

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**"ANÁLISIS DEL PROCESO DE ABSORCIÓN DE LA MEZCLA AIRE-CO<sub>2</sub>-AGUA  
USANDO UNA COLUMNA DE ABSORCIÓN DE GASES DEL LABORATORIO DE  
OPERACIONES UNITARIAS DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE NÚCLEO  
ANZOÁTEGUI"**

**Presentado por:**

**Anmaris Lugo Piñango**

**Ninoska Bello Salazar**

**Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito  
parcial para optar al Título de INGENIERO QUÍMICO**

**Puerto la Cruz, abril de 2011**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**"ANÁLISIS DEL PROCESO DE ABSORCIÓN DE LA MEZCLA AIRE-CO<sub>2</sub>-AGUA  
USANDO UNA COLUMNA DE ABSORCIÓN DE GASES DEL LABORATORIO DE  
OPERACIONES UNITARIAS DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE NÚCLEO  
ANZOÁTEGUI"**

**Asesor:**

---

**Ing Químico. Alexis Cova, M.Sc.**  
**Asesor Académico**

**Puerto la Cruz, abril de 2011**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NUCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**"ANÁLISIS DEL PROCESO DE ABSORCIÓN DE LA MEZCLA AIRE-CO<sub>2</sub>-AGUA  
USANDO UNA COLUMNA DE ABSORCIÓN DE GASES DEL LABORATORIO DE  
OPERACIONES UNITARIAS DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE NÚCLEO  
ANZOÁTEGUI"**

**Jurado:**

---

**Ing Químico. Alexis Cova, M.Sc.**  
**Asesor Académico**

---

**Ing Químico. Fidelina Moncada, M.Sc.**

---

**Ing Químico. Petra Martínez, M.Sc.**

**Puerto la Cruz, abril de 2011**

## RESOLUCIÓN

De acuerdo al Artículo 41 del reglamento de trabajo de grado:

***"LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE LA EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE Y SOLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO QUIEN LO PARTICIPA AL CONSEJO UNIVERSITARIO".***

## AGRADECIMIENTOS

Durante todo mi paso por la Universidad conocí y conté con el apoyo de personas especiales que me brindaron su ayuda incondicional para superar esta gran meta que desde muy joven me propuse, sin ellos este trabajo no hubiese sido posible:

Primeramente mi Dios Padre, por haberme dado las fuerzas para levantarme en los momentos más difíciles y seguir adelante a pesar de que todo fuera mal, por nunca abandonarme y poner en mi camino las personas adecuadas que me brindaran su ayuda cuando más lo necesitaba, y confiar en mí.

A mi Mamá y mi Papá, Arelis y Antonio, por brindarme su cariño, apoyo y ayuda en cada momento de mi carrera, y sobre todo por educarme para ser la persona que ahora soy, por hacerme luchadora y no dejarme abatir por los problemas, los amo y estaré eternamente agradecida de tener unos padres como ustedes.

A mis tías y tíos, Camucha, Carolina, Yarlinda y Mariela, Wicho, Taco y Alejandro por ayudarme y darme sus buenos consejos cuando más los necesitaba, por confiar en mí y su apoyo, cariño, amor y sobre todo levantarme con sus palabras de ánimo cuando lo necesite.

A Irving, mi amor y acompañante durante mi carrera, gracias por escuchar mis llantos, rabias, y molestias, por tus palabras y comprensión cuando estuve sola, por acompañarme las desveladas, madrugadas cuando me quedaba a estudiar, y ayudarme hasta donde podías por seguir adelante y no abandonara todo esto.

A mis hermanas Nana, Andrea y Anais, por ayudarme con los niños, por tenerme paciencia y soportarme en mis momentos de rabia y al final siempre escuchar mis locuras y problemas las quiero mucho.

A mis primas Bea, Ale, Kole y en especial a Gaby, que siempre confió en mí, y me dio fuerzas porque sabía que ningún camino es fácil y nosotras somos capaces de superarlo todo, por regañarme cuando lo necesitaba y desde pequeña cuidarme con todo su cariño.

A Jessica, mi ami bella con la que conté en los momentos difíciles, la que me ayudo y entendió en los peores casos, con la que me desvele, madrugue y amanecí su amistad es uno de los regalos más bellos que me deja la Universidad.

A mis amigos, Luis, Yessica, Heider, Ninoska, Roxi, Kristina, Auralida, Blanco, Leonardo, Celeste, Miguel, Chacón, Natalia, Roselin, Yanny, Christian, Kevin, Eilyn, Eucarina, Mariangel, Francis, Gaby, Jagimar, Adriana, Jahir, Jorge, Maylen, Tony, por brindarme su ayuda y amistad en los momentos que lo necesite y acompañarme en mi paso por la Universidad

A mis Profesores Lucas Alvares, Yuvi, Ronal y sobre todo Alexis Cova por su ayuda y confianza al ofrecerme este trabajo de grado, por sus chistes malos, y por ser mas allá de un asesor un gran amigo.

Anmaris Lugo

## **DEDICATORIA**

Tiempo, dedicación y mucho esfuerzo hicieron de este trabajo de grado un gran reto, pero sobre todo una gran satisfacción al verlo culminado, y sé que en el dejo una gran experiencia y una parte muy importante de mi vida, por lo que se lo dedico primeramente a las dos personitas que llenan día a día mi vivir, a mis hijos Irving y Andrés, porque por ellos seguí adelante en los momentos más difíciles solo por ellos valía la pena el llanto, trabajo y esfuerzo son y siempre serán lo más grande e importante que tengo, en segundo lugar a mis abuelos Beatriz, Julieta, Carlos y José por ser mi modelo a seguir, por dejar en mí los mejores recuerdos que tengo y ser las personas más grandes en cariño y especiales que conozco para todos ustedes y todos los que me ayudaron en este trabajo, que representa el cierre de una de las mejores etapas de mi vida por la que estaré eternamente agradecida.

Anmaris Lugo

## **AGRADECIMIENTOS**

A DIOS y a la VIRGEN del VALLE ante todo, por dar me la fuerza y la energía para lograr uno de mis grandes objetivos, por mostrarme una luz de esperanza en cada uno de los momentos más desesperantes, en los cuales todo se complica y por guiarme por el camino correcto para seguir y no desistir.

A mis padres Raúl Bello y Erelis de Bello por ser ustedes la razón de mi existir. Me siento muy orgullosa por todo lo que representan, son una pareja admirable que siempre sobresale ante los problemas, gracias por ser mi guía, mi tranquilidad, mi paz, mi alegría, por trasmitirme tanta calma, por tanto amor y confianza y muchas cosas más que no puedo describir. A ambos gracias por quererme y darme todos los recursos para alcanzar mi meta para ser la profesional que ahora soy.

A mis hermanas Norelis, Normaris y Niurvelis gracias por ser un ejemplo a seguir, por escucharme y apoyarme siempre sobre todo en esos momentos difíciles que me han tocado vivir, por estar allí cuando más las necesite. Gracias a todas por permitirme formar parte de sus vidas día a día. Las admiro y las quiero mucho hermanitas.

A mis tíos, primos y abuelas y en especial a mi tía Graciela de Gil aunque ya no estés presente físicamente, es difícil acostumbrarme a no disfrutar de tu compañía, pero siempre viviré con el hermoso recuerdo de tu bella sonrisa. Gracias por apoyarme y brindarme tu cariño incondicional.

A mi primo DAGO, que tristeza tan grande llegar al final de mi meta y no tenerte cerca para abrazarte y decirte una vez más GRACIAS por tanto amor, confianza y apoyo.

A las familias Vásquez Marcano, Rodríguez Velázquez, Rodríguez Marcano, Payares Vásquez, en especial a: Sr. Pedro, Romelia, Luimar, Rosmerys, Rosmelys, Maritza y Andy por brindarme más que una mano amiga, por permitirme entrar en sus

corazones, siempre los tendré presentes. Muchas gracias por su cariño tan especial para conmigo.

A unas personitas que a pesar del tiempo transcurrido siempre están pendientes de mis logros alcanzados, Mario Hernández, Eudis España, Luis Villarroel, Jesús Manuel López y mí Maestra Carmencita. Gracias por cada uno de sus consejos, regaños y sobre todo el cariño que siempre me ha tenido.

A mis amigos(a): Adriana Hernández, Wladimir Blanco, Leonardo Noya, Marynes Osorio, Verónica Oliveros, Johanny Antón, Dayana Aguilar, Dioeduar Narváez, Asdrúbal Ferrer, Luisana Márquez, Rita Guerra, Wladimir Laucho, Luis Castañeda, Oneida Aguilera, Daniela Figueroa, Armando Guevara, Héctor Gutiérrez, Miguel Moreno, Graciela Marcano, Carolina Rondón, Mayra Hernández, Angélica Pérez, Roselyn Marcano, Carlos Chacón, Giovel Rodríguez, Mónica Barreto, Ivonne Payares, Alniellys Benitez, Emperatriz Marcchan, Jocguitt Rodríguez, Humberto Chacón (mi chino), Tony Guacarán, Lorenzo Ramos, José Parra, Ramón Tablero, Nahirobe Barragan, Arvelis Pérez, Marvilec González, Jesús Maitan, Aleidys Muziotti, Junior Atay, Daniel Hernández, Carmen Meléndez, Jean Carlos Díaz, Luis Gonzalez, Rafael Leal, Ramón Martínez, Max Rafael Hernández, Alexander Fuentes, Francisco Mata, Raudis España, Rafael España, David Villarroel, Carlos Zabala, David Plaza, Jonathan Quiamez, Yendy Romero, María Fuentes, Luis Velásquez, Iris Rodríguez, Madenis Camargo y a mis amigas secretarias: Elisabeth Barrio, Rosana Rodríguez, Dayana Rodríguez, Carmen Guaita. Gracias por tantos momentos llenos de risa, tristezas y sobre todo de compañía. Gracias a todos por su amistad y apoyo.

En especial a mi amiga Neyerling Quiamez que ya no está, gracias por apoyarme el tiempo que estuviste y por seguir cuidándome y protegiéndome desde donde estas; amigas por siempre, te extraño y te quiero mucho.

A mis profesores(a): Lucas Álvarez. Yuvi Moreno, Yraima Salas, Frank Parra, gracias por sus enseñanzas y apoyo.

A mi compañera de tesis Anmaris Lugo, gracias por darme la oportunidad de ser parte de este proyecto, por creer en mí y sobre todo por ayudarme, eres ejemplo a seguir no cambies nunca tu forma de ser tan humilde de ver la vida porque esa es tu gran virtud.

A mi asesor, Alexis Cova, a quien admiro profundamente por ser una excelente persona, un gran profesor y un buen amigo, gracias por confiar en mí y brindarme todo su apoyo y por permitirme ser parte de su vida.

Finalmente quiero agradecer a todas aquellas personas que siempre tuvieron una palabra de apoyo y que estuvieron pendientes de mí en esta etapa de mi vida.

Ninoska Bello.

## DEDICATORIA

A DIOS y a la VIRGEN del VALLE por darme fortaleza y sabiduría para lograr esta meta.

A mis padres, todo esto es en su honor, es una pequeña retribución a la confianza, apoyo y esfuerzo que me han brindado durante toda mi vida, a ustedes les debo lo que soy, todas las enseñanzas y valores que me han inculcado permanecerán en mi como el más preciado tesoro. Los amo.

A mis hermanas, este trabajo de grado es una gratificación de la fe que han depositado en mí.

A mi tía CHELA, fuiste y serás alguien ESPECIAL para mí. Nunca te voy a olvidar y siempre tendrás un lugar en mi corazón. Te quiero.

A mi primo bello Dagoberto Salazar, es muy triste saber que ya no estarás conmigo para celebrar este logro pero sé que desde donde estas me proteges y me bendices. Gracias por ser tan especial conmigo y sobre todo por siempre creer en mí. Te voy a extrañar mucho.

“Nunca consideres el estudio como un deber, sino como una oportunidad para penetrar en el maravilloso mundo del saber.”

Ninoska Bello.

## RESUMEN

En el laboratorio de Operaciones Unitarias, del Departamento de Ingeniería Química, de la Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui, se cuenta con equipos a nivel de planta piloto, que permiten a los estudiantes adquirir experiencia de su funcionamiento. La competencia actual requiere cada vez de una mejor formación de los egresados del departamento. El equipo de absorción de gases pone a disposición de los estudiantes e investigadores una nueva experiencia, donde podrán realizar gran cantidad de estudios y se logrará conocer de modo experimental los principios básicos de esta operación unitaria. La mezcla en estudio consistió en aire-CO<sub>2</sub> y se utilizó como solvente separador agua. Inicialmente se realizó una descripción completa del equipo. Seguidamente se estudió el efecto que tiene el flujo de agua en la separación de la mezcla dentro de un rango de 1,5 a 5,5 L/min, obteniéndose los mejores resultados en rangos de trabajo operacional entre 2,5 a 4,5 L/min. Se determinó la efectividad de la torre para concentraciones de CO<sub>2</sub> entre 2 a 20 L/min la cual fue beneficiada para los valores entre 6 a 16 L/min; con una máxima efectividad de 97,15% para un flujo de CO<sub>2</sub> de 8 L/min. Se estudió la influencia de la temperatura en el proceso de absorción, disminuyendo la misma hasta 10°C y tomando datos cada 5°C hasta alcanzar una temperatura máxima de 25°C, encontrándose que a bajas temperatura la solubilidad del solvente aumenta por lo que la absorción se ve favorecida. Posteriormente se calcularon los coeficientes globales de transferencia de masa para la variaciones realizadas; para el caso del flujo de agua, el mayor Kya (0,0059 gmol/atm.m<sup>2</sup>.s) fue para un flujo de agua de 3 L/min, por otra parte para la variación de la concentración de CO<sub>2</sub>, el Kya fue disminuyendo consecutivamente de 0,00019 a 0,00004 (gmol/atm.m<sup>2</sup>.s) desde flujo de 2 a 20 L/min de CO<sub>2</sub>, por último para la disminución de la temperatura la variación de Kya es casi imperceptible desde 0,0062 (gmol/atm.m<sup>2</sup>.s) para 10°C hasta 0,0056 (gmol/atm.m<sup>2</sup>.s) para 25°C. Para efectos de comparar los resultados experimentales con un ambiente programado, se realizó un modelo simulado del sistema, usando los valores reales con los que se trabajaron experimentalmente, seleccionando tres paquetes termodinámicos (Antoine, SRK y Wilson), obteniéndose la

mejor aproximación para la ecuación de Antoine, para la variación de flujo de agua, CO<sub>2</sub> y temperatura. Por último, se realizó un manual de trabajo para las prácticas en el laboratorio que les permitirá a los estudiantes aprovechar al máximo el equipo.

## INDICE

RESOLUCIÓN .....	1
AGRADECIMIENTOS .....	2
DEDICATORIA.....	4
AGRADECIMIENTOS .....	5
DEDICATORIA.....	8
RESUMEN .....	9
INDICE .....	11
LISTA DE TABLAS.....	16
LISTA DE FIGURAS .....	17
CAPITULO 1 .....	19
INTRODUCCION .....	19
1.1. Planteamiento del Problema.....	20
1.2. Objetivos .....	21
1.2.1. Objetivo general.....	21
1.2.2. Objetivos específicos .....	21
CAPITULO 2 .....	23
FUNDAMENTOS TEÓRICOS.....	23
2.1. Antecedentes .....	23
2.2. Absorción .....	24

2.2.1 Procedimiento general de diseños de torres de absorción .....	27
2.2.2 Fundamentos de la absorción de gases .....	28
2.2.3 Relación gas-líquido mínima.....	30
2.2.4 Diseño de línea de operación y curva de equilibrio .....	32
2.2.5 Elección del disolvente para la absorción.....	33
2.2.6 Velocidad de absorción .....	35
2.2.7 Variaciones de temperatura en torres de relleno .....	36
2.2.8 Fracción molar .....	38
2.2.9 Presión parcial .....	39
2.2.10 Coeficientes globales de transferencia masa .....	40
2.2.11 Absorción con reacción química .....	42
2.3 Problemas operacionales en columnas de absorción.....	42
2.3.1. Canalización .....	42
2.3.2 Inundación .....	43
2.3.3. Espumas.....	43
2.3.4 Efecto de la temperatura .....	44
2.4 Absorción con reacciones químicas.....	45
2.6 Simulación de procesos .....	46
2.7 Paquetes de simulación .....	47
2.7.1 Selección de paquetes de propiedades.....	48
2.7.2 Paquetes de propiedades .....	50

2.8. Clasificación de los métodos de simulación.....	52
2.9. Simulación de procesos químicos complejos.....	52
2.10 Software de simulación HYSYS 3.2.....	53
CAPITULO 3.....	55
DESARROLLO DEL PROYECTO.....	55
3.1. Descripción del equipo experimental y didáctico de absorción de gases.....	55
3.1.2. Descripción y funcionamiento del equipo de análisis de gas (Aparato de Hempl) .....	57
3.2. Estudio del efecto del flujo del agua en la separación de la mezcla aire-CO <sub>2</sub> ....	58
3.2.1. Procedimiento Experimental .....	58
3.2.2. Muestra de cálculos .....	59
3.3. Realización del análisis de la efectividad de la columna para diferentes concentraciones de CO <sub>2</sub> .....	61
3.3.1. Cálculo de la efectividad de la columna para diferentes concentraciones de CO <sub>2</sub> .....	62
3.4. Determinación del efecto de la temperatura en la absorción de la columna.....	63
3.5. Determinación experimental del coeficiente global de transferencia de masa para todos los casos. ....	64
3.5.1. Calculo de las presiones parciales en la columna. ....	65
3.5.2. Área transversal de la torre.....	66
3.6. Realización del modelo simulado de la columna de absorción para la separación de la mezcla aire-CO <sub>2</sub> empleando agua .....	67

3.6.1. Modelado del sistema .....	67
3.7. Elaboración de la metodología para la realización de las prácticas experimentales en la columna de absorción de gases del Laboratorio de Operaciones .....	72
CAPÍTULO 4 .....	74
RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	74
4.1. Descripción del equipo experimental y didáctico UOP7 de Armfield.....	74
4.1.2. Descripción y funcionamiento del Aparato de Hempl .....	75
4.2. Estudio del efecto del flujo del agua en la separación de la mezcla aire-CO <sub>2</sub> ....	75
4.3. Análisis de la efectividad de la columna para diferentes concentraciones de CO <sub>2</sub> .....	78
4.4. Determinación del efecto de la temperatura en la absorción de la columna.....	79
4.5. Determinación experimental del coeficiente global de transferencia de masa para todos los casos .....	81
4.5.1 Coeficientes globales de transferencia de masa para flujo de agua variable	81
4.5.2 Coeficientes globales de transferencia de masa para flujo de CO <sub>2</sub> variable..	83
4.5.3 Coeficientes de transferencia global de masa para la variación de temperatura .....	86
4.6. Modelo simulado de la columna de absorción para la separación de la mezcla aire-CO <sub>2</sub> empleando agua .....	87
4.6.1. Fracción de CO <sub>2</sub> absorbido para la variación de flujo de agua en la simulación.....	88
4.6.2. Fracción CO <sub>2</sub> absorbido para la variación de flujo de CO <sub>2</sub> en la simulación.	89

4.6.3. Fracción de CO <sub>2</sub> absorbido para la variación de temperatura en la simulación.....	91
4.7. Elaboración la metodología para la realización de las prácticas experimentales en la columna de absorción de gases del Laboratorio de Operaciones.....	92
4.8. Conclusiones .....	93
4.9. Recomendaciones .....	93
BIBLIOGRAFIA .....	95
ANEXOS .....	97

## LISTA DE TABLAS

Tabla 2.1. Características de los diferentes modelos de ecuaciones de estado y de coeficientes de actividad. ....	48
Tabla 3.1. Características técnicas de la torre de absorción de gases .....	55
Tabla 3.2. Datos operacionales para flujo de agua variable.....	59
Tabla 3.3. Datos operacionales para flujo de CO <sub>2</sub> variable.....	61
Tabla 3.4. Datos operacionales para la variación de temperatura. ....	64
Tabla 4.1. Fracción del CO <sub>2</sub> absorbido para diferentes flujos de agua. ....	76
Tabla 4.2. Valores de efectividad de la columna para diferentes flujos de CO <sub>2</sub> . ....	78
Tabla 4.3. Fracción de CO <sub>2</sub> absorbido para diferentes valores de Temperatura.....	80
Tabla 4.4. Valores de Kya para Flujo de agua variable.....	82
Tabla 4.5. Valores de Kya para flujo de CO <sub>2</sub> variable. ....	84
Tabla 4.6. Valores de Kya para Temperatura variable.....	86
Tabla 4.7. Fracción de CO <sub>2</sub> absorbido obtenido en la simulación para flujo de agua variable.....	88
Tabla 4.8. Fracción de CO <sub>2</sub> absorbido obtenido en la simulación para flujo de CO <sub>2</sub> variable.....	90
Tabla 4.9. Fracción de CO <sub>2</sub> absorbido obtenido en la simulación para temperatura variable.....	91

## LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1. Torre de relleno. (Geankoplis, 1982).....	25
Figura 2.2. Cuerpos de relleno típicos: (a) montura de Berl; (b) montura Intalox; (c) anillo Raschig; (d) anillo Pall. (McCabe & Smith, 1980) .....	26
Figura 2.3. Diagrama del balance de materia para una columna de relleno. (McCabe & Smith, 1980) .....	29
Figura 2.4. Relación líquido gas limitante y línea de operación. ....	32
Figura 2.5. Diagrama de diseño para absorción .....	33
Figura 2.6. Identificación de las composiciones de interfase. ....	36
Figura 2.7. Líneas de operación y equilibrio para torres de relleno.....	40
Figura 2.8. Diferentes modelos de predicción de propiedades. ....	48
Figura 2.9. Selección de los diferentes paquetes de simulación para cada modelo de ecuación de estado y coeficientes de actividad. ....	50
Figura 3.1 Aparato de Hempl. ....	57
Figura 3.2. Ventana inicial del simulador.....	68
Figura 3.3. Selección del paquete de fluidos.....	69
Figura 3.4 Identificación de la temperaturas de tope y fondo.....	70
Figura 3.5. Corrientes de materia y energía.....	71
Figura 3.6. Especificaciones de la torre. ....	71
Figura 3.7. Diagrama de resultados obtenidos en la simulación. ....	72
Figura 4.1. Esquema del proceso de absorción. ....	75

Figura 4.2. Efecto del flujo de agua en la fracción de CO <sub>2</sub> absorbido. ....	77
Figura 4.3. Influencia del flujo de CO <sub>2</sub> en la efectividad de la columna. ....	79
Figura 4.4. Efecto de la temperatura en la fracción de CO <sub>2</sub> absorbido. ....	81
Figura 4.5. Efecto del Flujo de agua en el Kya. ....	83
Figura 4.6. Efecto del Flujo de CO <sub>2</sub> en el Kya. ....	85
Figura 4.7. Efecto de la temperatura en el Kya. ....	87
Figura 4.8. Efecto del flujo de agua en la simulación y en lo experimental. ....	89
Figura 4.9. Efecto del flujo de CO <sub>2</sub> en la simulación y en lo experimental. ....	91
Figura 4.10. Efecto de la temperatura en la simulación y en lo experimental. ....	92

# CAPITULO 1

## INTRODUCCION

En la Universidad de Oriente Núcleo Anzoátegui, específicamente en el Departamento de Ingeniería Química, existe el Laboratorio de Operaciones Unitarias, el cual es el de mayor importancia en la formación del futuro ingeniero químico, ya que es en este donde utiliza los conocimientos reunidos durante el transcurso de la carrera.

