

**DISEÑO CONCEPTUAL DE UN REACTOR EN FASE GAS-LÍQUIDO PARA LA
PRODUCCIÓN DE BICARBONATO DE SODIO**

PROYECTO DE GRADO

**SANTIAGO DIEZ MONTOYA
LUISA FERNANDA JIMÉNEZ CAÑAS**

**UNIVERSIDAD EAFIT
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS
MEDELLÍN**

2014

**DISEÑO CONCEPTUAL DE UN REACTOR EN FASE GAS-LÍQUIDO PARA LA
PRODUCCIÓN DE BICARBONATO DE SODIO**

PROYECTO DE GRADO

**SANTIAGO DIEZ MONTOYA
LUISA FERNANDA JIMÉNEZ CAÑAS**

ASESOR:

DIEGO ANDRÉS ACOSTA M. Ph.D.

**UNIVERSIDAD EAFIT
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA DE PROCESOS
MEDELLÍN
2014**

NOTA DE ACEPTACIÓN

Firma del Jurado

Firma del Jurado

Fecha

AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen a la empresa Brinsa S.A por vincularse como patrocinador de este proyecto y aportar la información pertinente para el desarrollo del mismo, al laboratorio de operaciones unitarias de la Universidad EAFIT, por brindar los espacios para ejecutar ensayos y al Dr. Diego Andrés Acosta Maya, por ser asesor y guía en todo este proceso.

TABLA DE CONTENIDO

AGRADECIMIENTOS	4
RESUMEN	7
INTRODUCCIÓN	8
1.PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	9
2.OBJETIVOS	11
2.1 Objetivo General.....	11
2.2 Objetivos Específicos.....	11
3.ANTECEDENTES	12
4.MARCO TEÓRICO.....	15
4.1 Transferencia de masa gas-líquido	15
4.2 Columnas de burbujeo	15
4.3 Transferencia de masa en columnas de burbujeo.....	16
4.4 Cinética de reacción	17
5. EXPERIMENTAL.....	18
5.1 Materiales	18
5.2 Equipos.....	18
5.3 Métodos.....	20
6. RESULTADOS Y ANÁLISIS.....	24
6.1 Diseño de experimentos y condiciones de operación.....	24
6.2 Cinética y conversión de reacción.....	27
6.3 Sistema de separación	28
6.4 Análisis instrumental	29
7. PDS (PROJECT DESIGN SPECIFICATIONS).....	33
7.1 Especificaciones del producto	33
7.2 Especificaciones de las materias primas.	34
7.3 Características de ubicación de la planta.	37
8. DISEÑO CONCEPTUAL	44
8.1 Descripción del proceso	44
8.6 Análisis financiero.	52
CONCLUSIONES	62
BIBLIOGRAFÍA	64

TABLA DE FIGURAS

Figura 1. Proceso de producción de bicarbonato de sodio por carbonatación.....	13
Figura 2. Montaje experimental.....	19
Figura 3. Columna de burbujeo escala laboratorio.....	20
Figura 4. Superficie de respuesta.....	25
Figura 5. diagrama de probabilidad normal.....	20
Figura 6. Cinética de reacción.....	21
Figura 7. Curvas de Solubilidad.....	28
Figura 8. Difractograma.....	29
Figura 9. Análisis FTIR para precipitados.....	23
Figura 10. Análisis FTIR para muestra comercial de bicarbonato de sodio.....	24
Figura 11. Análisis FTIR para muestra comercial de carbonato de sodio.....	314
Figura 12. Diagrama de entradas y salidas.....	40
Figura 13. Diagrama de bloques	41
Figura 14. Diagrama de flujo de proceso	42
Figura 15. Diseño de un cristalizador.....	45
Figura 16. Flujo de caja acumulado discreto.....	55
Figura 17. flujo de caja acumulado descontado.....	55

RESUMEN

Se diseñó conceptualmente la producción de bicarbonato de sodio por difusión de CO_2 en una solución de carbonato de sodio, empleando un diseño estadístico de experimentos de superficie de respuesta (RSM) Box-Behnken, que permitió establecer las condiciones de operación óptimas.

Se encontró que a un flujo de 3 LPM de CO_2 , una concentración inicial de 20% wt. de carbonato de sodio y un tiempo de reacción de 1 hora y 56 minutos, se puede obtener una solución de bicarbonato de sodio con una concentración de 5.59% wt. en solución.

Adicionalmente, a partir de ecuaciones básicas de diseño se determinaron las dimensiones de la columna y de los equipos necesarios para el proceso, con una inversión de capital aproximada de USD 509,700.

