinta. Como resultado de esto, 20 trabajadores murieron y dos más fueron reportados a la deriva en las aguas de la sonda de Campeche.

Tres días más tarde pero en Veracruz, hubo un desastre ecológico ya que un derrame de hidrocarburos en el Municipio de Jesús Carranza afectó a los ríos Jualtepec, Chiquito y Coatzacoalcos además de afectar seis poblados de la región.

El 15 de noviembre de 2008 explotó un ducto de PEMEX en la zona limítrofe de los municipios de Centro y de Cunduacán que transportaba metanol. Afortunadamente nadie resultó herido.

El 20 de enero de 2009 se derramó hidrocarburos en el municipio de Cárdenas, Tabasco debido a actos vandálicos.

5 meses después, el 17 de junio, ocurrió un estallido en el municipio de Cunduacán, el cual, afortunadamente dejó a 5 personas lesionadas. Este estallido fue debido a las obras de limpieza de hidrocarburos que los trabajadores de empresas contratadas por PEMEX para dicho propósito y por las obras de saneamiento de esta área afectada por el derrame ocurrido 12 días antes, el 5 de junio.

Por último, en el 2010, el 7 de septiembre hubo una explosión e incendio debidos a la fuga en el compresor 3800 de recirculación de hidrógeno de la planta hidrodesulfuradora de gasóleos de la refinería de Cadereyta. En este accidente resultaron 2 trabajadores heridos de gravedad y uno más perdió la vida.

Pero no solo en la última década hemos tenido accidentes de este tipo. La historia de la industrialización tiene muchos accidentes como los antes listados, en los cuales estos accidentes pasan por dos factores principales: el primero es debido a un error humano y el segundo debido a un fallo en el sistema de control, aunque en algunos casos fue debido por una mezcla de ambos.

Desgraciadamente, por estos errores y fallos tenemos pérdidas humanas y daños al ambiente, que la mayoría de las veces son permanentes o difíciles de remediar.

Por otro lado, es necesario remarcar la importancia de contar con un sistema de control, y por ende, de una filosofía de control, ya que con ella podremos mitigar, e incluso evitar, accidentes como los antes mencionados, no tendríamos pérdidas de vidas humanas y los impactos

a nuestro ambiente no serían tan severos. Además, al mantener a nuestro equipo controlado en un óptimo desempeño podremos tener un apropiado resultado de sus operaciones, no tendríamos pérdidas económicas debidas a desperdicio de materia prima, incrementaríamos la vida óptima del equipo y nos apegaríamos a las normas a cumplir impuestas por las autoridades ambientales correspondientes entre otros beneficios.

# BIBLIOGRAFÍA

## Bibliografía general

- *Operaciones de Transferencia de Masa*. Robert E. Treybal. Editorial McGraw Hill. Segunda Edición.
- *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. C.J. Geankoplis. Editorial CECSA. Tercera edición.
- *Operaciones de separación por etapas al equilibrio en Ingeniería Química*. Ernest J. Henley, J. D. Seader. Editorial Reverté, S. A. Edición en Español.
- *Chemical Process Control, An Introduction to Theory and Practice*. George Stephanopoulos. Editorial Prentice Hall.
- Apuntes personales de las materias de *Dinámica y Control de Procesos y Procesos de separación*. Dr. José Fernando Barragán Aroche, 2010.

## Bibliografía Anexo I

- San Juanico:

Universidad de Zaragoza. [En línea]. Disponible en [http://www.unizar.es/guiar/1/Accident/San\\_Juan.htm](http://www.unizar.es/guiar/1/Accident/San_Juan.htm) [2011, 15 de Junio]

Wikipedia, la enciclopedia de contenido libre que todos pueden editar. [En línea]. Disponible en



[http://es.wikipedia.org/wiki/Explosiones de San Juan Ixhuatepec de 1984](http://es.wikipedia.org/wiki/Explosiones_de_San_Juan_Ixhuatepec_de_1984) [2011, 15 de Junio]

- San Juanico/ varias partes del mundo

AcuSafe, The Internet Resource for Safety and Risk Management Information. [En línea]. Disponible en <http://www.acusafe.com/Incidents/MexicoCity1984/incident-mexicocity1984.html> [2011, 17 de Junio]

- Bophal

IAEM-España, International Association of Emergency Managers. [En línea]. Disponible en <http://www.proteccioncivil-andalucia.org/Documentos/Bhopal.htm> [2011, 17 de Junio]

Wikipedia, la enciclopedia de contenido libre que todos pueden editar. [En línea]. Disponible en [http://es.wikipedia.org/wiki/Desastre de Bhopal](http://es.wikipedia.org/wiki/Desastre_de_Bhopal) [2011, 17 de Junio]

- Chernobyl

World Nuclear Association, Representing the people and organizations of the global nuclear profession. [En línea]. Disponible en <http://www.world-nuclear.org/info/chernobyl/inf07.html> [2011, 25 de Junio]

World Nuclear Association, Representing the people and organizations of the global nuclear profession. [En línea]. Disponible en

<http://www.world-nuclear.org/info/chernoby/inf07app.html> [2011, 25 de Junio]

World Nuclear Association, Representing the people and organizations of the global nuclear profession. [En línea]. Disponible en [http://www.world-nuclear.org/info/chernoby/health\\_impacts.html](http://www.world-nuclear.org/info/chernoby/health_impacts.html) [2011, 25 de Junio]

Wikipedia, la enciclopedia de contenido libre que todos pueden editar. [En línea]. Disponible en [http://es.wikipedia.org/wiki/Accidente\\_de\\_Chern%C3%B3bil](http://es.wikipedia.org/wiki/Accidente_de_Chern%C3%B3bil) [2011, 22 de Junio]

- Accidentes PEMEX

El Universal.mx [En línea]. Disponible en <http://www.eluniversal.com.mx/notas/731669.html> [2011, 25 de Junio]