Para la realización de las prácticas de operaciones unitarias, se adquirió recientemente el equipo de absorción de gas, el cual se emplea para la separación de uno o más componentes de una mezcla gaseosa.

Una vez incorporados los accesorios faltantes para el manejo del equipo (cilindro de CO<sub>2</sub>, manómetros, tuberías de agua y la reparación el compresor del mismo), se programò con el sistema agua-CO<sub>2</sub>-aire, para el cual está diseñada la torre. Con el equipo operativo, se crean las posibilidades como el estudio de la absorción en otros sistemas u otras condiciones de operación.

Uno de los equipos más utilizados en la absorción de gases y también en otras operaciones, son las torres empacadas. El equipo de absorción de gas consta esencialmente de una columna cilíndrica o torre, provista de una entrada y una cámara de distribución de gas en la parte inferior, un sistema de distribución de líquido en la parte superior, salidas para el gas y el líquido en el tope y el fondo, respectivamente.

De esta manera, y con las características de las sustancias que conforman el sistema, se inicia el análisis de la absorción de gases. Con el equipo en condiciones para iniciar la operación de la torre se estudió experimentalmente el proceso de absorción para el sistema aire-CO<sub>2</sub>-agua y cada una de las partes que la componen así como también el manejo operacional de la torre empacada. Específicamente se realizó el cálculo de los coeficientes globales de transferencia de masa de la película de gas, se estudió la influencia del flujo de agua y de CO<sub>2</sub> en la efectividad de la columna, el efecto de la temperatura y se creó el ambiente de simulación para este sistema.

Finalmente, se propuso un manual de operación del equipo, que será utilizado por los estudiantes del Laboratorio de Operaciones Unitarias, en el que pondrán a prueba sus conocimientos sobre el tema. Además, de trabajar de forma real con un sistema de absorción.

### **1.1. Planteamiento del Problema**

Las operaciones unitarias de la Ingeniería Química se relacionan principalmente con el problema de modificar las composiciones de las soluciones y mezclas utilizando métodos que no necesariamente implican reacciones químicas. Cuando se incluyen cambios en las composiciones de las soluciones se denominan operaciones de transferencia de masa como la que se tratará en este trabajo.

La absorción de gases constituye una de las técnicas más completas de separación dentro del campo de las operaciones unitarias. Su importancia se verifica en la mayoría de las plantas industriales que involucran procesos químicos, las cuales con frecuencia requieren purificar previamente la materia prima, así como la recuperación o extracción de solutos gaseosos, entre otros procesos o subprocesos.

La absorción gaseosa puede realizarse usando dos principales equipos, como lo son la torre de platos y las columnas empacadas. Un punto importante dentro de estos procesos consiste en la selección del equipo que mejor se ajuste a los resultados que se quieren obtener lo cual requiere del empleo de un tiempo considerable. Dentro de los factores que pueden afectar dicho proceso se encuentra la inundación de la torre, caída de presión, la temperatura e inestabilidad en los flujos de las diferentes corrientes.

El uso del sistema agua-CO<sub>2</sub>-aire se debe primordialmente a las especificaciones técnicas de la torre, a la utilización de los compuestos más económicos y de fácil acceso. Si se desea trabajar con otras sustancias, como amoníaco, acetonas, aminas entre otros, deberá adecuarse el equipo a esas condiciones de trabajo.

Con el objetivo de establecer el paquete termodinámico que reproduzca los resultados obtenidos a través de cálculos realizados con datos experimentales, extraídos del equipo, se hace uso del simulador HYSYS, el cual permite efectuar

mediante modelos matemáticos, el diseño y evaluación del equipo de separación de gases de una manera práctica y rápida.

El simulador HYSYS, es lo suficientemente versátil en su manejo, como para ejecutar cambios de variables en los compuestos y sustancias, para analizar sus efectos en la separación.

La realización de este trabajo aspira conseguir un conocimiento adecuado del uso de la torre de absorción, establecer los parámetros seguros de operación, implantar el ambiente de simulación adecuado y se propone la guía de laboratorio que servirá para la realización de las prácticas experimentales.

## **1.2. Objetivos**

### **1.2.1. Objetivo general**

Analizar el proceso de absorción de la mezcla aire-CO<sub>2</sub>-agua usando una columna de absorción de gases del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad de Oriente Núcleo Anzoátegui.

### **1.2.2. Objetivos específicos**

1. Describir el equipo experimental y didáctico de absorción de gases.
2. Estudiar el efecto del flujo del agua en la separación de la mezcla aire-CO<sub>2</sub>.
3. Realizar un análisis de la efectividad de la columna para diferentes concentraciones de CO<sub>2</sub>.
4. Determinar el efecto de la temperatura en la absorción de la columna.
5. Determinar experimentalmente el coeficiente global de transferencia de masa para todos los casos.
6. Realizar un modelo simulado de la columna de absorción para la separación de la mezcla aire-CO<sub>2</sub> empleando agua.

7. Elaborar la metodología para la realización de las prácticas experimentales en la columna de absorción de gases del Laboratorio de Operaciones.

## CAPITULO 2

### FUNDAMENTOS TEÓRICOS

#### **2.1. Antecedentes**

Pérez (2008), evaluó las condiciones internas y de operación de la columna de absorción con aminas del mejoramiento del crudo extra-pesado Petropiar en el Complejo Industrial José, a través del cual se realizó una evaluación de las condiciones internas y de operación de la columna de absorción con aminas de la planta de gas del mejorador Petropiar, con la finalidad de determinar las causas que originan el arrastre de aminas en el gas de tope de la columna, para este trabajo se empleó como herramienta de ingeniería el programa de simulación PRO II con Provisión, y se simularon las condiciones de diseño y luego ésta fue validada a condiciones normales. **(Perez,2008)**

Gómez y Guzmán (2004), obtuvieron las variables del proceso de diseño de las columnas de absorción para 27 sistemas binarios en una operación sin reacción química, además de establecer correlaciones y gráficos termodinámicos que rigen dicha operación y desarrollaron el algoritmo de cálculo para el diseño de las columnas de absorción. **(Gomez & Guzman, 2004)**

Velázquez y Betancourt (2003), evaluaron la eficiencia en torres de absorción de gases para el sistema aire, amoniaco y agua a través del cual verificaron las condiciones de trabajo y manejo de una torres, para luego verificar si dicha torre se encontraba en las mejores condiciones, uso y eficacia para un óptimo desempeño en la planta. **(Velazquez & Betancourt, 2003)**

Sierra (2001), diseñó una experiencia de absorción de gas mediante la adecuación de torres empacadas en el Laboratorio de Operaciones Unitarias del Núcleo de Anzoátegui de la Universidad de Oriente, para esto usó el sistema amoniaco-aire-agua y estudió la influencia de los rellenos sobre el agente separador. **(Sierra, 2001)**

En relación con el presente proyecto cada uno de los antecedentes nombrados tienen un aparte importante al momento de fortalecer la investigación, tomando en

cuenta el primer antecedente, permitió conocer las condiciones internas de operación de una columna de absorción a nivel de industrias y que problemas se pueden presentar al momento de ponerla en funcionamiento, por otra parte también se usa un modelo de simulación que estudia las condiciones que mejor se adapte al equipo.

El segundo antecedente muestra el diseño de columnas de absorción para 27 sistemas binarios, con referencia al tercer antecedente, este proporciona un análisis de los diferentes tipos de empaque y como éstos afectan el proceso, por lo que dicho material proporciona un apoyo al momento de realizar cualquier tipo de comparación de resultados o balances, y por último el cuarto antecedente establece la influencia de los distintos tipos de relleno.

## **2.2. Absorción**

La absorción de gases es la operación unitaria que involucra la remoción de uno o más componentes solubles de una mezcla gaseosa, por contacto con un líquido en el cual se disuelve el componente deseado.

Todos los procesos de absorción incluyen los siguientes pasos básicos:

1. El gas y líquido se llevan simultáneamente a un equipo de separación (torre empacada).
2. El contacto se prolonga hasta aproximarse al equilibrio.
3. Las fases gaseosas y líquida se separan. El componente deseado se transfiere desde el gas hasta el líquido en el paso 2 a una tasa que depende de su concentración en el gas y el líquido, de los coeficientes de transferencia de masa de cada fase, de la solubilidad del material en el líquido y del área interfacial que ha sido aprovechable en el contactor. **(McCabe & Smith, 1980)**

El equipo más frecuente utilizado en la absorción de gases y también en otras operaciones, es la torre de relleno o empacada. Un esquema de una torre de

absorción, se muestra en la figura.2.1; la cual consta esencialmente de una columna cilíndrica, provista de una entrada y una cámara de distribución de gases en la parte inferior; una entrada y sistema de distribución de líquidos en la parte superior; salidas para el gas y el líquido en la cima y en el fondo, respectivamente; y un lecho de partículas sólidas inertes que rellenan la columna, llamadas empaques.

El líquido entra a la columna, el cual puede ser disolvente puro o una solución diluida del soluto en el disolvente, se reparten sobre el relleno mediante un distribuidor y en la operación ideal, moja uniformemente la superficie del relleno. El gas que tiene el soluto, o gas rico, entra en la cámara de distribución situada debajo del relleno y asciende a través de los empaques de relleno favoreciendo el íntimo contacto entre las fases. El soluto contenido en el gas rico, es absorbido por el líquido fresco que entra en la torre, y sale agotado por la parte superior. El líquido se enriquece en soluto a medida que desciende por la torre y sale por la parte inferior formando una solución concentrada. **(Geankoplis, 1982)**

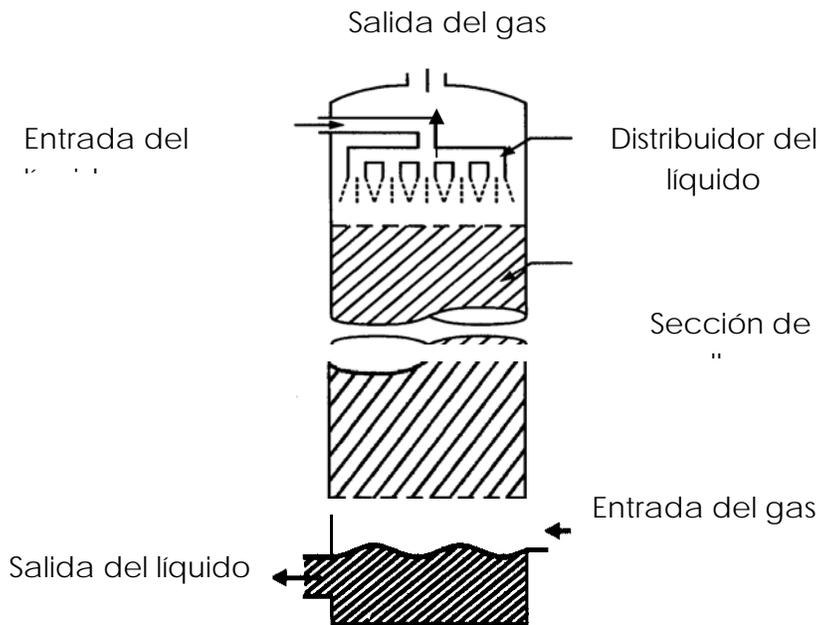


Figura 2.1. Torre de relleno. (Geankoplis, 1982)

Se han desarrollado diferentes clases de rellenos para torres; en la figura 2.2 se muestran los tipos de empaque más usuales, que simplemente se introducen en la

torre sin ningún orden. Estos empaques y otros rellenos comunes se pueden obtener comercialmente en tamaños de 3 mm hasta unos 75 mm. La mayoría de los empaques para torres están contruidos con materiales inertes y económicos tales como arcilla, porcelana o grafito. La característica de un buen empaque es la de tener una gran proporción de espacios vacíos entre el orden del 60 y el 90%. El relleno permite que volúmenes relativamente grandes del líquido pasen a contracorriente con respecto al gas que fluye a través de las aberturas, con caídas de presión del gas relativamente bajas.

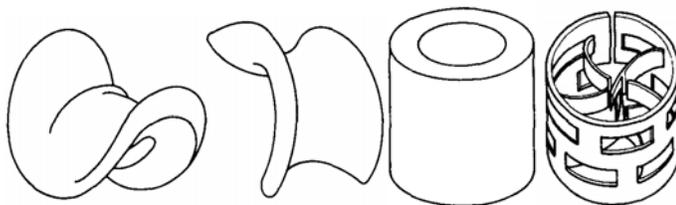


Figura 2.2. Cuerpos de relleno típicos: (a) montura de Berl; (b) montura Intalox; (c) anillo Raschig; (d) anillo Pall. (McCabe & Smith, 1980)

En los procesos de separación vapor-líquido de la destilación se utilizan estos mismos tipos de empaques. También se usan rellenos de formas geométricas que se pueden apilar y con tamaños de aproximadamente 75 mm. El relleno se apila verticalmente, y se forman canales abiertos que corren de manera ininterrumpida a través del lecho del empaque. La ventaja de una menor caída de presión del gas se ve afectada, por el menor contacto gas-líquido que se obtiene en los rellenos apilados.

Entre los empaques apilados típicos están las rejillas de madera, las de punto de goteo, los anillos espirales de partición, y otros.

En una torre empacada con cierto tipo y tamaño de relleno y con un flujo conocido de líquido, existe un límite máximo para la velocidad del flujo de gas, llamado velocidad de inundación. La torre no puede operar con una velocidad de gas superior a ésta. A velocidades gaseosas bajas, el líquido desciende a través del empaque casi sin influencia por el flujo ascendente de gas. A medida que se aumenta el flujo de gas (cuando se trata de velocidades bajas), la caída de presión es proporcional al gasto a la potencia 1,8. Al llegar al gasto de gas llamado punto de carga, éste comienza a impedir

el flujo descendente de líquido y al mismo tiempo aparecen acumulaciones o piscinas localizadas en el empaque. La caída de presión del gas comienza a incrementarse a velocidades cada vez mayores; a medida que el gasto del gas aumenta, la acumulación o retención de líquido también aumenta. En el punto de inundación el líquido ya no puede seguir fluyendo a través del empaque y sale expulsado con el gas.

En la operación real de una torre, la velocidad del gas se mantiene por debajo del punto de inundación. Entonces la velocidad gaseosa económica óptima se aproxima a la mitad de la velocidad de inundación. Esta velocidad depende de un balance económico entre el costo de la energía y los costos fijos del equipo. **(Geankoplis, 1982)**

### **2.2.1 Procedimiento general de diseños de torres de absorción**

Generalmente, el diseño de una torre de absorción pretende determinar:

1. El mejor disolvente.
2. La velocidad óptima del gas a través de la columna, es decir diámetro de ésta.
3. La altura de la columna y sus elementos interiores, lo que significa la altura y tipo de relleno o el un número de pisos de contacto.
4. El caudal óptimo del disolvente a través del absorbedor.
5. Las temperaturas de las corrientes que entran a la columna y que salen de ella y la cantidad de calor a eliminar para compensar el calor de disolución y otros efectos térmicos.
6. Las presiones a la que debería operar la columna de absorción.
7. El diseño mecánico de los recipientes (normalmente columnas o torres), incluyendo los distribuidores de flujo, los soportes de relleno u otros elementos.

En el planteamiento del diseño de una torre de absorción de gases se especifican, generalmente las magnitudes siguientes:

1. Caudal del gas

2. Composición del gas, al menos con respecto al componente o los componentes que deben absorberse.
3. Presión de operación y pérdida de carga admisible a través del aparato.
4. Mínimo grado de recuperación de uno o más solutos.
5. El disolvente a utilizar.

Cada una de estas variables deben formar parte de la solución del modelo de diseño, y frecuentemente las variables 3,4, y 5 son especificadas por el ingeniero de diseño como resultado de una optimización económica. **(Perry & Green, 2001)**

### 2.2.2 Fundamentos de la absorción de gases

El diámetro de una torre de absorción empacada depende de las cantidades de gas y líquido tratado, sus propiedades, y la relación de una corriente a otra. La altura de la torre, y por tanto el volumen total de relleno, depende de la magnitud de las variaciones de concentración que se desean y de la velocidad de transferencia de materia por unidad de volumen de relleno. Por tanto, los cálculos de la altura de torre se basan en balances de materia, balances de entalpía y en estimaciones de la fuerza impulsora y de los coeficientes de transferencia de materia. **(McCabe & Smith, 1980)**

En un aparato de contacto diferencial, como se muestra en la figura 2.3, no hay cambios de composición como en el caso de una torre de etapas de contacto. Las variaciones de composición son continuas de un extremo a otro del equipo. Los balances de materia para la porción de la columna por encima de una sección arbitraria, tal como se representa por la línea de trazos en la figura 2.3, son los siguientes:

$$\text{Materia total:} \quad \mathbf{La + V = L + Va} \quad \text{(Ec. 2.1)}$$

$$\text{Componente A:} \quad \mathbf{LaXa + vy = Lx + Vaya} \quad \text{(Ec. 2.2)}$$

Donde  $V$  es la velocidad de flujo molar de la fase gaseosa y  $L$  la de la fase líquida en el mismo punto de la torre. Las concentraciones  $x$  e  $y$  corresponden a las fases  $L$  y  $V$ , respectivamente, para un punto dado. Las ecuaciones de los balances globales de materia, basadas en las corrientes extremas, son:

Materia total:  $L_a + V_b = L_b + V_a$  (Ec. 2.3)

Componente A:  $L_a X_a + V_b Y_b = L_b X_b + V_a Y_a$  (Ec. 2.4)

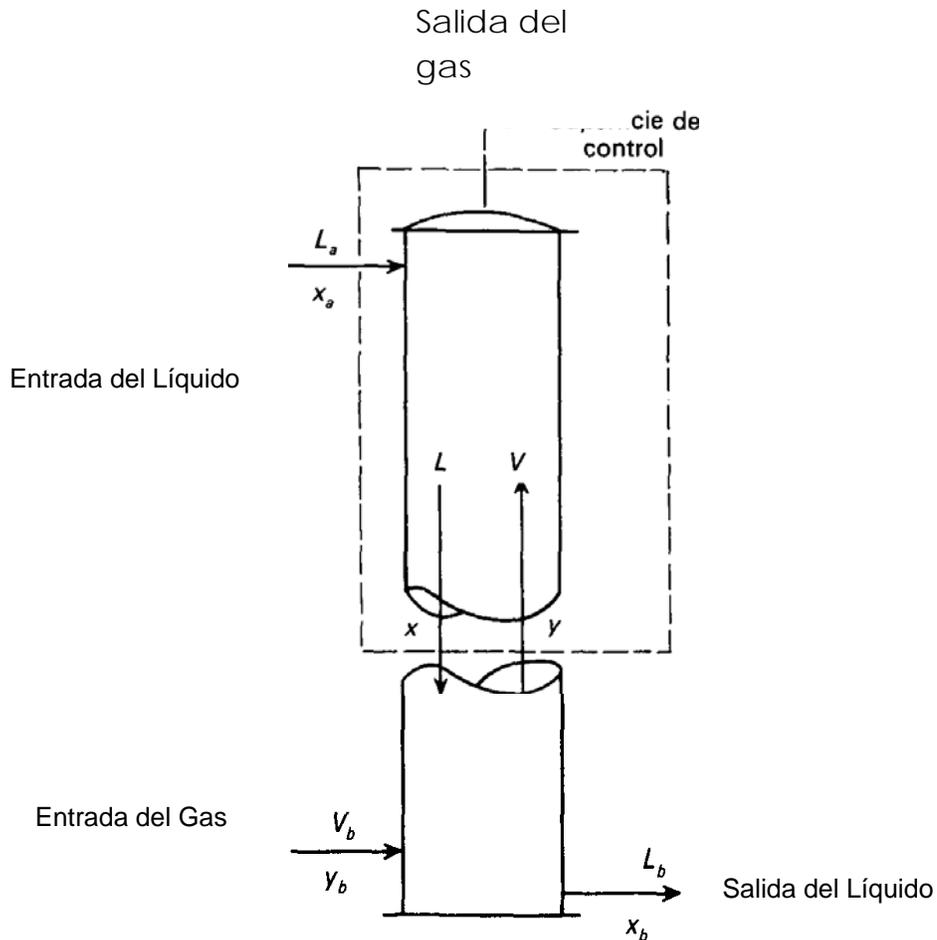


Figura 2.3. Diagrama del balance de materia para una columna de relleno. (McCabe & Smith, 1980)

La ecuación de la línea de operación para un equipo de separación de múltiples etapas es:

$$Y = \frac{L}{V}X + \frac{VaYa - LaXa}{V} \quad (\text{Ec. 2.5})$$

En la ecuación 2.5,  $X$  e  $Y$  representan las composiciones globales del líquido y el gas, respectivamente, en contacto entre sí en cualquier sección dada de la columna. Se supone que las composiciones para una altura dada son independientes de la posición en el relleno. La absorción de un componente soluble desde una mezcla gaseosa da lugar a una disminución de la velocidad total del gas  $V$  a medida que el gas pasa a través de la columna mientras que el flujo de líquido  $L$  aumenta. Estos cambios provocan una ligera curvatura de la línea de equilibrio. Para mezclas diluidas, que contienen menos del 10% de gas soluble, el efecto de las variaciones del flujo total generalmente se ignora y el diseño se basa en valores medios de las velocidades de flujo. (McCabe & Smith, 1980)

### 2.2.3 Relación gas-líquido mínima

La ecuación 2.5 indica que la pendiente media de la línea de operación es  $L/V$ , relación entre los flujos molares del líquido y el gas. Por tanto, para un flujo de gas dado, una reducción del flujo de líquido da lugar a una disminución de la pendiente de la línea de operación. Considérese la línea de operación  $ab$  de la figura 2.4. Supóngase que tanto la velocidad del gas como las concentraciones extremas  $Xa$ ,  $Ya$  e  $Yb$ , se mantienen constantes mientras que el flujo de líquido  $L$  va disminuyendo. El extremo superior de la línea de operación se desplaza en la dirección de la línea de equilibrio, y  $Xb$ , la concentración del líquido aumenta. La máxima concentración del líquido concentrado y la mínima velocidad de flujo del líquido posible se obtienen cuando la línea de operación justamente toca a la línea de equilibrio.