INTRODUCCIÓN

El tratamiento de corrientes gaseosas ha sido un tema ampliamente estudiado debido a su impacto ambiental. Para el CO_2 , se han realizado diversas investigaciones que han contemplado la captación de este gas con el fin de evitar la contaminación atmosférica y mitigar el efecto invernadero.

En el grupo empresarial Brinsa S.A, se ha buscado disminuir dichas emisiones particularmente en el proceso de producción de cloruro de calcio (CaCl_2), utilizando el CO_2 como materia prima para producir bicarbonato de sodio (NaHCO_3) y así reducir los costos de producción y su impacto ambiental.

Para esto, se diseñó conceptualmente un sistema de recuperación de gases mediante la reacción de carbonato de sodio (Na_2CO_3) en solución con el CO_2 generado en la producción de CaCl_2 ; este sistema consiste básicamente en una torre de burbujeo, donde se efectúa un proceso de absorción y reacción simultánea en la interfase gas-líquido; adicionalmente, se requiere un cristizador, que permita efectuar la separación del carbonato y el bicarbonato de sodio.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

En la empresa Brinsa S.A se busca diseñar conceptualmente, un proceso de producción de bicarbonato de sodio (NaHCO_3) por medio de carbonatación de una solución de carbonato de sodio (Na_2CO_3) con CO_2 .

Para este proceso se busca que las emisiones de CO_2 generadas actualmente en el proceso de producción de cloruro de calcio (CaCl_2) sean utilizadas como materia prima. Estas emisiones, con una composición del 95% v/v de CO_2 , son llevadas actualmente a una torre de lavado de gases, en donde ocurre la reacción de absorción de CO_2 con soda cáustica (NaOH) mostrada en la ecuación 1 para formar una solución de Na_2CO_3 al 18% w/w.



Para la producción de bicarbonato de sodio es necesario poner en contacto el CO_2 con esta solución para que se produzca la reacción de carbonatación:



Para este proceso se requiere diseñar un reactor en fase gas-liquido de tipo columna de burbuja que proporcione las condiciones necesarias para la transferencia de masa entre el CO_2 alimentado y la solución contenida de Na_2CO_3 para producir NaHCO_3 .

El proceso que se ha propuesto para este proyecto se muestra en el esquema de la figura 1.

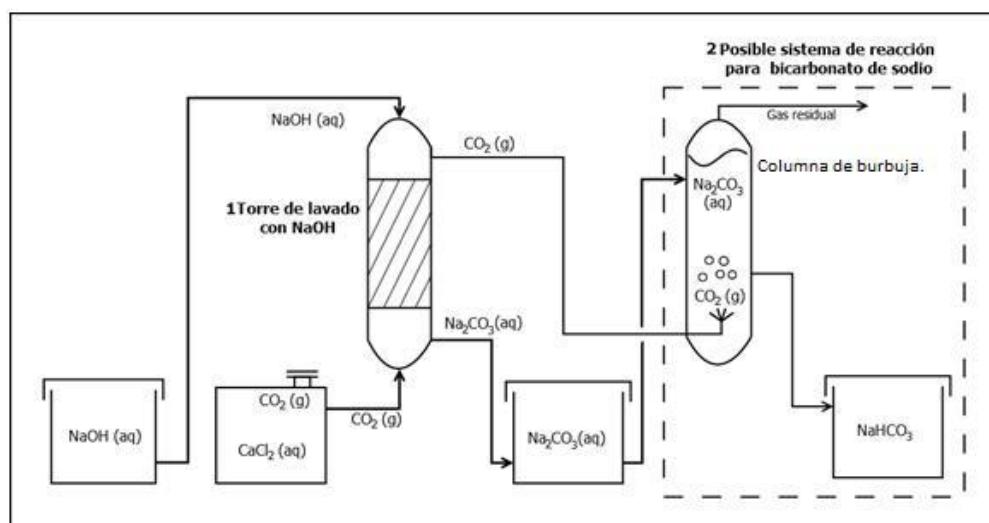


Figura 1. Proceso de producción de bicarbonato de sodio por carbonatación.

Para el desarrollo del proyecto es necesario conocer las características de transferencia de masa y la cinética de la reacción que ocurre en la columna de burbujeo representada en la ecuación (2), ya que estas permitirán establecer ecuaciones de balances de materia para dimensionar los equipos.

2. OBJETIVOS

2.1 Objetivo General

Evaluar técnica y económicamente la producción de bicarbonato de sodio mediante un sistema de reacción por difusión de CO₂.