Para esta condición se necesita una altura infinita de la sección de relleno, toda vez que la diferencia de concentración para la transferencia de materia se hace cero en el fondo de la torre. En cualquier torre real la velocidad del líquido tiene que ser mayor que este mínimo para conseguir la variación especificada en la composición del gas.

En una columna de absorción en contracorriente, la relación  $L/V$  es importante desde el punto de vista económico. La fuerza impulsora para la transferencia de materia es  $y - y^*$ , que es proporcional a la distancia vertical entre la línea de equilibrio y la línea de operación en un diagrama como el de la figura 2.4. Al aumentar  $L/V$  aumenta la fuerza impulsora en todas las partes de la columna excepto muy cerca de la parte superior, y la columna de absorción no necesita ser tan alta. Sin embargo, al utilizar más cantidad de líquido se obtiene una disolución líquida más diluida, de la que es más difícil recuperar el soluto por desorción o stripping. El costo de la energía que se requiere para el stripping suele representar la parte más importante del costo total de la operación de absorción-stripping. El flujo óptimo de líquido para absorción se obtiene equilibrando los costos de operación de ambas unidades frente a los costes fijos del equipo. En general, el flujo de líquido para un absorbedor deberá estar comprendido en el intervalo de 1,1 a 1,5 veces el flujo mínimo. **(McCabe & Smith, 1980)**

Las condiciones en la parte superior del absorbedor son variables de diseño que con frecuencia también han de establecerse teniendo en cuenta los costos del equipo y los de operación. Por ejemplo, si unas especificaciones corresponden a un 98% de recuperación de un producto a partir de una corriente gaseosa, el diseñador debería calcular qué altura adicional de columna se requeriría para lograr una recuperación del 99%, y repetir los cálculos para recuperaciones aún mayores. Si el soluto no recuperado es un contaminante, su concentración en el gas de salida vendrá dada por la normativa de emisión, y el porcentaje de recuperación requerido puede ser superior al valor, óptimo basado en el valor del producto y los costes de operación.

El diagrama de la figura 2.4 muestra una concentración significativa de soluto en la alimentación líquida de la columna, y en este caso no sería posible una separación del 99%. Sin embargo, se podría obtener un valor menor de  $x_a$  mejorando el stripping, esto es, la eficacia de regeneración del líquido absorbente. El valor de  $x_a$  se podría optimizar considerando los costes extra de equipo y de operación para una

regeneración más exhaustiva, así como el ahorro que ocasionaría una mejor operación del absorbedor. (Geankoplis, 1982)

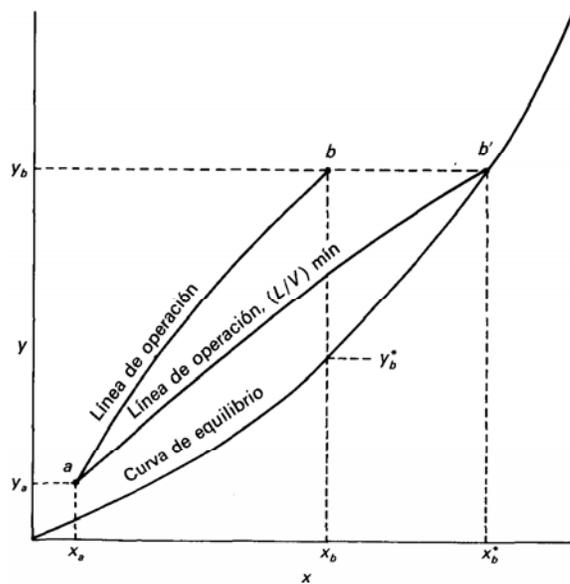


Figura 2.4. Relación líquido gas limitante y línea de operación.

## 2.2.4 Diseño de línea de operación y curva de equilibrio

La construcción de diagramas de diseño (diagramas  $xy$  que muestra las líneas de equilibrio y de operación) debe formar parte de cualquier diseño que implique la distribución de un único soluto entre un disolvente inerte y un gas inerte. Lo primero que se realiza es la curva de equilibrio construida con sumo cuidado y siguiendo la función  $y^o=F(x)$ , sobre el diagrama  $xy$ , como se muestra en la figura 2.5. Una línea horizontal correspondiente a la composición del gas de entrada  $y_1$  es el lugar de las posibles composiciones del gas de salida y una línea vertical correspondiente a la composición del líquido disolvente de entrada  $x_2$  es el lugar de las composiciones posibles del gas que sale. Estas líneas se indican como  $y=y_1$  y  $x=x_2$  respectivamente.

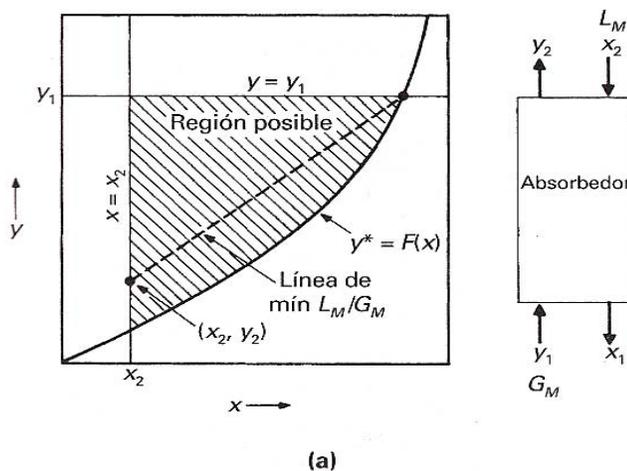


Figura 2.5. Diagrama de diseño para absorción

Para la absorción del gas, la región de líneas de operación posibles se encuentra por encima de la curva de equilibrio. Las regiones factibles para ubicación de la línea de operación están limitadas por la curva de equilibrio y las líneas  $y=y_1$  y  $x=x_2$ . Por inspección se debería poder visualizar la línea de operación posible. Una vez establecido el diseño de recuperación para un absorbedor, la curva de operación se puede construir localizando en primer lugar el punto  $x_2, y_2$  en el diagrama. La intersección de la horizontal correspondiente a la composición del gas de entrada  $y_1$  con la curva de equilibrio  $y^*=F(x)$  que define la razón teórica mínima líquido-gas para los sistemas en los que no hay puntos críticos intermedios. La línea de operación que conecta este punto con el  $x_2, y_2$ , corresponde al mínimo valor de  $L_M/G_M$ . El verdadero valor de diseño de  $L_M/G_M$  debería ser alrededor de 1,2 a 1,5 veces este mínimo. De este modo la verdadera línea de operación para un absorbedor de gas pasara a través del punto  $x_2, y_2$  y cortara la línea  $y=y_1$  a la izquierda de la curva de equilibrio.

### 2.2.5 Elección del disolvente para la absorción

Si el propósito principal de la operación de absorción es producir una solución específica (como ocurre, por ejemplo, en la fabricación de ácido clorhídrico), el disolvente especificado por la naturaleza del producto. Si el propósito principal es

eliminar algún componente del gas, casi siempre existe la posibilidad de elección. Por supuesto, el agua es el disolvente más barato y más completo, pero debe tener en cuenta las siguientes propiedades:

1. Solubilidad del gas. La solubilidad del gas debe ser elevada, al fin de aumentar la rapidez de la absorción y disminuir la cantidad requerida de disolvente. En general los disolventes de naturaleza química similar a la de soluto que se va a absorber proporcionan una buena solubilidad. Así, se utilizan aceites hidrocarburos, y no agua, para eliminar el benceno del gas producido en hornos de coque. Para los casos en que son ideales las soluciones formadas, la solubilidad del gas es la misma, en fracciones mol, para todos los disolventes. Sin embargo, es mayor, en fracciones peso, para los disolventes de bajo peso molecular y debe utilizarse pesos menores de estos disolventes, medios en libras. Con frecuencia, la reacción química del disolvente con el soluto produce una solubilidad elevada del gas; empero, si se quiere recuperar del disolvente para volver utilizar, la reacción debe ser reversible. Por ejemplo, el sulfuro de hidrogeno puede eliminarse de mezclas gaseosas utilizando soluciones de etanolamina, puesto que el sulfuro se absorbe fácilmente a temperaturas bajas y se desorbe a temperaturas elevadas. La sosa caustica absorbe perfectamente al sulfuro de hidrogeno, pero no lo elimina durante esta operación de desorción.

2. Volatilidad. El disolvente debe tener una presión baja de vapor, puesto que el gas saliente de una operación de absorción generalmente está saturado con el disolvente utilizando un líquido menos volátil para recuperar la parte evaporada del primer disolvente.

3. Corrosión. Los materiales de construcción que se necesitan para el equipo no se deben ser raros o costosos.

4. Costo. El disolvente debe ser barato, de forma que las pérdidas no sean costosas, y deben obtenerse fácilmente.

5. Viscosidad. Se prefiere la viscosidad baja debido a la rapidez en la absorción, mejores características en la inundación de las torres de absorción, bajas caídas de presión en el bombeo y buenas características de transferencia de calor.

6. Misceláneas. Si es posible, el disolvente no debe ser toxico, ni inflamable, deba ser estable químicamente y tener un punto bajo de congelamiento. **(Zabaleta, 2007)**

### 2.2.6 Velocidad de absorción

Se puede expresar de cuatro formas diferentes utilizando coeficientes individuales o globales basados en las fases gaseosa o líquida. Para la mayor parte de los cálculos se utilizan coeficientes volumétricos debido a que es más difícil determinar los coeficientes por unidad de área, ya que para los fines de diseño el cálculo se centra generalmente en la determinación del volumen total del absorbedor. En el tratamiento que sigue se omiten, para simplificar, los factores de corrección para la difusión en una sola dirección, y se desprecian las variaciones de las velocidades de flujo del gas y el líquido. Las ecuaciones sólo son estrictamente válidas para gases diluidos pero pueden utilizarse con poco error con mezclas con un contenido de hasta un 10% de soluto.

La velocidad de absorción por unidad de volumen de la columna de relleno viene dada por cualquiera de las siguientes ecuaciones, donde  $y$  y  $x$  se refieren a la fracción molar del componente que se absorbe:

$$r = K_y a (Y - Y_i) \quad (\text{Ec. 2.6})$$

$$r = K_x a (X_i - X) \quad (\text{Ec. 2.7})$$

$$r = K_y a (y - y^*) \quad (\text{Ec. 2.8})$$

$$r = K_x a (x^* - x) \quad (\text{Ec. 2.9})$$

La composición de la interfase ( $y_i, x_i$ ) se puede obtener a partir del diagrama de la línea de operación utilizando las Ecuaciones 2.6 y 2.7:

$$\frac{y - y_i}{x_i - x} = \frac{k_x a}{k_y a} \quad (\text{Ec. 2.10})$$

Por tanto, una recta trazada desde la línea de operación con una pendiente  $-k_x a/k_y a$  cortará a la línea de equilibrio en el punto  $(y_i, x_i)$  tal como muestra la figura 2.6. Generalmente no es preciso conocer las composiciones en la interfase, pero estos valores se utilizan para los cálculos cuando intervienen gases ricos o cuando la línea presenta una fuerte curvatura.

Las fuerzas impulsoras globales se determinan fácilmente como líneas verticales u horizontales en el diagrama  $y-x$ . Los coeficientes globales se obtienen a partir de  $k_y a$  y  $k_x a$  utilizando la pendiente local de la curva de equilibrio  $m$ . (McCabe & Smith, 1980)

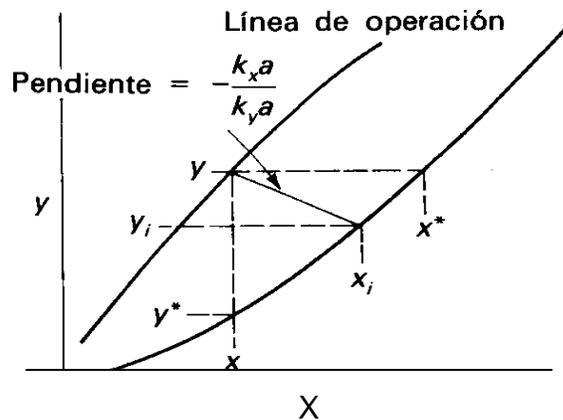


Figura 2.6. Identificación de las composiciones de interfase.

### 2.2.7 Variaciones de temperatura en torres de relleno

Cuando una torre de absorción se alimenta con un gas rico, la temperatura de la torre varía apreciablemente desde el fondo hasta la parte superior de la misma. El calor de absorción del soluto aumenta la temperatura de la disolución, mientras que la evaporación de disolvente tiende a disminuir la temperatura. Generalmente el efecto global es un aumento de la temperatura del líquido, pero a veces la temperatura pasa por un máximo cerca del fondo de la columna. La forma del perfil de temperatura depende de las velocidades de absorción de los solutos, de evaporación o condensación del disolvente y de la transmisión de calor entre las fases. Para obtener

los perfiles exactos de temperatura del líquido y del gas, es preciso realizar largos cálculos. Cuando la temperatura del gas a la entrada es próxima a la de salida del líquido, y el gas que entra está saturado, hay poco efecto de evaporación del disolvente, y el aumento de la temperatura del líquido es aproximadamente proporcional a la cantidad de soluto absorbido. En este caso la línea de equilibrio se curva gradualmente hacia arriba, con valores crecientes de  $x$  para las temperaturas más altas. Cuando el gas entra en la columna a 10 o 20 °C por debajo de la temperatura del líquido a la salida y el disolvente es volátil, la evaporación enfriará el líquido en la parte inferior de la columna, y el perfil de temperatura puede presentar un máximo. Cuando la alimentación de gas está saturada, el pico de temperatura no es muy pronunciado y, para un diseño aproximado, se pueden utilizar la temperatura a la salida, o la temperatura máxima estimada, para calcular los valores de equilibrio en la mitad inferior de la columna.

#### **2.2.7.1 Efectos térmicos en las variables de operación**

Las condiciones que pueden dar lugar a efectos térmicos significativos son: cuando la concentración del soluto en el gas de entrada es elevada (1) un calor de disolución apreciable y (2) absorción de grandes cantidades de soluto en la fase líquida. La segunda de estas condiciones puede darse cuando la concentración de soluto en el gas de entrada es elevada, cuando el caudal de líquido es relativamente bajo, cuando la solubilidad del soluto en la fase líquida es elevada o cuando la presión de operación es alta.

Si el soluto se absorbe muy rápidamente, la velocidad de liberación de calor es mayor cerca del fondo de la columna. Esto produce el efecto de curvar la línea de equilibrio hacia arriba cerca del extremo rico en soluto, aunque puede permanecer prácticamente recta junto al extremo pobre de soluto, que se encuentra a la temperatura del disolvente puro.

Si el gas rico en soluto que entra en el fondo de la columna está frío, la fase líquida puede enfriarse algo por transmisión de calor sensible al gas.

En referencia a grandes efectos térmicos en las variables operacionales del equipo de absorción se tienen las siguientes consideraciones:

- Temperatura de entrada del disolvente: Sorprendentemente, esta variable tiene muy poca influencia en el grado de absorción o en los perfiles interiores de temperatura de una columna de absorción cuando los efectos térmicos se deben principalmente al calor de disolución o a la vaporización del disolvente.
- Temperatura y humedad del gas concentrado: El enfriamiento y la consiguiente deshumidificación del gas que ha de alimentarse a una columna de absorción puede ser muy beneficioso. Un elevado grado de humedad (o saturación relativa con el disolvente) limita la capacidad de la fase gas para aceptar calor latente y, por tanto, resulta desfavorable para la absorción. Así pues, en el diseño de sistemas de absorción con grandes efectos térmicos debe considerarse interesante la deshumidificación del gas alimento antes de entrar a la columna.
- Razón entre caudales de líquido y gas: La razón L/G puede tener una influencia significativa en el desarrollo de los perfiles de temperatura en una columna de absorción. Valores elevados de L/G tienden a producir perfiles de temperatura menos desarrollados, debido a la elevada capacidad calorífica de la fase líquida. A medida que disminuye el valor de L/G, la concentración de soluto tiende a aumentar en la parte superior de la columna y el punto de máxima temperatura tiende a desplazarse hacia arriba en la columna, hasta que el máximo de temperatura tiene lugar solamente en el piso más elevado.
- Numero de etapas: Cuando los efectos térmicos se combinan para producir en la columna una extrema razón en que tiene lugar muy poca absorción, la adición de pisos a la columna de absorción no surtirá efecto útil sobre la eficacia de separación. **(Perry & Green, 2001)**

### 2.2.8 Fracción molar

Es la cantidad en moles de un componente por moles totales de mezcla. El porcentaje está referido a 100 moles de una mezcla. Para gases ideales el porcentaje

molar es igual al porcentaje volumétrico. En el sistema SI la unidad de la cantidad de sustancia es el mol (la de masa es el kilogramo), sin embargo en este trabajo de investigación se usará g/mol. Es importante resaltar que tanto la fracción masa como la molar son propiedades intensivas, es decir, no dependen de la cantidad total de la mezcla, sino de la relación entre el componente  $i$  y la mezcla. Para este caso en estudio, el  $Y_i$  estará determinado por los flujos y  $Y_o$  por las fracciones volumétricas estudiadas de la corriente de salida.

$$Y_i = \frac{F_3}{F_3 + F_2} \quad (\text{Ec. 2.11})$$

Donde,  $F_2$  es el flujo del aire y  $F_3$  es el flujo de  $\text{CO}_2$ .

$$Y_o = \frac{V_2}{V_1} \quad (\text{Ec. 2.12})$$

Donde,  $V_1$  es el volumen total de la muestra en ml y  $V_2$  es el volumen de  $\text{CO}_2$  de la muestra en ml.

### 2.2.9 Presión parcial

Considérese un sistema cerrado donde existen dos fases, una gaseosa formada por un gas no condensable (aire) y una fase líquida agua a una temperatura determinada. En cada instante antes del equilibrio el agua ejercerá una presión determinada ( $P$ ) con respecto a la presión total ( $P_t$ ) multiplicada por la fracción molar del componente estudiado en la mezcla ( $y_i$ ) llamada presión parcial en la mezcla y viene dada por la ecuación:

$$P_p = y_i \times \frac{P}{P_t} \quad (\text{Ec. 2.13})$$

### 2.2.10 Coeficientes globales de transferencia masa

Los coeficientes globales son análogos a los usados en la transmisión de calor pero, debido a la distinta fuerza impulsora que existe entre las fases, se puede definir desde el punto de vista de la fase líquida o de la fase gaseosa, cada coeficiente se basa en una fuerza impulsora determinada. En la figura 2.7, al continuar la línea vertical  $ac$  hasta el punto  $d$  de la curva de equilibrio se obtiene la magnitud  $y^*$ , que es la composición del gas en el equilibrio con el líquido de composición  $x$ . Puesto que en una torre real no se alcanza el equilibrio en ningún punto como es nuestro caso,  $y^*$  no tiene ningún significado real. La fuerza impulsora global está definida por el segmento  $ad$ , o sea  $y - y^*$ . (Perry & Green, 2001)

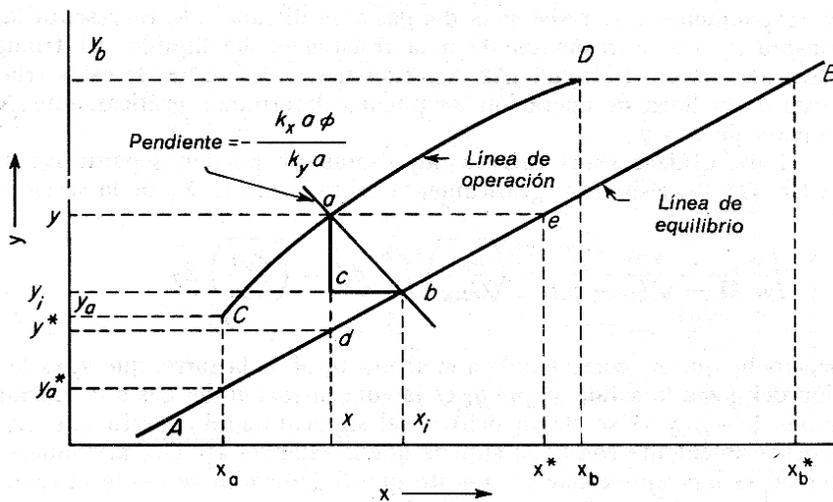


Figura 2.7. Líneas de operación y equilibrio para torres de relleno.

Teniendo en cuenta que se fue CO<sub>2</sub> absorbido se calcula con la diferencia entre el  $y_i$  y  $y_o$  que no son más que las fracciones molares del CO<sub>2</sub> en la entrada y salida respectivamente se tiene que:

$$y_i - y_o = \text{Fracción de CO}_2 \text{ absorb} \quad (\text{Ec. 2.14})$$

Los coeficientes volumétricos de transferencia de masa, de película y global se definen como:

$$K_{og} = \frac{N}{aAH} \frac{\ln \frac{P_i}{P_o}}{P_i - P_o} \quad (\text{Ec. 2.15})$$

Donde:

N: Tasa de absorción de la columna (gmol/s).

a: Área específica por unidad de empaque (m<sup>2</sup>).

A: Área de corte transversal de la torre (m<sup>2</sup>).

H: Altura de la torre (m).

P<sub>i</sub>: presión parcial en la base de la torre (atm).

P<sub>o</sub>: presión parcial en el tope de la torre (atm).

### 2.2.10.1 Área de corte transversal de la torre (A)

$$A = \frac{\pi}{4} \times d^2 \quad (\text{Ec. 2.16})$$

Donde; d es el diámetro de la torre en (m).

### 2.2.10.2 Presión en la base de la columna (P<sub>pi</sub>)

$$P_i = P + \frac{\Delta P}{13,6} \quad (\text{Ec. 2.17})$$

Donde:

P<sub>i</sub>: presión en el tope de la columna (mmHg).

$P$ : presión atmosférica (mmHg).

$\Delta P$ : caída de presión en la base y tope de la columna (mmH<sub>2</sub>O).

El valor de 13,6 es un factor conversión de mmH<sub>2</sub>O a mmHg.

### **2.2.11 Absorción con reacción química**

Muchos procesos industriales de absorción van acompañados de una reacción química. Es especialmente común la reacción en el líquido del componente absorbido y de un reactivo en el líquido absorbente. Algunas veces, tanto el reactivo como el producto de la reacción son solubles, como en la absorción del dióxido de carbono en una solución acuosa de etanolaminas u otras soluciones alcalinas. Por el contrario, los gases de las calderas que contienen dióxido de azufre pueden ponerse en contacto con lechadas de piedra caliza en agua, para formar sulfito de calcio insoluble. La reacción entre el soluto absorbido y un reactivo produce dos hechos favorables a la rapidez de absorción: (1) la destrucción del soluto absorbido al formar un compuesto reduce la presión parcial en el equilibrio del soluto y, en consecuencia, aumenta la diferencia de concentración entre el gas y la interfase; aumenta también la rapidez de absorción; (2) el coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida aumenta en magnitud, lo cual también contribuye a incrementar la rapidez de absorción. Estos efectos se han analizado bastante desde el punto de vista teórico pero se han verificado experimentalmente poco. **(Treybal, 2000)**

## **2.3 Problemas operacionales en columnas de absorción**

### **2.3.1. Canalización**

El requisito de un buen contacto entre el líquido y el gas es la condición más difícil de cumplir, sobre todo en torres grandes. De manera ideal, el líquido, una vez distribuido en la parte superior del empaque o plato, fluye en forma de una película delgada sobre la superficie de los mismos durante todo el recorrido de descenso a través de la torre. En la realidad, las películas tienden a aumentar de espesor en

algunos lugares y a disminuir en otros, de forma que el líquido se agrupa en pequeñas corrientes y fluye a lo largo de trayectorias localizadas a través del empaque o plato. En especial cuando se registran bajas velocidades de líquido, una buena parte de la superficie del empaque o plato puede estar seca, o con más frecuencia, recubierta por una película estacionaria de líquido. Este efecto se conoce con el nombre de canalización.

En torres de tamaño moderados, la canalización se minimiza si el diámetro de la torre es al menos ocho veces el diámetro del empaque, si esto no ocurre, el líquido tiende a desplazarse hasta afuera del empaque y descender por la pared de la columna. Se debe tener en cuenta una buena distribución inicial del líquido, y también colocar redistribuidores de líquido cada a 5 o 10 m de la torre, dependiendo del tamaño de la torre.

### **2.3.2 Inundación**

Cuando la velocidad del gas y la caída de presión en la torre se incrementan muy rápido, en determinadas regiones de la columna, el líquido se transforma en una fase continua y se dice que la columna está inundada. Temporalmente se utiliza flujos de gas más elevadas, pero el líquido se acumula con mayor rapidez, y la columna completa puede llenarse de líquido. Para evitar que exista inundación en la columna, esta se debe diseñar de forma tal que la velocidad de inundación para garantizar una operación segura, pero no tan baja que se requiera de una columna mucho más grande. Generalmente la velocidad de gas es la mitad de la velocidad de inundación.

### **2.3.3. Espumas**

La espuma se origina por cambios en las propiedades de la superficie. Cuando la tensión superficial es lo suficientemente pequeña, la solución puede crear una capa elástica muy delgada que puede encapsular una burbuja de gas y formar pequeñas góticas de líquido.

La formación de burbujas en un líquido se debe a tres causas:

1. Se pueden formar por sobresaturación del gas o por; a descomposición de un componente líquido.

2. Pueden ser introducidas directamente en el líquido con la ayuda de un aspersor o burbujeador.

3. Como resultado de la desintegración de burbujas mayores que ya están presentes en el líquido.

Los factores que contribuyen a la estabilidad de la espuma son:

- Repulsión eléctrica de las superficies cargadas por los grupos ionizados del agente espumante impide el adelgazamiento de la película.
- Los enlaces de hidrógeno que el agua forman con diversas sustancias y que ligan todas las moléculas del líquido entre ellas.
- La viscosidad del medio líquido.
- La plasticidad de la película líquida así como la elasticidad, ya que disminuye la ruptura de la burbuja.

Todas estas fuerzas que se oponen al rompimiento de las espumas dependen de propiedades características de las capas superficiales y de las soluciones de los agentes de superficie que se sitúan en las dos superficies de contacto de las laminas líquidas y del gas que ellas aprisionan.

### **2.3.4 Efecto de la temperatura**

Una de las consideraciones más importantes en el diseño de las columnas de absorción gas-líquido se refiere a la posible variación de la temperatura a lo largo de la columna, debido a efectos térmicos, pues la solubilidad del gas a absorber, normalmente, depende fuertemente de la temperatura.

Los efectos térmicos que pueden producir variaciones de la temperatura a lo largo de una columna de absorción se deben a:

1. El calor de disolución del soluto (incluyendo calor de condensación, calor de mezcla y calor de reacción), que puede dar lugar a una evaluación de la temperatura del líquido.

2. El calor de vaporización o condensación del disolvente.
3. El intercambio de calor sensible entre las fases gas- líquido.
4. La pérdida de calor sensible desde los fluidos hacia los dispositivos de enfriamiento interiores o exteriores o a la atmosfera a través de las paredes de la columna.

Cabe destacar, que en sistemas que implican reacciones químicas los efectos de la temperatura no son muy importantes. Sin embargo, hay cierto número de sistemas bien conocidos en los que no puede ignorarse este efecto, por ejemplo, la absorción de amoniaco en agua, la deshumidificación de aire con ácido sulfúrico concentrado, la absorción de ácido clorhídrico y la absorción de  $\text{SO}_3$  en ácido sulfúrico.

#### **2.4 Absorción con reacciones químicas**

Muchos procesos industriales de absorción van acompañados de una reacción química. Es especialmente común la reacción en el líquido del componente absorbido y de un reactivo en él; líquido absorbente. Algunas veces, tanto el reactivo como el producto de la reacción son solubles, como en la absorción del dióxido de carbono en una solución acuosa de etanolamina u otras sustancias alcalinas. Por el contrario, los gases de las calderas que contienen dióxido de azufre pueden ponerse en contacto con lechadas de piedra caliza en agua, para formar sulfito de calcio insoluble. La reacción entre el soluto absorbido y un reactivo produce dos hechos favorables a la rapidez de absorción:

- La pérdida del soluto absorbido al formar un compuesto reduce la presión parcial en el equilibrio del soluto y, en consecuencia, aumenta la diferencia de concentración entre el gas y la interface; aumenta también la rapidez de absorción.
- El coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida aumenta en magnitud, lo cual también contribuye a aumentar la rapidez de absorción.

**2.5 Efectividad:** es la capacidad que tiene un equipo de lograr el efecto deseado, en el caso en estudio está representado por la habilidad que demuestra el aparato en la absorción para las distintas variaciones realizadas.

$$\%efectividad: \frac{y_i - y_o}{y_i} \times 100 \quad (\text{Ec. 2.18})$$

Donde:

$y_i$ : fracción de CO<sub>2</sub> en el aire de entrada.

$y_o$ : fracción de CO<sub>2</sub> en el aire de salida .

## **2.6 Simulación de procesos**

La simulación de procesos ha constituido una herramienta básica y de gran aplicación en la ingeniería. Mediante ecuaciones de estados, modelos matemáticos y ecuaciones de diseños para cada operación, se predicen las propiedades y el comportamiento de las corrientes involucradas en un proceso determinado. Si bien el petróleo es una mezcla compleja, sus componentes tienen una historia larga y su estudio es muy amplio. En el otro extremo está el manejo de sólidos, cuyo estudio fue por mucho tiempo relegado al empirismo, aunque ahora se ha integrado también a estos programas. Industrias como la de los alimentos apenas hoy hacen uso de estos paquetes,

Los problemas para aplicar ampliamente la simulación tienen que ver mucho con la falta de modelos para predecir las propiedades física de la materia, y por eso muchas compañías tiene laboratorios de investigación propios que se dedican a establecerlas.

Se debe tener modelos confiables de las operaciones unitarias con la que procesaran esas sustancias. Esos modelos pueden permanecer independientes, como equipo individual, y conectarse con el resto de la planta; en este caso tendríamos un simulador secuencial. En este primer método, cada modelo contiene modelos específicos de solución y convergencia; se intenta asimismo, que sea casi siempre posible para un modulo dar una respuesta para un conjunto de datos de entrada, siendo esas respuestas las entradas del siguiente modulo-equipos. Lo contrario es un simulador por ecuaciones simultáneas, en el que cada modelo de operación unitaria

aporta una cierta cantidad de ecuaciones [diferenciales] y condiciones para posterior resolución por métodos muy generales y robustos.

Este segundo método tiene ventaja sobre el primero pues es más apto para la modelación dinámica, la optimización a grandes escalas y el diseño desde cero, si bien la experiencia acumulada en su aplicación es más limitada y se encuentran las demandas sobre los modelos de propiedades físicas. El uso de los simuladores de proceso acelera la velocidad con la que somos capaces de inventar, un proceso más eficiente y competitivo.

La ingeniería integrada de procesos asistida por computadoras, con estandarización de base de datos, resultados y la continua investigación básica, es una herramienta productiva de un mundo postmoderno diverso. El primer modelo es un aumento en la velocidad de creación de procesos nuevos, mientras el segundo modelo es la creciente complejidad de los mismos. Este último nos lleva a la necesidad de creación de herramientas de visualización de información mejores.

La visión integral de la ciencia de los procesos simples de fundamentos para poder entender lo que hace un simulador y jamás perder el sentido del proceso. El simulador, a su vez, extiende la capacidad de análisis encargándose de los cálculos librados del tedio de su actividad. El círculo se cerrará con el perfeccionamiento de los sistemas de entrega de resultados y la interacción multidisciplinaria.

## ***2.7 Paquetes de simulación***

Son software o simuladores muy usados en la industria para facilitar los cálculos ingenerables, que pudiesen hacerse más complicados con los métodos rudimentarios o manuales. Con este tipo de programa se logra tener cargado en el computador los equipos (de manera simbólica) con los diferentes datos de operación de los mismos, así como los datos de las corrientes de entrada y de salida.

En una industria cualquiera son muchos los datos, equipos, corrientes y especificaciones que deben, manejarse simultáneamente y que coexisten en la realidad. La manera que el ser humano ha encontrado para facilitar los cálculos, y poder visualizar cada uno de estos detalles desde un sitio sin movilizarse a la planta y con menor riesgo de equivocación han sido los simuladores. Estos no solo permite la

“simulación”, como su nombre lo indica, de una planta ya operativa en condiciones actuales de proceso, sino, que también su utilidad más común es al momento de diseñar plantas, equipos o condiciones de proceso. Esto ayuda a tener una idea previa de cómo debe ser cada uno de ítems ya mencionado, como serán sus respectivos comportamientos y cuáles son las medidas más adecuada para optar por el mejor diseño.

La simulación de procesos químicos está naturalmente vinculada al cálculo de los balances de materia, energía y eventualmente cantidad de movimiento de un proceso cuya estructura, y los datos preliminares de los equipos que lo componen, son desconocidos.

En los primeros pasos, la simulación de procesos se basa principalmente en circuitos analógicos, utilizando los fenómenos de analogía. En efecto, la teoría de sistemas muestra que ciertos principios físicos tienen asociados modelos matemáticos equivalentes o biomorficos.

### 2.7.1 Selección de paquetes de propiedades

Los modelos de predicción de propiedades pueden ser clasificados en:

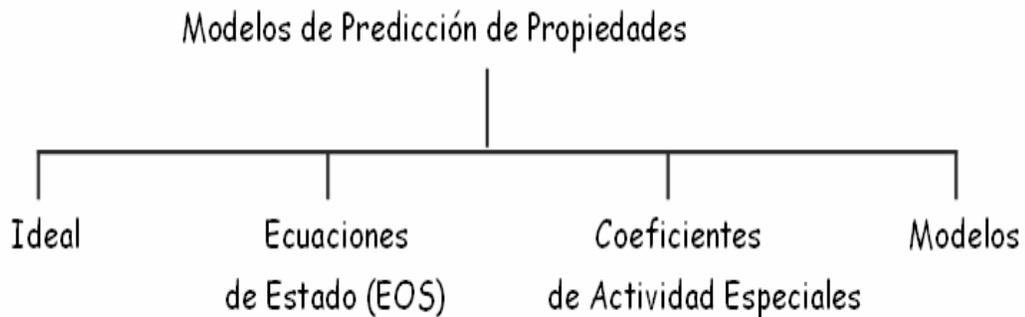


Figura 2.8. Diferentes modelos de predicción de propiedades.

Tabla 2.1. Características de los diferentes modelos de ecuaciones de estado y de coeficientes de actividad.

Modelo de Ecuaciones de Estado	Modelos de Coeficientes de Actividad
Limitados para representar líquidos no ideales.	Pueden representar líquidos no ideales.
Requiere pocos parámetros binarios	Requiere varios parámetros binarios.
Los parámetros pueden ser extrapolados con La temperatura.	Los parámetros dependen fuertemente de la Temperatura.
Consistentes en la región crítica.	Inconsistentes en la región crítica.

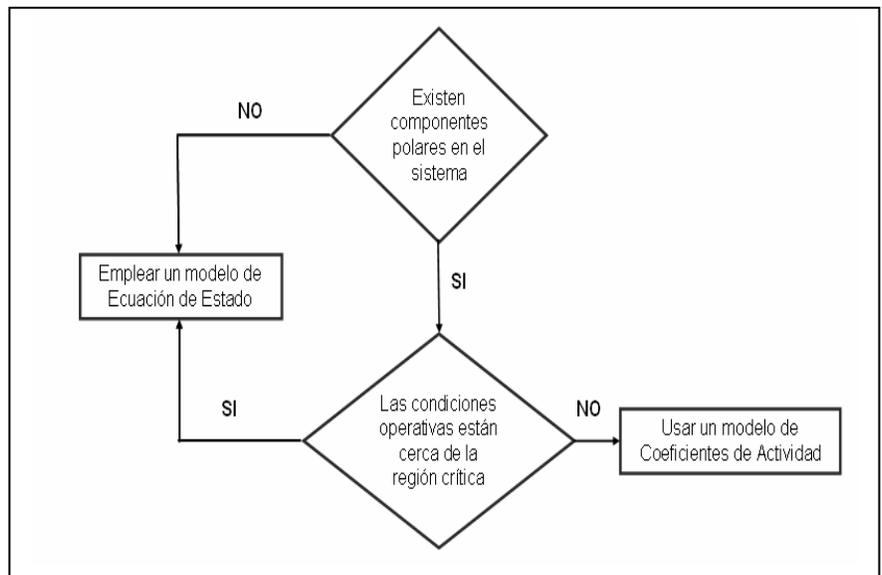


Figura 2.9. Selección de los diferentes paquetes de simulación para cada modelo de ecuación de estado y coeficientes de actividad.

## 2.7.2 Paquetes de propiedades

### 2.7.2.1 Peng-Robison

Puede utilizarse para simular procesamiento de hidrocarburos en general. (lista no excluyente). En general Peng-Robison (y todas las ecuaciones cúbicas de estado similares, como SRK) no puede simular procesos donde la fase líquida sea fuertemente no ideal (por ejemplos compuestos polares en fase líquida). Ha sido extendido para:

- 1. Plantas de Gas**
  - Plantas de ajuste de punto de rocío (LTS).
  - Turboexpander.
  - Plantas de absorción refrigerada.
  - Columnas de destilación (demetanizadoras, deetanizadoras, depropanizadoras, estabilizadoras de gasolina).
  
- 2. Refinería**
  - Columnas atmosféricas, vacío
  - Fraccionadoras de FCC, gas con de FCC.
  - Columnas de fraccionamiento.
  - Procesos de refinería con presencia de hidrógeno. (Se puede usar **Grayson Streed** también).
  
- 3. Deshidratación**
  - Simulación de la planta. Predicción de las condiciones de operación.
  - Para estudios ambientales: predice correctamente de las emisiones de BTX en este tipo de plantas.
  
- 4. Cuando NO usar Peng Robinson**

- Predicción de concentraciones de hidrocarburos en agua (o de agua en hidrocarburos) en el rango de ppm (por ejemplo para estudios ambientales. Usar Kabadi-Danner (únicamente).
- Para endulzamiento de gas o LPG con alcanolaminas (usar módulo de Aminas).
- Solubilidad de  $H_2S$ ,  $CO_2$  y  $NH_3$  en agua. Usar Sour-PR o Sour-SRK.

#### **2.7.2.2. Kabadi-Danner**

Es un Soave-Redlich-Kwong (SRK) modificado especialmente para predecir con precisión la concentración de hidrocarburos en agua en el rango de ppm.

#### **2.7.2.3. Modulo de Aminas**

Este modelo trata de manera especial las columnas de destilación. Utilizando este modelo se puede predecir la absorción de  $CO_2$  y  $H_2S$  utilizando alcanolaminas.

#### **2.7.2.4. Modelos de aguas amargas (Sour PR y Sour SRK)**

Estos modelos toman en cuenta la disociación de los componentes  $H_2S$ ,  $CO_2$  y  $NH_3$  en especies iónicas y su interacción con el agua. Es el único módulo de propiedades fuera de los modelos de electrolitos (y el de aminas, en su rango de aplicación) que toma en cuenta especies iónicas en solución. De aplicación especialmente para calcular la solubilidad de estos componentes en agua.

#### **2.7.2.5. Grayson-Streed**

Es un modelo de aplicación para procesamiento de hidrocarburos en general. También puede usarse para procesos con alto contenido de hidrógeno. Para el tratamiento del agua utiliza tablas de vapor en lugar de la ecuación de estado misma, por lo que los resultados son ligeramente más precisos para el agua que con otras opciones (por ejemplo Peng-Robinson).

## **2.8. Clasificación de los métodos de simulación**

Podemos considerar la tarea de simulación como aquella, en la actualidad proponemos ciertos valores de entrada al simulador o programa de simulación, para obtener ciertos resultados o valores de salida, tales que estiman el comportamiento del sistema real bajo esas condiciones.

### **• Simulación cualitativa y cuantitativa**

La simulación cualitativa tiene por objeto principal el estudio de las relaciones casuales y las tendencias temporales cualitativas de un sistema, como así también la propagación de las perturbaciones a través de un proceso dado. Son varios los campos de esta simulación, como hacer análisis de tendencias, supervisión y diagnóstico de fallas, análisis e interpretación de alarmas, control estadístico de procesos, etc.

La simulación cuantitativa, en cambio, es aquella que describe numéricamente el comportamiento de un proceso, a través de un método matemático del mismo. Para ello se procede a la resolución de balances de materia, energía y cantidad de movimiento, junto a las ecuaciones de restricción que ponen aspectos fundamentales y operacionales del sistema.

### **• Simulación estacionaria y dinámica**

La simulación de estado estacionario implica resolver balances de un sistema no involucrando la variable temporal, mientras que la simulación dinámica plantea los balances en su dependencia con el tiempo, ya sea para presentar el funcionamiento de equipos por baches o bien para analizar la evolución que se manifiesta en el transigente entre dos estados estacionarios para un equipo o una planta completa.

## **2.9. Simulación de procesos químicos complejos**

Los aspectos vinculados a los cálculos de estimación de propiedades fisicoquímicas son bastantes diferentes si se plantea el problema de un equipo dado procesando una mezcla determinada o bien un sistema generalizado capaz de simular diversos problemas de separación (por ejemplo mezclas ideales, no ideales, etc.). En este caso, deberá contarse con un sistema de estimación de propiedades generalizado,

lo cual implica un problema de una magnitud muy importante. En efecto, deberá tener aptitud para calcular las propiedades fisicoquímicas y termodinámicas (viscosidad, densidad, capacidad calorífica, entalpías, constantes de equilibrio, etc.) tanto para sustancias puras como para mezclas. Particularmente dificultoso resulta el cálculo de propiedades tales como coeficientes de difusividad en mezclas líquidas, o bien constantes de equilibrio en mezclas no ideales o en presencia de electrolitos.

### **2.10 Software de simulación HYSYS 3.2**

El programa HYSYS versión 3.2 es uno de los simuladores más completos que existe en el mercado y fue desarrollado por la empresa HYPROTECH, el cual representa una herramienta de gran utilidad para los ingenieros de procesos e industrias químicas, de petróleo, gas natural y petroquímica. Con este software se puede crear rigurosos modelos en estado estable o estado dinámico para el diseño de una planta (a partir de un diseño conceptual), monitorear el rendimiento, solución de problemas y mejorar las operaciones.

El simulador HYSYS permite predecir las propiedades de los fluidos en diferentes plantas de procesos, donde pueden estar involucrados gran variedad de equipos, tales como separadores, intercambiadores de calor, torre de destilación, torre de absorción, bombas, compresores, etc. El uso de HYSYS se desarrolla en un ambiente interactivo entre el usuario y la computadora, el cual se realiza el montaje del esquema a simular de manera sencilla y siguiendo la secuencia del proceso.

Con el paquete HYSYS, los ingenieros solo necesitan desarrollar un modelo simple de procesos a partir de un diseño conceptual, para mejorar los diseños, optimizar la producción y agilizar la toma de decisiones. Permite la integración de operaciones unitarias, reacciones y paquetes de propiedades y la interacción de otras aplicaciones para crear un programa híbrido. El simulador es útil para maximizar los beneficios de los nuevos diseños y mejorar las operaciones existentes asegurando que los equipos estén trabajando sobre especificaciones. La estructura operacional del programa de simulación de HYSYS tiene una secuencia de botones o menús, que

permiten la introducción y especificación de datos, selección de equipos y operaciones para llevar a cabo la simulación.

Dentro de las ventajas que ofrece el simulador, se tiene:

- La información es proporcionada, en medio de las aplicaciones. Las cuales usan modelos termodinámicos flujogramas comunes.
- El usuario puede alternar entre modelos de aplicaciones en cualquier momento, obteniendo el más completo entendimiento del proceso.

Este programa soporta dos interfaces básicas, la primera se caracteriza por la definición de las instrucciones a la computadora por medio de un lenguaje de programación específico. La otra interface, que se usara en este trabajo, es completamente grafica (bajo ambiente Windows), en la cual la definición del proceso se realiza por medio de diversos menús. Básicamente la interface gráfica realiza una traducción de un dibujo al programa para realizar la simulación. Los métodos de cálculos de HYSYS están basados en modelos matemáticos y ecuaciones de estado clásicas agrupadas en paquetes termodinámicos, que describen los procesos mediante el cálculo de temperatura, presión, composiciones y propiedades termodinámicas tales como entalpías, entropías. Para esto el programa realiza cada equipo por separado, estudiando la(s) corriente(s) de entrada y de salida, resolviendo balances de masa y de energía mediante la resolución de sistemas de ecuaciones.

## CAPITULO 3

### DESARROLLO DEL PROYECTO

#### 3.1. Descripción del equipo experimental y didáctico de absorción de gases

La columna empacada de relleno de absorción de gases consiste en una torre de material acrílico de 75 cm de diámetro y 1,4m de longitud. La columna tiene una altura de 41,5 cm de anillos Raschig de vidrio en la parte superior y 51,5 cm en la parte inferior, concentración nominal de empaque de 10mm, se encuentra en un bastidor de acero. El tope, el centro y el fondo de la columna están provistos de tomas de presión. Posee un aparato de análisis de gas del tipo Hempl, tres caudalímetros de área variable para medir el caudal de gas, aire y líquido, un compresor giratorio utilizado para bombear aire a la columna. Una bomba centrífuga para circular el agua (disolvente) desde un tanque de alimentación de 50 litros de capacidad. En la tabla 3.1 se muestran las características técnicas de la torre de absorción de gases.

Tabla 3.1. Características técnicas de la torre de absorción de gases

Dispositivos	Cantidad	Unidades
Capacidad del tanque de alimentación	50	L
Diámetro de la columna	0,075	m
Volumen del relleno	7	L
Altura de la columna de absorción (H)	1,4	m
Área específica por unidad de empaque (a)	440	m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup>
Tasa de absorción	0,0015	gmol/s

(N)		
nillos Raschig	10x10	mm
Capacidad del compresor de aire	0,15	m <sup>3</sup> /min
Intervalo del medidor del flujo de aire	20-180	L/min
Intervalo del medidor del flujo de agua	1-10	L/min
Intervalo del medidor del flujo de CO <sub>2</sub>	1-22	L/min

El gas a absorber es dióxido de carbono, y fue extraído de un cilindro presurizado, colocado junto a la columna. Este gas pasa a través de un medidor de flujo de área variable calibrado, y se mezcla con un flujo de aire, también de caudal conocido, que proviene de un compresor giratorio situado en el bastidor.

La relación de gas-aire de la mezcla que entra en la columna es por tanto conocida y es fácilmente variable. La mezcla de gas entra por el fondo de la columna, asciende a través del lecho denso y se pone en contacto en contracorriente con el líquido que desciende por la columna.

Posee unos puntos de muestreo de presión en la base, el centro y el tope de la columna que permiten registrar la caída de presión en la misma usando manómetros. Estos también extraen muestras de gas de la columna.

El contenido en dióxido de carbono de las muestras de gas se determina usando un equipo de análisis. Los caudalímetros, los manómetros y el equipo de análisis de gas van montados en un panel trasero vertical a una altura cómoda para la operación.

### 3.1.2. Descripción y funcionamiento del equipo de análisis de gas (Aparato de Hempl)

El aparato de Hempl, permite obtener la fracción de dióxido de carbono contenido en la corriente de aire de entrada y salida de la torre empacada.

El aparato tipo Hempl consta de una jeringa la cual permite la succión del gas que proviene de la torre para su análisis, seguida una toma de muestra que controla el paso del gas hacia la jeringa, dos globos de vidrio calibrados y llenos con una solución de NaOH al 1% que neutralizara el CO<sub>2</sub> presente en el gas, una válvula de drenaje para la limpieza del aparato, también posee una escala que indica el volumen en ml de CO<sub>2</sub> de la mezcla de gases proveniente de la torre y finalmente una válvula de salida a la atmosfera del gas analizado. Para el uso adecuado del equipo de análisis es necesario un previo conocimiento del mismo (Ver anexo E).

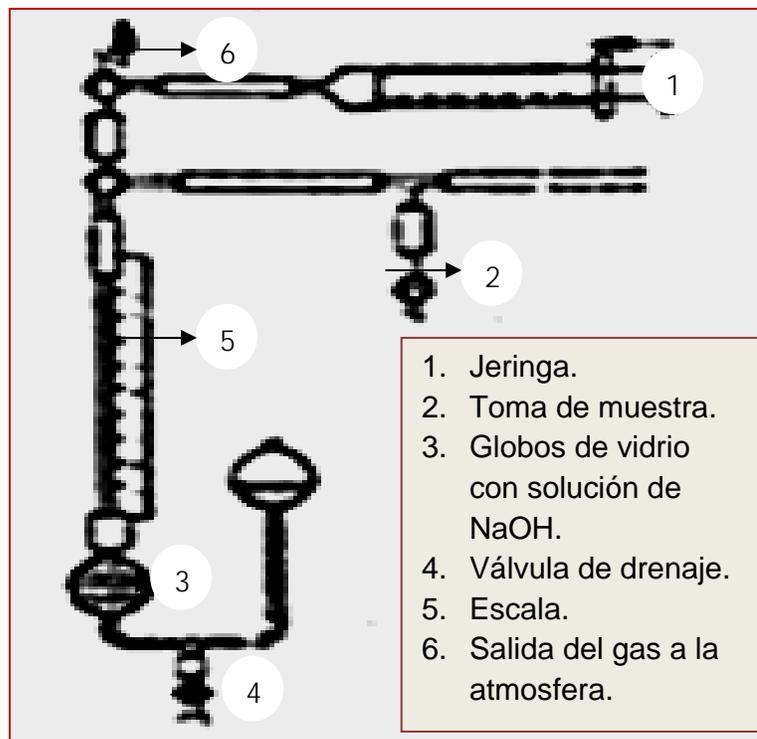


Figura 3.1 Aparato de Hempl.

### **3.2. Estudio del efecto del flujo del agua en la separación de la mezcla aire-CO<sub>2</sub>**

Se realizaron una serie de corridas variando el caudal de agua, desde un flujo de agua de 1,5 hasta 5,5 L/min, con el objetivo de estudiar cómo afecta esta variable al proceso de absorción y establecer el rango de trabajo que favorezca la operación.

#### **3.2.1. Procedimiento Experimental**

1. Se llenaron los balones del aparato de Hempel ubicado en la izquierda del panel de la torre, con solución de NaOH al 1% molar, se recomienda usar guantes y gafas para este proceso.
2. Se ajustó el nivel de los globos hasta la marca de cero en la escala, se usó un embudo.
3. Se abrió el suministro de red de agua al depósito y luego la válvula de drenaje (Anexo A) para evitar que el agua del proceso no se devuelva al depósito.
4. Se verificó que C<sub>2</sub> y C<sub>3</sub> (Anexo A) estuviesen cerradas, para posteriormente iniciar el bombeo del líquido a través de la columna.
5. Se ajustó la válvula C<sub>1</sub> (Anexo A) para el caudal del agua que se desee, en este caso los valores tomados están en la tabla 3.2.
6. Se encendió el compresor y se ajustó la válvula C<sub>2</sub> para fijar un flujo de aire de 30 L/min en el caudalímetro del aire.
7. Se abrió con cuidado la válvula del manómetro en el cilindro de dióxido de carbono y se fijó un flujo de 12 L/min con la válvula C<sub>3</sub> en el Caudalímetro del CO<sub>2</sub>.
8. Se ajustó el nivel del agua en la base de la columna para que se mantenga constante.
9. Se tomaron muestras de gas de la parte superior de la torre, después de 5min aproximadamente de operación constante.

Los valores obtenidos para la primera experiencia están representados en la tabla 3.2, donde se trabajo en un rango de flujo de agua de 1,5 a 5,5 L/min, manteniendo constante el flujo de aire en 30 L/min y flujo de CO<sub>2</sub> en 12 L/min.

Tabla 3.2. Datos operacionales para flujo de agua variable.

Flujo de agua (L/min)	Flujo de aire (L/min)	Flujo de CO <sub>2</sub> (L/min)	P <sub>1</sub> (mmH <sub>2</sub> O)	P <sub>2</sub> (mmH <sub>2</sub> O)	V <sub>10</sub> (ml)	V <sub>20</sub> (ml)
1,5	30	12	238	245	100	3,1
2,0	30	12	240	244	100	2,8
2,5	30	12	235	250	100	1,7
3,0	30	12	236	246	100	1,6
3,5	30	12	238	245	100	1,8
4,0	30	12	240	250	100	2,1
4,5	30	12	255	220	100	2,8
5,0	30	12	275	195	100	2,6
5,5	30	12	300	170	100	3,2

Donde:

P<sub>1</sub>: Presión en el tope de la columna (mmH<sub>2</sub>O).

P<sub>2</sub>: Presión en la base de la columna (mmH<sub>2</sub>O).

V<sub>10</sub>: Volumen total de gas extraído de la torre (ml).

V<sub>20</sub>: Volumen de CO<sub>2</sub> retenido por la solución (ml).

El rango establecido para el flujo de agua se debe a que por debajo del valor mínimo (1,5 L/min) se presentan problemas de canalización, mientras por encima de 5,5 L/min se produce inundación en la torre.

### 3.2.2. Muestra de cálculos

### 3.2.2.1 Cálculo de la fracción de CO<sub>2</sub> absorbido por la columna

La fracción de CO<sub>2</sub> absorbido está representado por la diferencia entre la composición molar que tiene el CO<sub>2</sub> en la corriente de entrada menos en CO<sub>2</sub> de la corriente de gas de salida y las fracciones molares se definen de la siguiente manera:

a) Fracción molar de CO<sub>2</sub> que entra a la columna (*y<sub>i</sub>*): tomando como base los primeros valores de flujo de CO<sub>2</sub> y aire de la tabla 3.2 y utilizando la ecuación 2.11:

$$y_i = \frac{F_3}{F_2 + F_3} = \frac{12 \text{ l/min}}{(30 + 12) \text{ l/min}} = \mathbf{0,290}$$

b) Fracción molar de CO<sub>2</sub> que sale de la columna (*y<sub>o</sub>*): tomando como muestra V<sub>1o</sub> y V<sub>2o</sub> de la tabla 3.2 y con la ecuación 2.12:

$$y_o = \frac{V_{2o}}{V_{1o}} = \frac{3,1 \text{ ml}}{100 \text{ ml}} = \mathbf{0,031}$$

Sustituyendo *y<sub>i</sub>* y *y<sub>o</sub>* en la ecuación 2.14:

$$\text{Fracción de CO}_2 \text{ absorbido} = \mathbf{0,29 - 0,031 = 0,255}$$

Todos los resultados referentes a esta variación están representados en la tabla 4.1.

### 3.3. Realización del análisis de la efectividad de la columna para diferentes concentraciones de CO<sub>2</sub>

La tabla 3.3 muestra los datos recolectados al realizar la variación de la concentración de CO<sub>2</sub> de la misma manera que se recolectaron los datos experimentales en la experiencia anterior, se realizaron en este objetivo. Se varió para este caso el flujo de CO<sub>2</sub> desde un valor de 2 hasta 20 L/min.

Tabla 3.3. Datos operacionales para flujo de CO<sub>2</sub> variable.

Flujo de agua (L/min)	Flujo de aire (L/min)	Flujo de CO <sub>2</sub> (L/min)	P <sub>1</sub> (mmH <sub>2</sub> O)	P <sub>2</sub> (mmH <sub>2</sub> O)	V <sub>10</sub> (ml)	V <sub>20</sub> (ml)
4	30	2	233	255	100	1,1
4	30	4	230	250	100	1,2
4	30	6	235	250	100	0,8
4	30	8	232	252	100	0,6
4	30	10	228	254	100	1,3
4	30	12	230	253	100	1,6
4	30	14	227	256	100	1,8
4	30	16	228	257	100	2,6
4	30	18	222	261	100	3,9
4	30	20	218	264	100	2,8

Donde:

P<sub>1</sub>: Presión en el tope de la columna (mmH<sub>2</sub>O).

P<sub>2</sub>: Presión en el fondo de la columna (mmH<sub>2</sub>O).

V<sub>10</sub>: Volumen total de gas extraído de la torre (ml).

V<sub>20</sub>: Volumen de CO<sub>2</sub> retenido por la solución (ml).

### 3.3.1. Cálculo de la efectividad de la columna para diferentes concentraciones de CO<sub>2</sub>

a) Fracción molar de CO<sub>2</sub> que entra a la columna (y<sub>i</sub>): tomando como base los primeros valores de flujo de CO<sub>2</sub> y aire de la tabla 3.3 y evaluando la ecuación 2.11:

$$y_i = \frac{F_3}{F_2 + F_3} = \frac{2 \text{ L/min}}{(30 + 2) \text{ L/min}} = \mathbf{0,060}$$

b) Fracción molar de CO<sub>2</sub> que sale de la columna (y<sub>o</sub>): tomando como muestra V<sub>10</sub> y V<sub>20</sub> de la tabla 3.3 y con la ecuación 2.12:

$$y_o = \frac{V_{2o}}{V_{1o}} = \frac{1,1 \text{ ml}}{100 \text{ ml}} = \mathbf{0,011}$$

Sustituyendo y<sub>i</sub> y y<sub>o</sub> en la ecuación 2.14:

$$\text{Fracción de CO}_2 \text{ absorbido} = \mathbf{0,060 - 0,011 = 0,050}$$

Sustituyendo y<sub>i</sub> y y<sub>o</sub> en la ecuación 2.18:

$$\% \text{ efectividad} = \frac{0,06 - 0,011}{0,06} \times 100 = \mathbf{82,40 \%}$$

Todos los resultados referentes a esta variación están representados en la tabla 4.2.

### **3.4. Determinación del efecto de la temperatura en la absorción de la columna**

Para esta variación se enfrió el líquido usado en la separación (agua), colocando hielo en el tanque almacenador, se esperó hasta alcanzar 10°C como temperatura de inicio, desde ese punto se tomaron una serie de tomas del gas a diferentes temperaturas, lo cual permitió tener un perfil del comportamiento de la operación, los datos obtenidos se reflejan en la tabla 3.4.

De la misma forma, como se calculó el CO<sub>2</sub> absorbido en el punto 3.2.2.1 se realizó para este caso, se trabajo con medidas de temperatura de 10,15,20,25 y 27 °C obteniendo el siguiente valor para la primera serie de datos de la tabla 3.4.

Fracción de CO<sub>2</sub> absorbido= **0,273**

Todos los resultados referentes a esta variación están representados en la tabla 4.3.

Tabla 3.4. Datos operacionales para la variación de temperatura.

T (°C)	Flujo de agua (L/min)	Flujo de aire (L/min)	Flujo de CO <sub>2</sub> (L/min)	P <sub>1</sub> (mmH <sub>2</sub> O)	P <sub>2</sub> (mmH <sub>2</sub> O)	V <sub>10</sub> (ml)	V <sub>20</sub> (ml)
10	4	30	12	235	240	100	1,3
15	4	30	12	233	246	100	1,4
20	4	30	12	233	248	100	1,7
25	4	30	12	230	251	100	1,9

Donde:

T: Temperatura (°C).

P<sub>1</sub>: Presión en el tope de la columna (mmH<sub>2</sub>O).

P<sub>2</sub>: Presión en el fondo de la columna (mmH<sub>2</sub>O).

V<sub>10</sub>: Volumen total de gas extraído de la torre (ml).

V<sub>20</sub>: Volumen de CO<sub>2</sub> retenido por la solución (ml).

### **3.5. Determinación experimental del coeficiente global de transferencia de masa para todos los casos.**

El coeficiente global de transferencia de masa de la película de gas viene dado por la ecuación 2.15:

$$K_{og} = \frac{N}{aAH} \times \frac{\ln P_i/P_o}{P_i - P_o}$$

Donde:

- N: Tasa de absorción de la columna (gmol/s).
- a: Área específica por unidad de empaque (m<sup>2</sup>).
- A: Área de corte transversal de la torre (m<sup>2</sup>).
- H: Altura de la torre (m).
- P<sub>i</sub>: presión parcial en la base de la torre (atm).
- P<sub>o</sub>: presión parcial en el tope de la torre (atm).

Inicialmente se calculó las presiones parciales en la columna tanto en el tope como en el fondo, y el área transversal de la torre.

### 3.5.1. Cálculo de las presiones parciales en la columna.

#### 3.5.1.1. Presión en la base de la columna (*P<sub>pi</sub>*)

Sustituyendo los valores de *P<sub>1</sub>* y *P<sub>2</sub>* de la tabla 3.3 en la siguiente ecuación 2.17:

$$P_i = 760 + \frac{(245-238)\text{mmH}_2\text{O}}{13,6} = 760,51\text{mmHg}$$

Ahora sustituyendo el valor calculado de *P<sub>i</sub>* en la ecuación 2.13:

$$P_{pi} = 0,29 \times \frac{760,51\text{mmHg}}{760\text{mmHg}} = 0,286$$

### 3.5.1.2. Presión en el tope de la columna ( $P_{po}$ )

Para este caso como el aire en el tope de la columna sale directamente al ambiente se asume que la presión en el tope es la presión atmosférica por lo que se sustituye directamente  $P_o$  en la ecuación 2.13:

$$P_{po} = 0,031 \times \frac{760\text{mmHg}}{760\text{mmHg}} = 0,031$$

### 3.5.2. Área transversal de la torre

Donde el área de corte transversal de la torre está dada por la ecuación 2.16:

$$A = \frac{\pi}{4} \times 0,075^2 = 0,0044\text{m}^2$$

N, a y H se encuentran expresados en la tabla 3.1

$$K_{og} = \frac{0,0015\text{gmol/s}}{440 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3} \times 0,00442\text{m}^2 \times 1,4\text{m}} \times \frac{\ln(0,286)/0,031}{(0,286 - 0,031)\text{atm}}$$

$$K_{og} = 4,8 \cdot 10^{-3} \left( \frac{\text{gmol}}{\text{atm} \times \text{s} \times \text{m}^3} \right)$$

De la misma forma se realiza el cálculos para todos los valores obtenidos en los objetivos 2,3,4 y los resultados son reflejados en las tablas 4.4, 4.5, 4.6.

### **3.6. Realización del modelo simulado de la columna de absorción para la separación de la mezcla aire-CO<sub>2</sub> empleando agua**

Con la finalidad de obtener nuevas opciones de trabajo, se diseñó un ambiente de simulación de la torre de absorción con la cual se trabajó, y así tener un medio de comparación para ver que tan preciso son los resultados del simulador con respecto al estado real, que tan similares son las características de trabajo reales de la torre para el simulador, y de qué forma afectan los distintos cambios realizados a la simulación. Con la aplicación de esta herramienta se espera obtener una buena aproximación entre un estado ideal presentado con el simulador con el real experimentado en el laboratorio.

#### **3.6.1. Modelado del sistema**

La utilidad de un cálculo computarizado no está limitada por la capacidad de la computadora, sino por el conocimiento real que posea el estudiante de las instalaciones y equipos involucrados, por lo que una noción de como se usa este tipo de programas se hace indispensable al momento de su uso, de manera para que los resultados obtenidos sean los correctos.

##### **3.6.1.1. Selección de los componentes**

En esta sección se eligieron los componentes involucrados en el proceso, mediante HYSYS 3.2. Para ello en la pantalla **SimulaciónBasisManage/ components** se presiona el botón **Add** para incorporar a la simulación una lista componentes en nuestro caso son: Air, Wáter, CO<sub>2</sub>

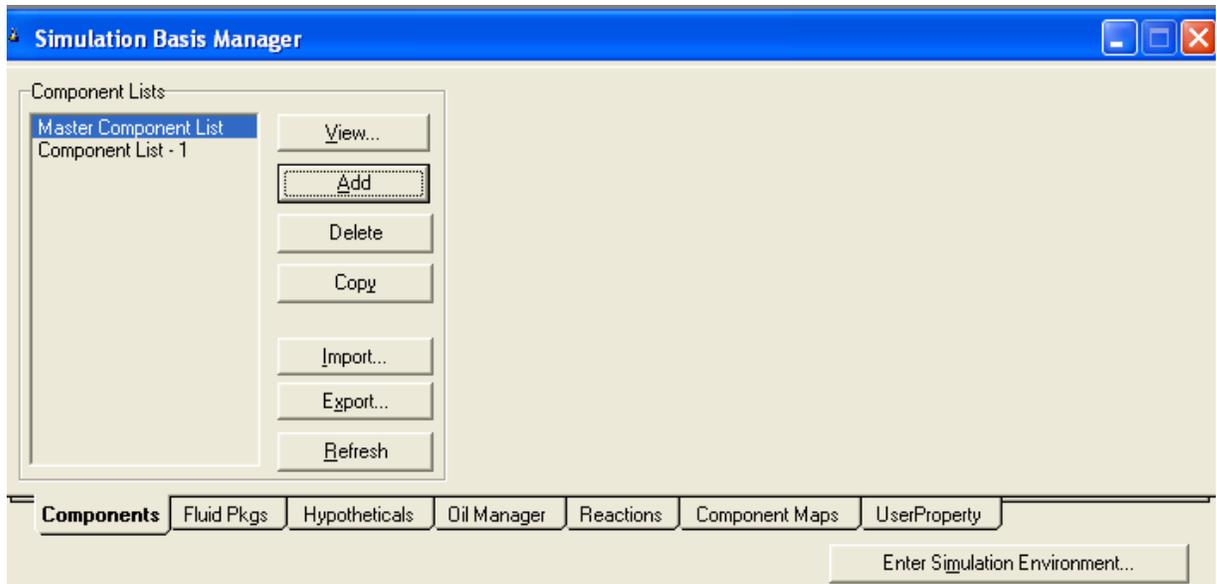


Figura 3.2. Ventana inicial del simulador.

### 3.6.1.2. Selección del paquete termodinámico

Tomando en consideración los diferentes tipos de componentes involucrados en el proceso a simular se debe seleccionar el paquete termodinámico adecuado a través de la pantalla **simulationBasis Manager/ Fluid Pkgs.**

Se presiona **ADD** y luego se elige el paquete termodinámico, figura 3.3.

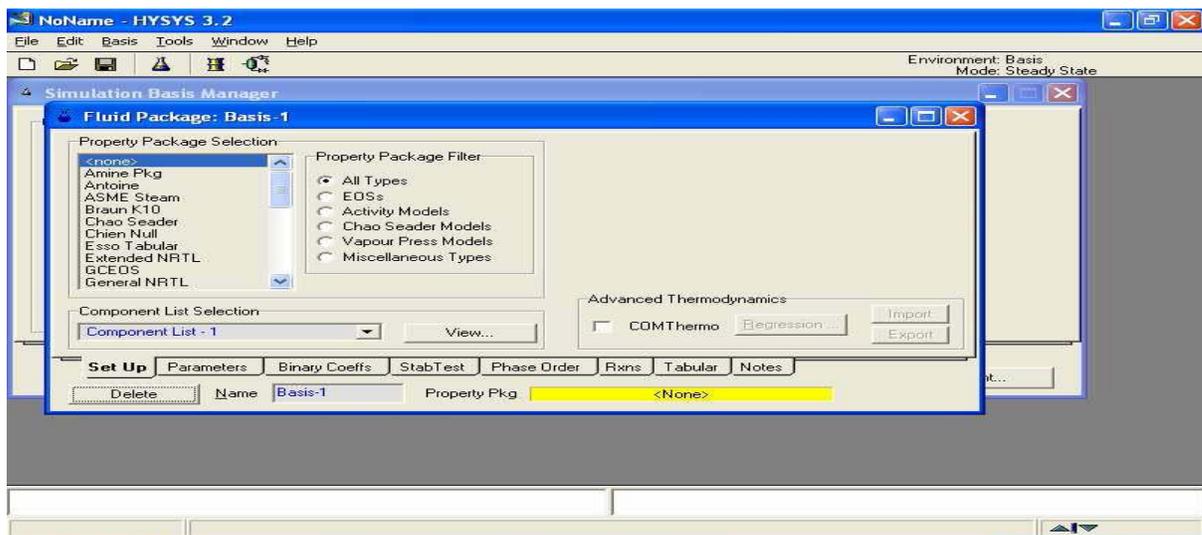


Figura 3.3. Selección del paquete de fluidos.

### 3.6.1.3. Cambio de unidades

Todas las opciones de cambio de preferencias en HYSYS se encuentran bajo el menú **TOOLS/ PREFERENCES**. Una vez ingresado a este menú aparece la pantalla siguiente:

Una vez que se ingresa a esta pantalla, para cambiar el sistema de unidades, se pasa la hoja **VARIABLE/UNITS**. En esta página aparece tres sistemas de unidades por defecto: FIELD, SIY **EUROSY**. Estos sistemas de unidades por efecto no pueden ser cambiados. Para poder generar un sistema modificados, seleccionamos unos de estos tres sistemas (el más similar al sistema de unidades copia del anterior, llamado inicialmente **NEW USER**. Una vez generado este sistema se puede modificar su nombre en la celda **UNIT SET NAME**. Para modificar las unidades se debe ubicar la unidad correspondiente y seleccionar la nueva del menú desplegable. En caso que la unidad deseada no esté disponible se puede agregar una conversación de unidades seleccionas con el botón **Add**.

### 3.6.1.4. Ambiente de simulación

Para acceder al ambiente de simulación se presiona el botón **ENTER SIMULATION ENVIRONMENT**, una vez que se ha seleccionado previamente a la lista de componentes y el paquete termodinámico con el cual simulador los cálculos respectivos.

### 3.6.1.5. Equipo de Separación

Los equipos a seleccionar se encuentra en la parte derecha de la pantalla identificada con el nombre de **CASE MAIN**, presionando el equipo requerido se arrastra hasta la pantalla, en este caso es la torre de absorción. Una vez en el centro de la pantalla se hace doble clip a la torre y allí se identificó las corrientes de tope y fondo tanto de entrada como de salida, luego se hizo clip en el botón **NEXT** para identificar

las presiones y temperatura de tope y fondo (figura 3.4), y esto dará la entrada a las especificaciones de la torre.

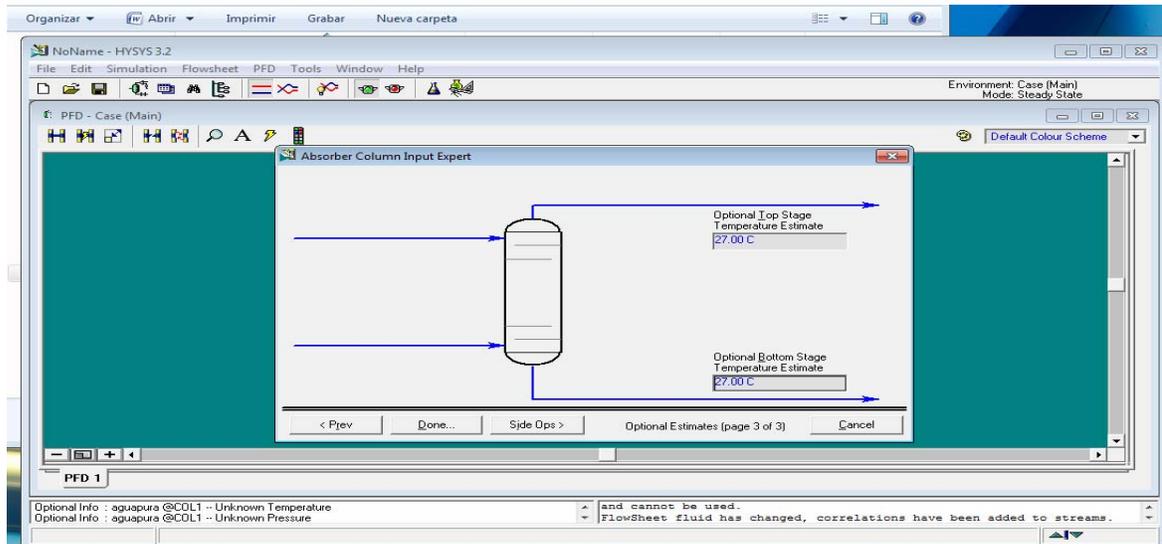


Figura 3.4 Identificación de la temperaturas de tope y fondo.

### 3.6.1.6. Corrientes de materia y energía

Las corrientes son creadas a través de la paleta seleccionando el ícono correspondiente de color azul (corrientes de materia) o roja (corrientes de energía). Otra forma de colocar corrientes de materia es a través de **Flowsheet / AddStream** presionando **F11**. Para simular una corriente de materia es necesario incorporar o suministrar las variables mínimas para que pueda converger. Es necesario el flujo y composición de la corriente, así como también otras dos propiedades como por ejemplo Presión y Temperatura en nuestro caso.

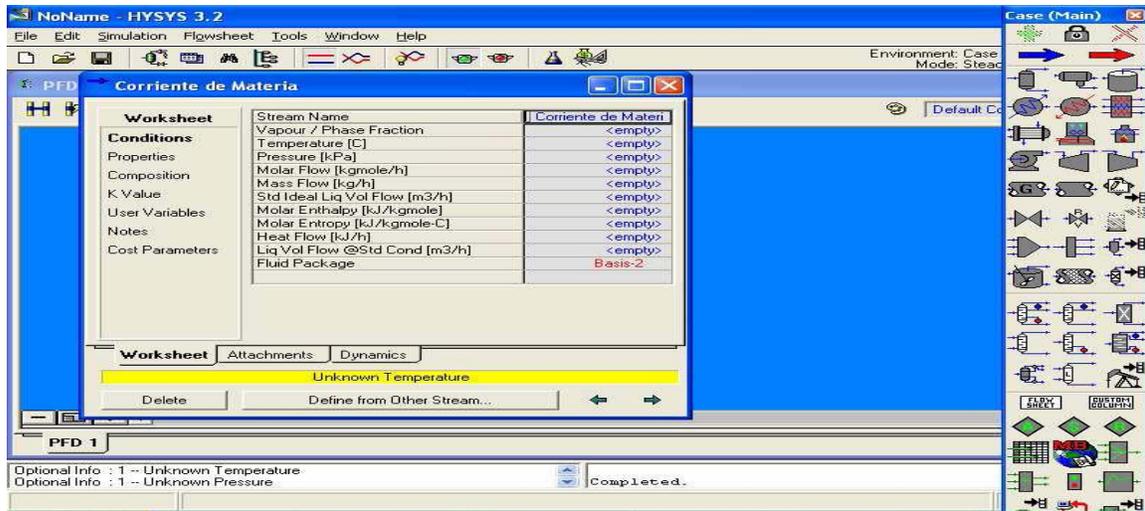


Figura 3.5. Corrientes de materia y energía.

### 3.6.1.7. Especificaciones de la torre

Las características técnicas de la torre se agregan en la sección **Rating**, donde se pueden anexar todas las especificaciones como diámetro de la columna, altura, tipo de empaque, sección empacada (Figura 3.6).

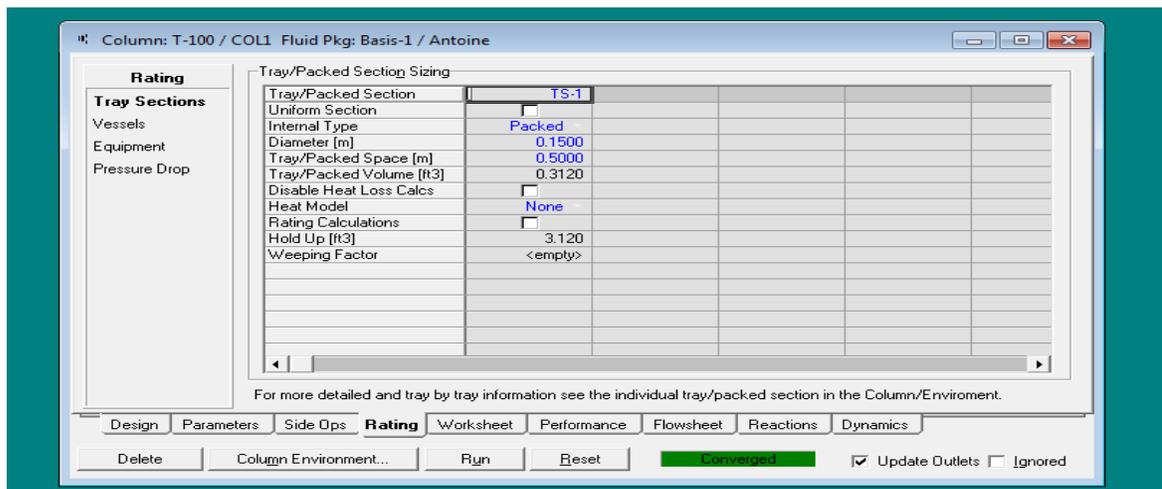


Figura 3.6. Especificaciones de la torre.

Una vez ingresadas las especificaciones se hace clic en el botón **Run** el cual iniciara los cálculos de la simulación y arrojará los resultados para las corrientes de salida.

Los datos ingresados son los referentes a las variaciones en el flujo de agua, CO<sub>2</sub> y temperatura de las tablas 3.2, 3.3 y 3.4 y los resultados obtenidos están representados en las tablas 4.7, 4.8, y 4.9.

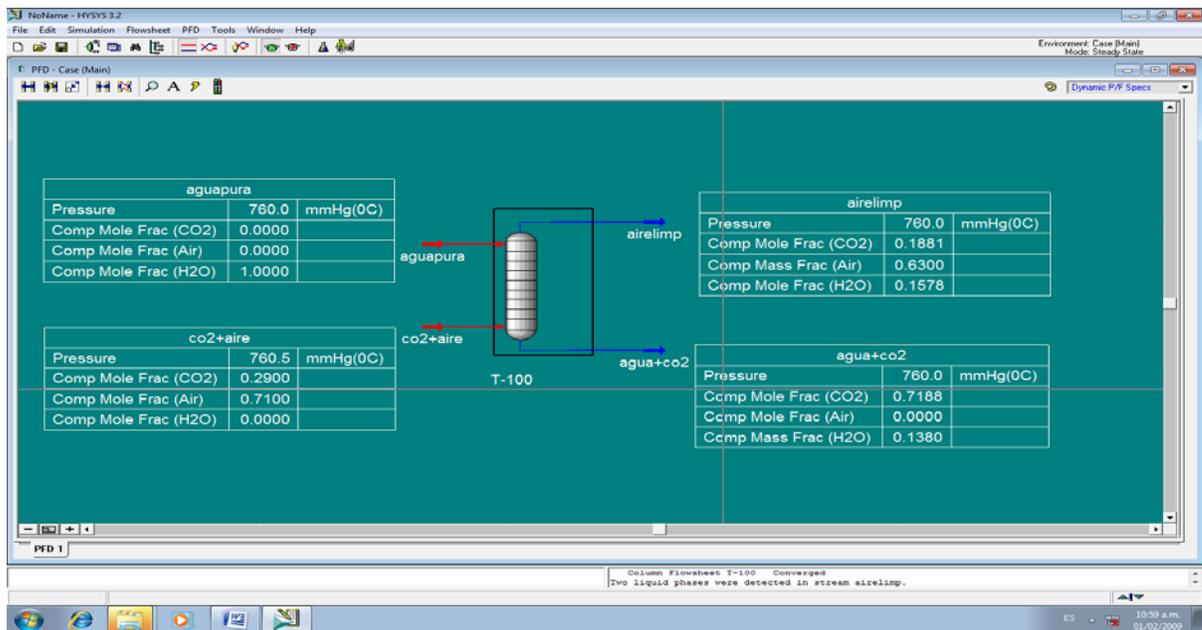


Figura 3.7. Diagrama de resultados obtenidos en la simulación.

### **3.7. Elaboración de la metodología para la realización de las prácticas experimentales en la columna de absorción de gases del Laboratorio de Operaciones**

Tomando en cuenta el tiempo, las condiciones y disponibilidad de los instrumentos y sustancias necesarios por esta operación; se plantearon los objetivos de la práctica para el equipo, los cuales proporcionarían al estudiante información necesaria que los ayudará a entender de mejor manera, cómo funciona la absorción de gases en torres reales. Como es el proceso de intercambio de masa entre las dos fase

y de qué forma afecta la variación de los diferentes flujos, a la operación de absorción en estudio (Marca Armfield).

El principal factor a estudiar era el tiempo, con el que cuenta el estudiante para realizar las prácticas y qué condiciones le permitirían obtener la mayor cantidad de conocimientos al momento de emplear el equipo de absorción, por lo que se elaboró una guía capaz de permitir al estudiante conocimientos sobre la operación, además de entender a detalle el manejo del equipo y poner a prueba sus ideas para un futuro (ver Anexo F).

## CAPÍTULO 4

### RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### ***4.1. Descripción del equipo experimental y didáctico UOP7 de Armfield***

En la figura 4.1 se muestra el diagrama de procesos del equipo de absorción de gases, donde se identifican cada uno de los flujos, válvulas y tuberías del proceso. Con este objetivo se logró identificar las características dimensionales de la torre como altura, radio, volumen, flujos, capacidad, entre otras (ver tabla 3.1), las partes que componen el equipo tales como tanque, caudalímetros, manómetros, válvulas, etc, (ver anexo A y B). Toda esta información se obtuvo con la idea de tener el equipo de absorción claramente identificado, y así poseer conocimiento del mismo a la hora de realizar los cálculos experimentales. Durante la recopilación de los datos de diseño del equipo se lograron establecer las variables involucradas en la operación, como lo son presión, temperatura y flujo de la corriente de gas y líquido. Esta información fue extraída del manual de operación del equipo (**Armfield, 2009**). Todo este conocimiento es indispensable al momento de realizar los cálculos previstos para esta investigación y representar las dimensiones de la torre en donde se estableció los límites de trabajo; Además para trabajar de manera correcta y rápida.

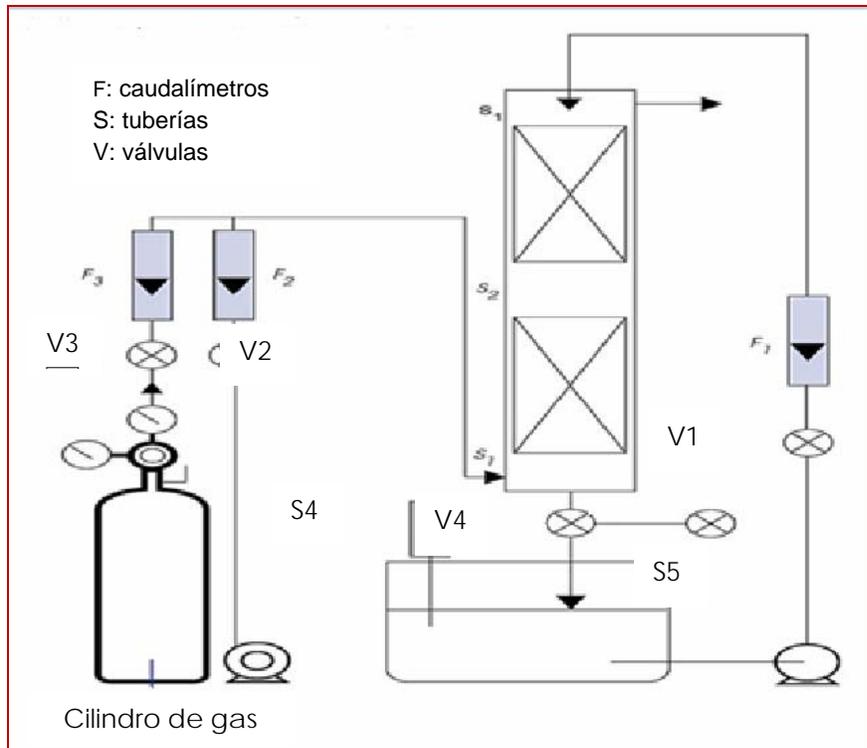


Figura 4.1. Esquema del proceso de absorción.

#### 4.1.2. Descripción y funcionamiento del Aparato de Hempel

La figura 3.1 muestra cada una de las partes que constituyen el aparato de Hempel. Esta descripción facilita obtener los mejores resultados al momento del análisis y prevé cualquier error que se pudiera cometer en la obtención de datos ya que es un equipo frágil.

#### 4.2. Estudio del efecto del flujo del agua en la separación de la mezcla aire-CO<sub>2</sub>

La tabla 4.1 muestra el efecto que trae para la absorción de CO<sub>2</sub> una variación del flujo de agua y como afecta éste a la transferencia de masa, donde se puede observar que para valores muy bajos de flujo de agua la fracción de CO<sub>2</sub> absorbido es menor, esto se debe al efecto de acanalamiento o formación de arroyos que causan la

desviación del gas hacia las zonas por donde no circula el líquido, evitando así la transferencia de masas entre ambas fases.

Por otra parte, para los valores muy altos de flujo de agua entre 4,5 y 5,5 la fracción de CO<sub>2</sub> absorbido empieza a disminuir (Ver figura 4.2), esto se le puede atribuir al efecto inundación, donde el nivel de líquido en la torre empieza a cubrir la zona empacada, impidiendo así el paso de la corriente de gas hacia el tope de la columna.

Los efectos de una mala distribución del líquido son graves, por una parte las regiones en la que exista bajo flujo de líquido no absorberán el gas en forma eficiente, mientras que con un flujo muy alto del mismo, el gas que asciende por la columna y quedará retenido en la zona empacada. El efecto total será una reducción en la eficiencia de la absorción.

Tabla 4.1. Fracción del CO<sub>2</sub> absorbido para diferentes flujos de agua.

Flujo de agua (L/min)	Flujo de aire (L/min)	Flujo de CO <sub>2</sub> (L/min)	P1 (mmH <sub>2</sub> O)	P2 (mmH <sub>2</sub> O)	y <sub>i</sub>	y <sub>o</sub>	Fracción de CO <sub>2</sub> absorbido
1,5	30	12	238	245	0,290	0,031	0,255
2,0	30	12	240	244	0,290	0,028	0,258
2,5	30	12	235	250	0,290	0,017	0,269
3,0	30	12	236	246	0,290	0,016	0,270
3,5	30	12	238	245	0,290	0,018	0,268
4,0	30	12	240	250	0,290	0,021	0,265
4,5	30	12	255	220	0,290	0,028	0,258
5,0	30	12	275	195	0,290	0,031	0,255
5,5	30	12	300	170	0,290	0,032	0,254

Donde:

P<sub>1</sub>: Presión parcial en el tope de la columna (mmH<sub>2</sub>O).

$P_2$ : Presión parcial en el fondo de la columna ( $\text{mmH}_2\text{O}$ ).  
 $y_i$ : Fracción volumétrica de  $\text{CO}_2$  que entra a la columna.  
 $y_o$ : Fracción volumétrica de  $\text{CO}_2$  que sale de la columna.

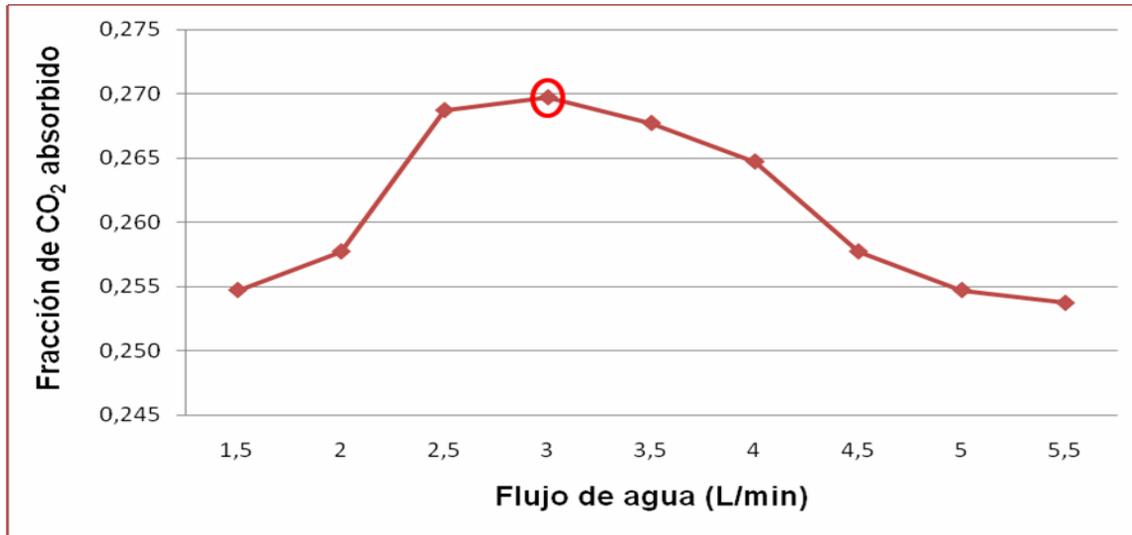


Figura 4.2. Efecto del flujo de agua en la fracción de  $\text{CO}_2$  absorbido.

En la figura 4.2, se logró establecer los valores de trabajo donde se obtuvo una mejor absorción, para flujos de agua entre 2,5 y 4 L/min la fracción de  $\text{CO}_2$  absorbido se ve beneficiada, esto debido a que el flujo de agua se encuentra en sus valores medios es decir, con una velocidad uniforme a lo largo de toda la sección transversal de la torre, alcanzando una mejor absorción para un flujo de agua de 3 L/min. Por consiguiente, aunque existen algunos efectos de la distribución del líquido sobre la transferencia de masa, el más importante es el causado por los cambios en la velocidad de flujo del líquido, produciendo que el mismo se sature en algunas partes de la torre prematuramente.

### 4.3. Análisis de la efectividad de la columna para diferentes concentraciones de CO<sub>2</sub>

En la tabla 4.2, se realizaron una serie de corridas variando la concentración de CO<sub>2</sub>, donde se observó que para caudales muy bajos de CO<sub>2</sub> la efectividad es menor. A medida que se aumenta el caudal hasta concentraciones medias del caudalímetro 6, 8, 10,12,14 L/min esta efectividad se hace mayor. Empieza a disminuir para concentraciones muy altas, obteniéndose la mejor efectividad para un flujo de CO<sub>2</sub> de 8 L/min.

Por otro lado,  $y_i$  aumenta continuamente porque es directamente proporcional al flujo de CO<sub>2</sub>. Mientras el  $y_o$  por su parte oscila de la misma forma que la efectividad ya que corresponde a la concentración de CO<sub>2</sub> presente en el aire de salida, depende que tanto CO<sub>2</sub> sea capaz de absorber la corriente de agua en su paso por la torre al producirse la transferencia de masa.

Tabla 4.2. Valores de efectividad de la columna para diferentes flujos de CO<sub>2</sub>.

Flujo de agua (L/mim)	Flujo de aire (L/mim)	Flujo de CO <sub>2</sub> (l/min)	V <sub>1o</sub> (ml)	v <sub>2o</sub> (ml)	y <sub>i</sub>	y <sub>o</sub>	Fracción de CO <sub>2</sub> absorbido	Efectividad %
4	30	2	100	1,1	0,06	0,011	0,05	82,40
4	30	4	100	1,2	0,12	0,012	0,11	89,80
4	30	6	100	0,8	0,17	0,008	0,16	95,20
4	30	8	100	0,6	0,21	0,006	0,20	97,15
4	30	10	100	1,3	0,25	0,013	0,24	94,80
4	30	12	100	1,6	0,29	0,016	0,27	94,40
4	30	14	100	1,8	0,32	0,018	0,30	94,34
4	30	16	100	2,6	0,35	0,026	0,32	92,53
4	30	18	100	3,9	0,38	0,039	0,34	89,60
4	30	20	100	4,1	0,40	0,041	0,36	89,75

Donde:

$V_{10}$ : Volumen total de gas extraído de la torre (ml).

$V_{20}$ : Volumen de  $\text{CO}_2$  retenido por la solución (ml).

$y_i$ : Fracción volumétrica de  $\text{CO}_2$  que entra a la columna.

$y_o$ : Fracción volumétrica de  $\text{CO}_2$  que sale de la columna.

La efectividad depende de que tanto  $\text{CO}_2$  sea capaz de absorber el agua para diferentes concentraciones de  $\text{CO}_2$ . Para flujos de  $\text{CO}_2$  entre 2 y 6 L/min la velocidad de flujo de la mezcla de gas es mínima, por lo que la película de líquido predomina sobre ella, ocasionando los valores bajos de efectividad que se muestran en la figura 4.3.

A partir de valores comprendidos entre 10 y 20 L/min de flujo de  $\text{CO}_2$  la efectividad de la columna se ve afectada por el aumento en la velocidad de flujo del gas, la cual produce una disminución progresiva de la fracción de  $\text{CO}_2$  absorbido, ya que la mezcla de gas domina sobre la película de líquido, produciendo el arrastre del mismo al tope de la columna, siendo este uno de los principales problemas operacionales en este tipo de equipos.

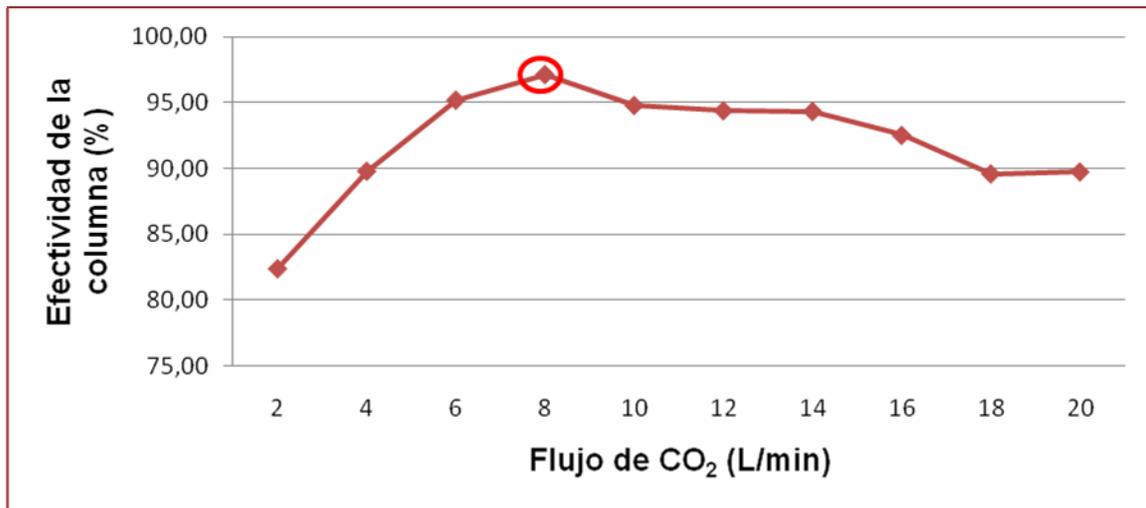


Figura 4.3. Influencia del flujo de  $\text{CO}_2$  en la efectividad de la columna.

#### **4.4. Determinación del efecto de la temperatura en la absorción de la columna**

La tabla 4.3 muestra cómo la absorción se beneficia con la disminución de la temperatura entre 10 a 27 °C. Esto se debe a que la curva de absorción tiene una pendiente negativa porque la absorción disminuye a temperaturas altas, ya que en

estos casos el perfil de temperatura del proceso se rige solo por los efectos térmicos interiores entre ambas fases, como se observa en la figura 4.4, es decir que al aumentar la temperatura la solubilidad del CO<sub>2</sub> en el agua disminuye y en consecuencia es más difícil que se absorba.

La fracción del CO<sub>2</sub> en el aire de salida para una temperatura de 25 °C (0,270) es idéntica al valor presente en la tabla 4.2 para los mismos flujos de aire, agua y CO<sub>2</sub>.

La diferencia en la cantidad de la fracción de CO<sub>2</sub> absorbido durante las pruebas demuestra que una disminución de la temperatura en la corriente de agua no producirá una mejoría apreciable que compense los costos en refrigeración del solvente, pero para lograr que este efecto sea más notorio se debería realizar el estudio a concentraciones mayores de CO<sub>2</sub> en la entrada o a un mayor caudal gaseoso.

Tabla 4.3. Fracción de CO<sub>2</sub> absorbido para diferentes valores de Temperatura.

T°C	Flujo de agua (L/min)	Flujo de aire (L/min)	Flujo de CO <sub>2</sub> (L/min)	P1 (mmH2O)	P2 (mmH2O)	V <sub>10</sub> (ml)	V <sub>20</sub> (ml)	y <sub>i</sub>	Y <sub>o</sub>	Fracción de CO <sub>2</sub> Absorbido
10	4	30	12	235	240	100	1,3	0,286	0,013	0,273
15	4	30	12	233	246	100	1,4	0,286	0,014	0,272
20	4	30	12	233	248	100	1,7	0,286	0,017	0,269
25	4	30	12	230	253	100	1,6	0,286	0,016	0,270
27	4	30	12	230	253	100	1,6	0,286	0,016	0,270

Donde:

T: Temperatura (°C).

P<sub>i</sub>: Presión en el fondo de la columna (mmHg).

P<sub>o</sub>: Presión en el tope de la columna (mmHg).

V<sub>10</sub>: Volumen total de gas extraído de la torre (ml).

V<sub>20</sub>: Volumen de CO<sub>2</sub> retenido por la solución (ml).

y<sub>i</sub>: Fracción volumétrica de CO<sub>2</sub> que entra a la columna.

yo: Fracción volumétrica de CO<sub>2</sub> que sale de la columna.

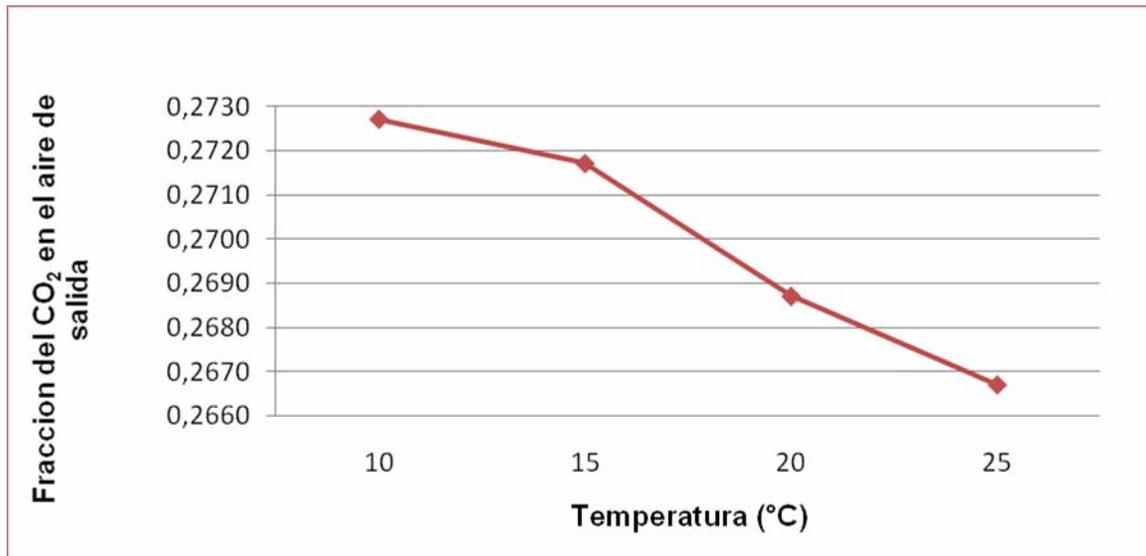


Figura 4.4. Efecto de la temperatura en la fracción de CO<sub>2</sub> absorbido.

#### **4.5. Determinación experimental del coeficiente global de transferencia de masa para todos los casos**

La transferencia de masa es proporcional a los coeficientes globales producidos entre las dos fases. Una mejor transferencia de masa viene determinada por el tamaño del empaque, altura de la torre, flujos de entrada, temperatura, etc., por lo que se puede decir que los factores que afecten directamente al proceso de absorción producirán un efecto directo en los coeficientes de transferencia de masa. En este estudio solo se analiza el coeficiente global de la película de gas  $K_{ya}$ , el cual se estimó de acuerdo a las variaciones que se le realizaron al proceso de absorción.

##### **4.5.1 Coeficientes globales de transferencia de masa para flujo de agua variable**

En la tabla 4.4 muestra las diferentes variaciones del flujo de agua, se observa que los valores altos de  $K_{ya}$  corresponden a un flujo de agua entre 2,5 y 4 L/min. Esto se debe a que a un flujo de agua moderado la transferencia de masa es mejor, ya que

toca uniformemente los empaques de la torre y no interfiere en el ascenso de la corriente de gas por la misma. Las presiones parciales permanecieron esencialmente invariables para los distintos flujos de agua.

Tabla 4.4. Valores de  $K_{ya}$  para Flujo de agua variable.

Flujo de agua (L/min)	Flujo de aire (L/min)	Flujo de CO <sub>2</sub> (L/min)	P <sub>i</sub> (mmHg)	P <sub>o</sub> (mmHg)	P <sub>pi</sub>	P <sub>po</sub>	$K_{ya} \cdot 10^{-2}$ (gmol/atm.m <sup>2</sup> .s)
1,5	30	12	760,51	760	0,286	0,031	0,48
2,0	30	12	760,29	760	0,286	0,028	0,50
2,5	30	12	761,10	760	0,286	0,017	0,58
3,0	30	12	760,74	760	0,286	0,016	0,59
3,5	30	12	760,51	760	0,286	0,018	0,57
4,0	30	12	760,74	760	0,286	0,021	0,54
4,5	30	12	757,43	760	0,285	0,028	0,50
5,0	30	12	754,12	760	0,284	0,031	0,48
5,5	30	12	750,44	760	0,282	0,032	0,47

Donde:

P<sub>i</sub>: Presión en el fondo de la columna (mmHg).

P<sub>o</sub>: Presión en el tope de la columna (mmHg).

P<sub>pi</sub>: Presión parcial en la base de la columna (mmHg).

P<sub>po</sub>: Presión parcial en el tope de la columna (mmHg).

$K_{ya}$ : Coeficiente global de transferencia de masa (gmol/atm.m<sup>2</sup>.s).

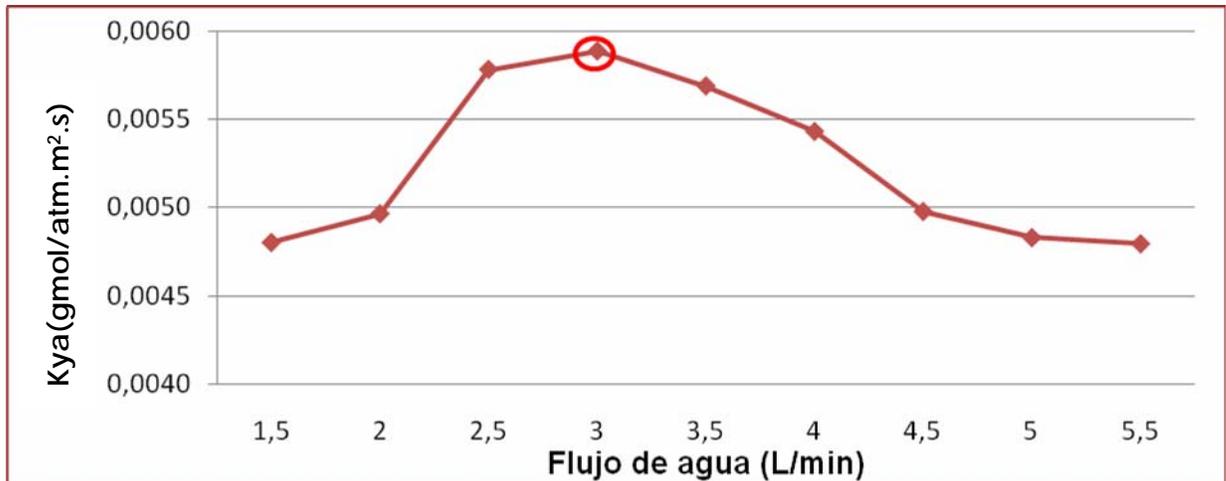


Figura 4.5. Efecto del Flujo de agua en el Kya.

La figura 4.5 muestra como para los valores medios de flujo de agua el coeficiente global de la mezcla de gas es mayor, aunque la variación del Kya no sea muy evidente se debe recordar que mientras mayor sea su valor mejor es la transferencia de masa. Se puede concretar que los coeficientes globales de transferencia de masa son afectados directamente por todas las variables del proceso como presión, concentración y flujo, pero además son perturbados por la interacción entre las dos fases y qué tan afín sean el solvente y el elemento a remover. También se observa que para un flujo de agua de 3 L/min se obtuvo el mejor valor de Kya, debido que para este flujo de agua la corriente de líquido es estable y cubre uniformemente la zona empacada logrando un resultado favorable en el proceso.

#### 4.5.2 Coeficientes globales de transferencia de masa para flujo de CO<sub>2</sub> variable

La tabla 4.5 muestra que para valores de flujo de agua y aire constantes, variando el flujo de CO<sub>2</sub> el efecto fue diferente, a medida que se aumentó la corriente de CO<sub>2</sub> el Kya disminuyó. En la tabla 4.6 se observa el descenso claramente, para valores de flujo de 10,12,14 L/min, los cambios son mínimos. Todo esto se debe a que un aumento en la corriente del gas dificulta el paso del líquido por la torre y en muchas

ocasiones produce un arrastre del líquido en la corriente de gas, interfiriendo así directamente con la transferencia de masa.

Un flujo de aire elevado provoca que en el momento del intercambio de materia el líquido que baja de la columna se vea retenido y produzca burbujas que es uno de los principales problemas operacionales, ya que estas retienen el aire que va en ascenso y provocan una mezcla de aire-agua ocasionando daños en el proceso y en este caso un problema mayor, ya que el agua entra a las líneas de succión y daña la muestra de aire que se va a analizar.

Tabla 4.5. Valores de  $K_{ya}$  para flujo de  $\text{CO}_2$  variable.

Flujo de agua (L/min)	Flujo de aire (L/min)	Flujo de $\text{CO}_2$ (L/min)	$P_i$ (mmHg)	$P_o$ (mmHg)	$P_{pi}$	$P_{po}$	$K_{ya}$ (gmol/atm.m <sup>2</sup> .s)
4	30	2	761,62	760	0,06	0,011	0,019
4	30	4	761,47	760	0,12	0,012	0,012
4	30	6	761,10	760	0,17	0,008	0,011
4	30	8	761,47	760	0,21	0,006	0,010
4	30	10	761,91	760	0,25	0,013	0,007
4	30	12	761,69	760	0,29	0,016	0,006
4	30	14	762,13	760	0,32	0,018	0,005
4	30	16	762,13	760	0,35	0,026	0,004
4	30	18	762,87	760	0,38	0,039	0,004
4	30	20	763,38	760	0,40	0,041	0,004

Donde:

$P_i$ : Presión en el fondo de la columna (mmHg).

$P_o$ : Presión en el tope de la columna (mmHg).

$P_{pi}$ : Presión parcial en la base de la columna (mmHg).

$P_{po}$ : Presión parcial en el tope de la columna (mmHg).

$K_{ya}$ : Coeficiente global de transferencia de masa ( $\text{gmol}/\text{atm}\cdot\text{m}^2\cdot\text{s}$ ).

La figura 4.6 muestra cómo afecta el flujo de la corriente de aire al coeficiente global de transferencia del gas. La exigencia más difícil de cumplir es la de un buen contacto entre el líquido y el gas. En el caso ideal el aire debería subir a la columna de manera uniforme; sin embargo, en la práctica la película de gas logra pasar por unas partes más fácil que por otras y para este caso específico al elevar el valor del flujo de aire se le dificulta a la corriente de agua descender produciendo los valores bajos de  $K_{ya}$ .

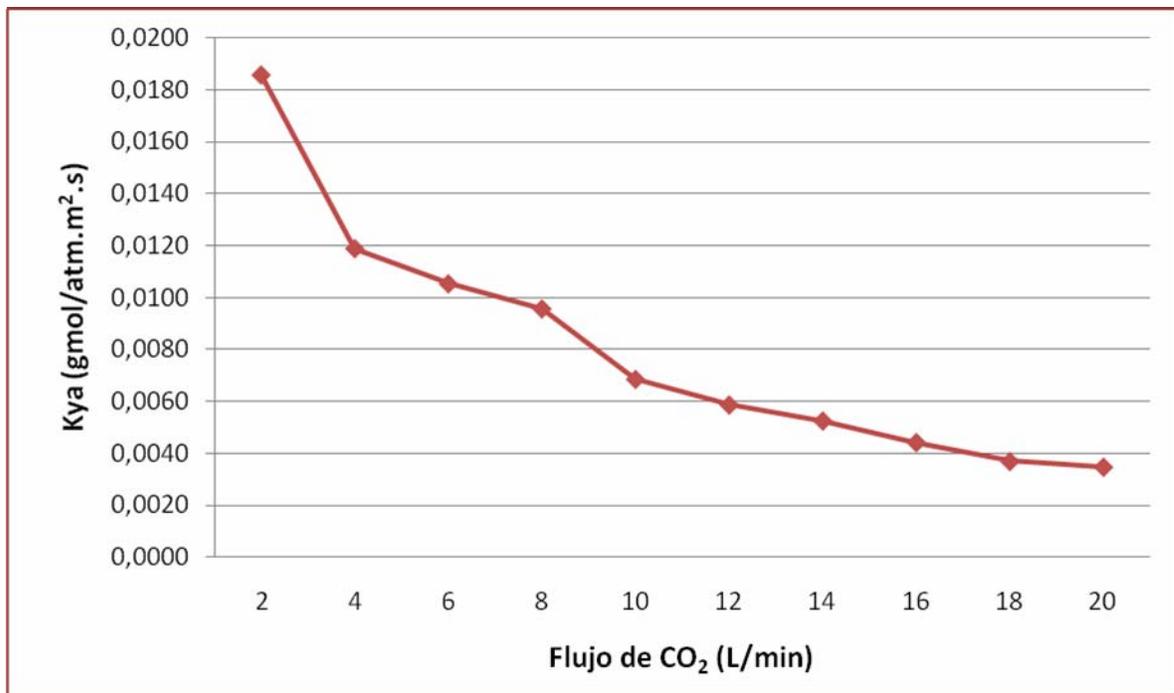


Figura 4.6. Efecto del Flujo de CO<sub>2</sub> en el K<sub>ya</sub>.

### 4.5.3 Coeficientes de transferencia global de masa para la variación de temperatura

Con la disminución de temperatura, se obtuvo lo esperado, de acuerdo a la literatura, donde esta variable tiene poca influencia en el grado de absorción (**Perry, 2001**). Un descenso de la temperatura en la solución absorbidora producirá un efecto positivo en el proceso, ya que aumenta la solubilidad del líquido por lo que le será más fácil la transferencia de masa. Por otro lado, el efecto de la temperatura no tiene mayor importancia, debido a que los valores de  $K_y a$  son muy cercanos a pesar de la variación.

Tabla 4.6. Valores de  $K_y a$  para Temperatura variable.

T(°C)	Flujo de agua (L/min)	Flujo de aire (L/min)	Flujo de CO <sub>2</sub> (L/min)	P <sub>i</sub> (mmHg)	P <sub>o</sub> (mmHg)	P <sub>pi</sub>	P <sub>po</sub>	K <sub>ya</sub> (gmol/atm.m <sup>2</sup> .s)
10	4	30	12	760,37	760	0,286	0,013	0,0062
15	4	30	12	760,96	760	0,286	0,014	0,0061
20	4	30	12	761,10	760	0,286	0,017	0,0058
25	4	30	12	761,54	760	0,286	0,019	0,0056

Donde:

T: Temperatura (°C).

P<sub>i</sub>: Presión en el fondo de la columna (mmHg).

P<sub>o</sub>: Presión en el tope de la columna (mmHg).

P<sub>pi</sub>: Presión parcial en la base de la columna (mmHg).

P<sub>po</sub>: Presión parcial en el tope de la columna (mmHg).

Kya: Coeficiente global de transferencia de masa (gmol/atm.m<sup>2</sup>.s).

En la figura 4.7 se observa cómo la curva tiene pendiente negativa. Esto indica que a medida que aumenta la temperatura, disminuye el coeficiente global de transferencia de masa. Una disminución de temperatura en la corriente de agua que entra a la torre, mejoraría el proceso de absorción, pero no lo suficiente, para los riesgos que puede presentar esta variación de temperatura. Ocasionando problemas como lo son la condensación del agua dentro de la tubería de succión y el aumento en los costos del proceso, ya que los valores de Kya son muy cercanos a los obtenidos a temperatura ambiente en la tabla 4.6 para los mismos flujos de entrada.

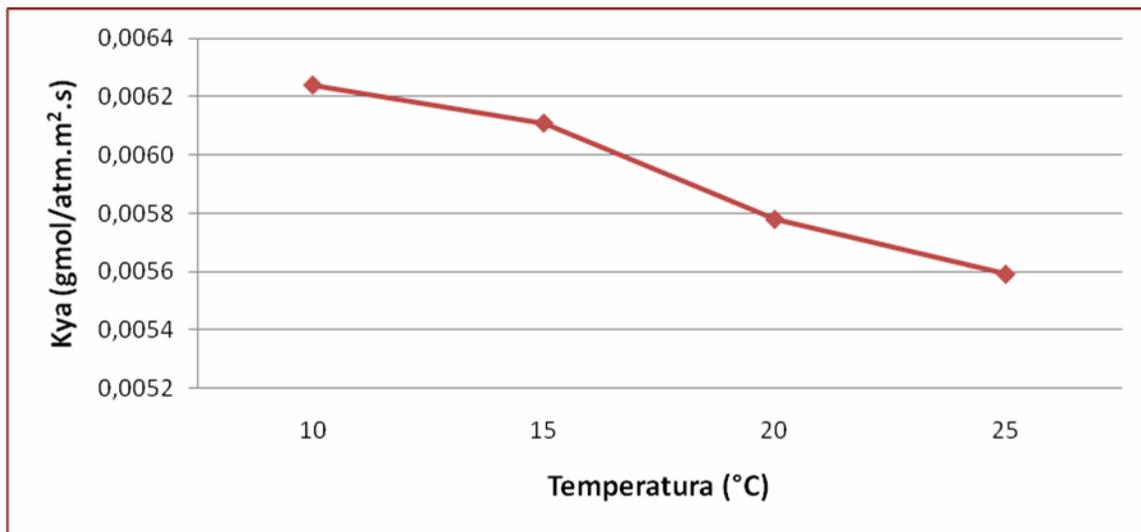


Figura 4.7. Efecto de la temperatura en el Kya.

#### **4.6. Modelo simulado de la columna de absorción para la separación de la mezcla aire-CO<sub>2</sub> empleando agua**

La realización de un ambiente simulado es una alternativa de comparación que a pesar de no ser 100% asertiva bajo las condiciones adecuadas puede ser muy útil. En este trabajo de investigación se usó como una herramienta para obtener otros resultados y para establecer con qué paquete termodinámico y condiciones dan la

mejor aproximación, en referencia al estudio experimental realizado. La simulación se realizó para cada una de las experiencias experimentalmente (variación del flujo de agua, aire, CO<sub>2</sub> y temperatura), seleccionándose como paquete termodinámico para todos los casos las ecuaciones de Antoine, SRK y Wilson.

#### 4.6.1. Fracción de CO<sub>2</sub> absorbido para la variación de flujo de agua en la simulación

La tabla 4.7 muestra como de la misma forma que se variaron los flujos experimentalmente, se realizó en el modelo simulado, donde se evidencia como a medida que se aumenta el flujo de agua aumenta la fracción de CO<sub>2</sub> absorbido.

Tabla 4.7. Fracción de CO<sub>2</sub> absorbido obtenido en la simulación para flujo de agua variable.

Flujo de agua (L/min)	Fracción de CO <sub>2</sub> absorbido			
	Antoin e	SRK	Wilso n	Experiment al
1,5	-	0,002	0,002	0,255
2,0	-	0,003	0,002	0,258
2,5	0,059	0,003	0,002	0,269
3,0	0,085	0,003	0,002	0,270
3,5	0,105	0,003	0,002	0,268
4,0	0,118	0,003	0,002	0,265
4,5	0,127	0,003	0,002	0,258
5,0	0,123	0,003	0,002	0,255
5,5	-	0,003	0,002	0,254

En la figura 4.8 se puede observar la representación de cada uno de los modelos. La simulación presenta valores más bajos de fracción de CO<sub>2</sub> absorbido con respecto a lo realizado experimentalmente, cabe destacar que los resultados experimentales son

los más cercanos a la realidad, ya que se desconoce con que parámetros trabaja el simulador para obtener dicha fracción, pero a pesar de esto la ecuación de Antoine es la más aproximada a los experimental.

Las ecuaciones de SRK y Wilson por su parte, no representaron una buena adaptación a la realidad, por lo que su fracción absorbida fue mínima.

Para flujos de 1,5, 2, y 5 L/min el simulador no arrojó resultado alguno, para la ecuación de Antoine, ya que representaban flujos muy bajos y muy altos para la ecuación establecida

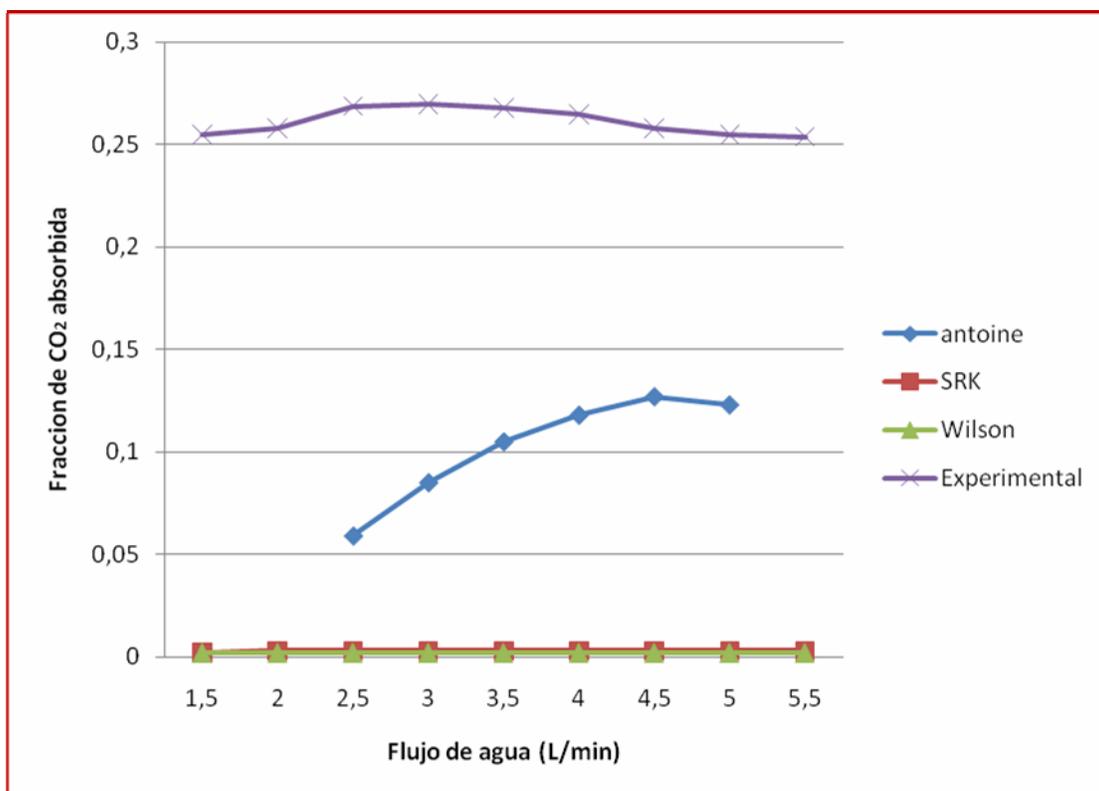


Figura 4.8. Efecto del flujo de agua en la simulación y en lo experimental.

#### 4.6.2. Fracción CO<sub>2</sub> absorbido para la variación de flujo de CO<sub>2</sub> en la simulación

En la tabla 4.9 se muestra como la absorción se ve beneficiada con un aumento en el flujo de CO<sub>2</sub> en el ambiente simulado, se puede afirmar que a medida que se

aumenta la concentración de CO<sub>2</sub> la transferencia de masa se ve favorecida de acuerdo a los parámetros establecidos por la simulación, en comparación con lo experimental en la figura 4.9, se observa que la ecuación de Antoine cumple con este criterio. Por lo tanto, la simulación para esta ecuación es aproximada a los datos reales.

En el caso de las ecuaciones de SRK Y Wilson la fracción de CO<sub>2</sub> absorbido no tiene mayor representación con respecto a lo resultados experimentales.

Tabla 4.8. Fracción de CO<sub>2</sub> absorbido obtenido en la simulación para flujo de CO<sub>2</sub> variable.

Flujo de CO <sub>2</sub> (L/min)	Fracción de CO <sub>2</sub> absorbido			
	Antoine	SRK	Wilson	Experimental
2	-	0,001	0,001	0,050
4	-	0,001	0,001	0,110
6	-	0,002	0,002	0,160
8	0,078	0,002	0,002	0,200
10	0,102	0,002	0,002	0,240
12	0,118	0,003	0,003	0,270
14	0,127	0,003	0,003	0,300
16	0,133	0,003	0,003	0,320
18	0,136	0,004	0,004	0,340
20	0,136	0,004	0,004	0,360

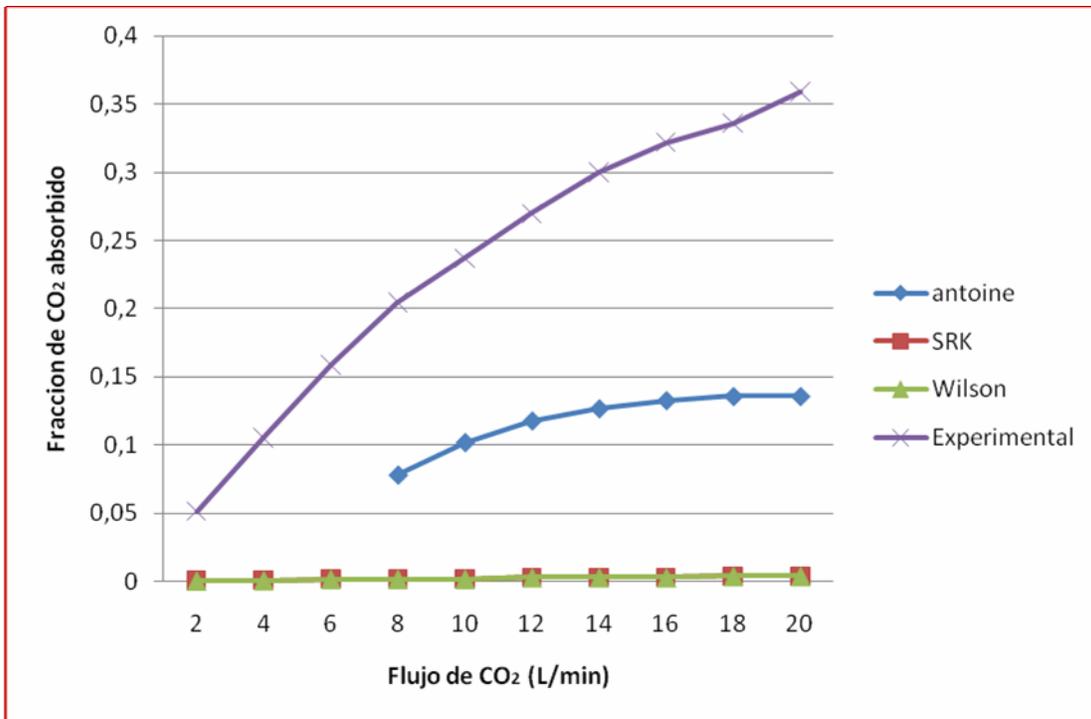


Figura 4.9. Efecto del flujo de CO<sub>2</sub> en la simulación y en lo experimental.

#### 4.6.3. Fracción de CO<sub>2</sub> absorbido para la variación de temperatura en la simulación.

La disminución de temperatura en la corriente de agua no tuvo mayor efecto, teóricamente esto es lo correcto (**Perry, 2001**). Según la teoría la temperatura tendría un efecto mayor si su disminución fuera en la corriente de gas, por lo que la simulación fue acertada para la variación de este parámetro.

En relación a lo experimental la semejanza es evidente como lo muestra la figura 4.9, donde todas las curvas llevan la misma tendencia, y obteniendo los mejores resultados para la ecuación de Antoine con respecto a lo experimental.

Tabla 4.9. Fracción de CO<sub>2</sub> absorbido obtenido en la simulación para temperatura variable.

Temperatura (°C)	Fracción de CO <sub>2</sub> absorbido			
	Antoine	SRK	Wilson	Experimental
10	0,119	0,002	0,002	0,273
15	0,118	0,003	0,003	0,272
20	0,118	0,004	0,004	0,269
25	0,116	0,004	0,004	0,270
27	0,116	0,005	0,005	0,270

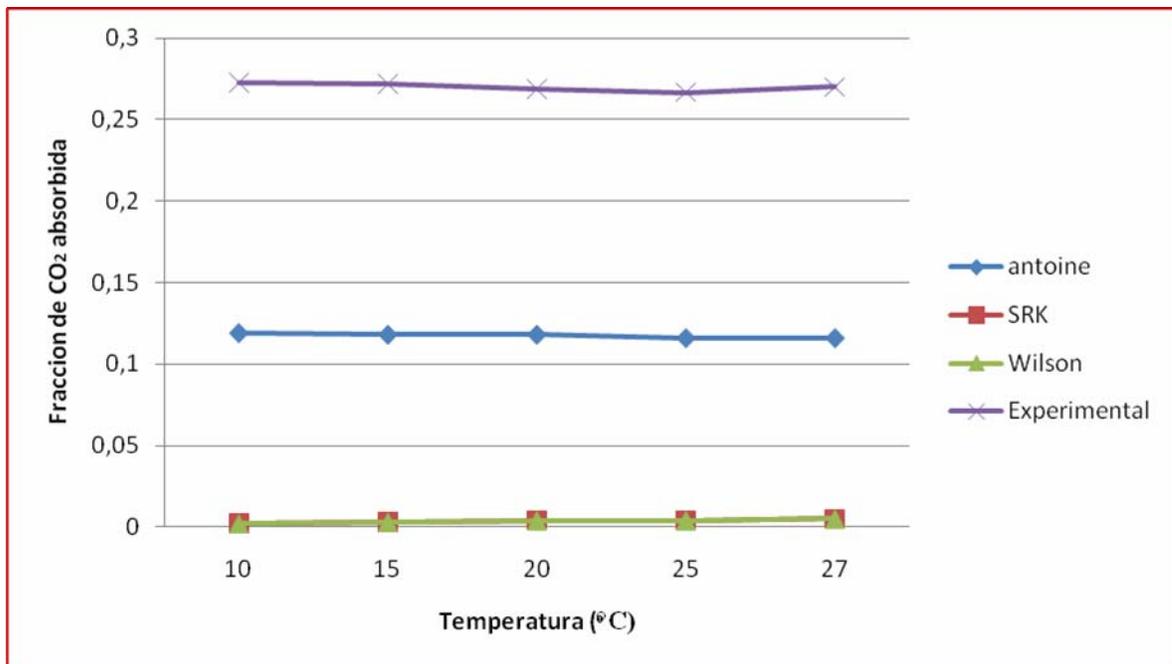


Figura 4.10. Efecto de la temperatura en la simulación y en lo experimental.

#### **4.7. Elaboración la metodología para la realización de las prácticas experimentales en la columna de absorción de gases del Laboratorio de Operaciones**

Se realizó un manual, que en su primera sección tiene los objetivos que se desean obtener con su implementación, posteriormente está el procedimiento

experimental para que los estudiantes del Laboratorio de Operaciones Unitarias puedan realizar la experiencia con la mayor facilidad, rapidez y mejores resultados posibles, esta sección está dividida en una parte de manejo de la torre y otra del uso del equipo de Hemp con sus respectivas medidas preventivas en su uso, siguiendo con los materiales, sustancias y equipos necesarios para el manejo de la torre y por último las medidas preventivas a seguir en el mantenimiento del equipo (Ver anexo E).

#### **4.8. Conclusiones**

1. Los valores de flujo de agua a utilizar entre 2,5 y 4 L/min son los que arrojan los mejores resultados en la absorción.
2. El aumento de la concentración de CO<sub>2</sub> aumenta la cantidad de CO<sub>2</sub> absorbido.
3. La variación de temperatura en el flujo de agua no afecta apreciablemente al proceso de absorción.
4. El Kya disminuye con el aumento del flujo de CO<sub>2</sub>, se ve beneficiado con flujos medios de agua entre 2,5 y 4 L/min y no varía considerablemente con la disminución de temperatura de la corriente de agua.
5. En el modelo simulado el paquete termodinámico de Antoine es el más cercano a los datos experimentales.

#### **4.9. Recomendaciones**

1. No permitir que durante la operación del equipo entre agua a la tuberías de muestra ya que dañaría el proceso.
2. Instalar un sistema de tuberías de agua para la torre para llenar el tanque de manera sencilla.
3. No permitir que el flujo de agua supere un valor de 4 L/min, ni disminuya por debajo de 2,5 L/min, para evitar así problemas operacionales como inundación y acanalamiento en la torre.

4. Hacerle mantenimiento periódico al equipo, desmontando cada una de sus partes para su limpieza.

5. Adquirir un equipo de Hemp de reemplazo ya que el actual es de un material frágil y desmontarlo para su mantenimiento resulta riesgoso.

## BIBLIOGRAFIA

Pérez.D, (2008), **“Evaluación de las condiciones internas de operación de la columna de absorción con aminas del mejorador de crudo extra-pesado Petropiar en el Complejo Industrial José”**, trabajo de grado del Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto la Cruz.

Gómez L y Guzmán A. (2004), **"Elaboración de un Software didáctico de simulación, para el diseño de columnas de absorción adiabáticas, para mezclas binarias"**, trabajo de grado del Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto la Cruz.

Velazquez C y Betancourth I. (2003), **“Evaluación y eficiencia en torre de absorción de gases para el sistema aire, amoniaco y agua”**, trabajo de grado del Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto la Cruz.

Sierra.E (2001), **"Diseño de una experiencia de absorción de gases, mediante la adecuación de torres empacadas, en el Laboratorio de Operaciones Unitarias del Núcleo de Anzoátegui de la Universidad de Oriente"** trabajo de grado del Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto la Cruz.

Cedeño.R (2008), **“Evaluación de la factibilidad del incremento de la capacidad de una torre de absorción mediante la mezcla de dietanolamina (DEA) con metildietanolamina (MDEA) en una planta de endulzamiento de gas”**, trabajo de grado del Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Puerto la Cruz.

Geankoplis,C. (1982), **"Procesos de transporte y operaciones unitarias"**. Segunda edición, México. Editorial Continental.

McCabe, W y Smith, J. (1980), **Operaciones Básicas de Ingeniería Química**. España. Primera edición REVERTE s.a.

Armfield.(2009), "**Manual de Instrucciones de uso del Equipo Experimental de la Columna de Absorción de Gas UOP7**".

Treybal,R. (2002), **Operaciones de Transferencia de Masa**. Segunda edición, México. Editorial McGraw-Hill.

Zabaleta,O. (2007), "**Manual de Balance de Materia y Energía de la Columna de Absorción**", Universidad Nacional del Callao, Facultad de Ingeniería Química. Ecuador.

Gómez,T. (1990), "**Diseño y Construcción de Torres de Absorción de CO<sub>2</sub> en agua con regulación de temperatura**", REPIDISCA.

Perry, R y Green, D. (2001), "**Manual del Ingeniero Químico**". Séptima Edición, México, Editorial McGraw – Hill.

## **ANEXOS**

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

TÍTULO	ANÁLISIS DEL PROCESO DE ABSORCIÓN DE LA MEZCLA AIRE-CO <sub>2</sub> -AGUA USANDO UNA COLUMNA DE ABSORCIÓN DE GASES DEL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE NÚCLEO DE ANZOÀTEGUI
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
LUGO P., ANMARIS P.	CVLAC: 17.973.377 E MAIL: anmaris_maro@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
BELLO S., NINOSKA DEL V.	CVLAC: 15.202.608 E MAIL: belloninosk@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

TORRE DE ABSORCION

COLUMNA

LECHO

ALTURA

SIMULACION

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	
	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

En el laboratorio de Operaciones Unitarias, del Departamento de Ingeniería Química, de la Universidad de Oriente, Núcleo Anzoátegui, se cuenta con equipos a nivel de planta piloto, que permiten a los estudiantes adquirir experiencia de su funcionamiento. La competencia actual requiere cada vez de una mejor formación de los egresados del departamento. El equipo de absorción de gases pone a disposición de los estudiantes e investigadores una nueva experiencia, donde podrán realizar gran cantidad de estudios y se logrará conocer de modo experimental los principios básicos de esta operación unitaria. La mezcla en estudio consistió en aire-CO<sub>2</sub> y se utilizó como solvente separador agua. Inicialmente se realizó una descripción completa del equipo. Seguidamente se estudió el efecto que tiene el flujo de agua en la separación de la mezcla dentro de un rango de 1,5 a 5,5 L/min, obteniéndose los mejores resultados en rangos de trabajo operacional entre 2,5 a 4,5 L/min. Se determinó la efectividad de la torre para concentraciones de CO<sub>2</sub> entre 2 a 20 L/min la cual fue beneficiada para los valores entre 6 a 16 L/min; con una máxima efectividad de 97,15% para un flujo de CO<sub>2</sub> de 8 L/min. Se estudió la influencia de la temperatura en el proceso de absorción, disminuyendo la misma hasta 10°C y tomando datos cada 5°C hasta alcanzar una temperatura máxima de 25°C, encontrándose que a bajas temperatura la solubilidad del solvente aumenta por lo que la absorción se ve favorecida. Posteriormente se calcularon los coeficientes globales de transferencia de masa para las variaciones realizadas; para el caso del flujo de agua, el mayor Kya (0,0059 gmol/atm.m<sup>2</sup>.s) fue para un flujo de agua de 3 L/min, por otra parte para la variación de la concentración de CO<sub>2</sub>, el Kya fue disminuyendo consecutivamente de 0,00019 a 0,00004 (gmol/atm.m<sup>2</sup>.s) desde flujo de 2 a 20 L/min de CO<sub>2</sub>, por último para la disminución de la temperatura la variación de Kya es casi imperceptible desde 0,0062 (gmol/atm.m<sup>2</sup>.s) para 10°C hasta 0,0056 (gmol/atm.m<sup>2</sup>.s) para 25°C. Para efectos de comparar los resultados experimentales con un ambiente programado, se realizó un modelo simulado del sistema, usando los valores reales con los que se trabajaron experimentalmente, seleccionando tres paquetes termodinámicos (Antoine, SRK y Wilson), obteniéndose la mejor aproximación para la ecuación de Antoine, para la variación de flujo de agua, CO<sub>2</sub> y temperatura. Por último, se realizó un manual de trabajo para las prácticas en el laboratorio que les permitirá a los estudiantes aprovechar al máximo el equipo.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	ROL	CA	AS (x)	TU	JU
COVA ALEXIS	CVLAC:	11.905.328			
	E_MAIL	alexiscovab@gmail.com			
	E_MAIL				
	E_MAIL				
MONCADA FIDELINA	ROL	CA	AS	TU	JU (x)
	CVLAC:	13.366.691			
	E_MAIL				
	E_MAIL				
MARTINEZ PETRA	ROL	CA	AS	TU	JU (x)
	CVLAC:	4.902.046			
	E_MAIL				
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2011	04	06
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. ANÁLISIS DEL PROCESO DE ABSORCIÓN DE LA MEZCLA AIRE-CO <sub>2</sub> -AGUA USANDO UNA COLUMNA DE ABSORCIÓN DE GASES DEL LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE NÚCLEO DE ANZOATEGUI	Aplicación/ msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: \_\_\_\_\_ (OPCIONAL)

TEMPORAL: \_\_\_\_\_ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico.

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado.

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Química.

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajos de grado

“Los Trabajos de grado son exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y solo podrán ser utilizadas a otros fines con el consentimiento del consejo de núcleo respectivo, quien deberá participarlo previamente al Consejo Universitario, para su autorización”

AUTOR

Ninoska del V. Bello S

AUTOR

Anmaris P. Lugo P

TUTOR

JURADO

JURADO

Ing. Alexis Cova MSc.    Ing. Fidelina Moncada MSc.    Ing. Petra Martínez MSc.

Ing.Yraima Salas M.Sc.

POR LA SUBCOMISION DE TESIS