2.2 Objetivos Específicos

- Determinar la conversión de la reacción de CO₂ con carbonato de sodio en solución acuosa en un reactor de burbujeo a escala de laboratorio.
- Optimizar mediante diseño de experimentos el proceso de absorción de CO₂ con carbonato de sodio en solución acuosa para maximizar la conversión.
- Diseñar conceptualmente la producción de bicarbonato de sodio por difusión de CO₂ en carbonato de sodio a escala industrial a partir de los resultados experimentales.

3. ANTECEDENTES

El tratamiento de corrientes gaseosas ha sido un tema ampliamente estudiado durante la historia de la ingeniería química y los procesos sostenibles. Para el caso del CO₂, se han realizado diversas investigaciones que han contemplado la captación de este gas con el fin de evitar la contaminación atmosférica y mitigar el efecto invernadero.

Es por esto que autores como Bingyun Li (Li *et al.*, 2013), han recopilado toda una serie de información, con el fin de actualizar y poner en contexto los procesos de purificación y lavado de gases. Estos estudios son de gran importancia, ya que permiten comparar metodologías, solventes, condiciones de operación y oportunidades de mejora en cada una de ellas.

Uno de los métodos más innovadores que involucran la captación de CO₂, es el estudiado por Chun-Feng Song (Song *et al.*, 2012), donde se emplearon enfriadores Stirling y se aprovecharon las diferencias en los puntos de desublimación para ejecutar una separación y obtener CO₂ en estado sólido, esta tecnología presenta ventajas al no requerir solventes y realizar la captura a presión atmosférica, pero tiene una alta demanda energética (1.5 MJ/kg CO₂), lo que la hace poco atractiva para la industria.

Otra tecnología es la separación de gases por medio de membranas, considerada como una buena alternativa, por la permeabilidad selectiva de la membrana hacia el CO₂, pero debido al costo de la inversión y del mantenimiento del sistema, los bajos rendimientos en la separación y el alto consumo energético, aún no ha sido posible implementarla a escala industrial (Sherman *et al.*, 2012).

Una de las alternativas más ajustadas para la recuperación y aprovechamiento de CO₂ en este proyecto es la absorción. Esta operación ha sido empleada ampliamente a escala industrial, es relativamente económica, cuenta con una alta eficiencia de recuperación y una alta selectividad a diferentes concentraciones de CO₂ (Mudhasakul *et al.*, 2013). Este tratamiento ha sido estudiado principalmente para procesos post-combustión ya que estos representan una gran fuente de emisiones de CO₂ y de otros gases de efecto invernadero. En estos casos, se emplean absorbentes como las alcanoaminas, aunque estos sistemas requieren una unidad adicional donde se realiza un proceso de desorción para regenerar el solvente y liberar el gas limpio. (Wang *et al.*, 2011).

Surgen entonces otras opciones de tratamiento y de nuevos absorbentes afines a la aplicación, como por ejemplo soluciones acuosas de NaOH, bien sea para que reaccione con el gas, o para que simplemente elimine las impurezas de este. Para esta solución se ha encontrado que la selectividad comparada con alcano-aminas como la MEA (monoetanolamina) es baja, pero cumple con altas exigencias con respecto a los porcentajes de remoción de impurezas y además tiene un bajo costo (Yincheng *et al.*, 2011)

En el caso en que el gas reacciona con la solución de NaOH, se han encontrado buenas alternativas de diseño como las columnas de burbujas, este a su vez es uno de los tipos más significativos de reactor para reacciones gas-líquido, ya que su modelación incluye información detallada de mecánica de fluidos, transferencia de masa y velocidades de reacción (Darmana, *et al.*, 2007). Además permite la obtención de un producto al mismo tiempo que se efectúa un tratamiento para corrientes gaseosas.

Así mismo se han investigado columnas de burbujeo, donde el CO₂ asciende verticalmente generando una reacción en la interfaz gas-líquido. Este tipo de equipos proporcionan una excelente transferencia de masa y calor (Dhaouadi *et al.*, 2008); dichas características han sido verificadas por autores como Benoît Hauta (Haut, *et al.*, 2004), quienes a partir de un modelo matemático, pudieron predecir el comportamiento de la reacción y definir un balance poblacional para las burbujas, computando este análisis a través de diferentes software de dinámica de fluidos.

Por otro lado, se ha evaluado la posibilidad de adicionar catalizadores sólidos en las columnas de burbujeo, pero se ha encontrado que este afecta negativamente el coeficiente de transferencia de masa, especialmente cuando se trata de partículas hidrofóbicas y con un diámetro relativamente pequeño (Mena *et al.*, 2011).

De esta revisión de antecedentes, se puede concluir que el método más atractivo para la industria y probablemente el más eficiente es la absorción, por este motivo se escoge esta operación de transferencia de masa, como base para el diseño del proceso, a través de una columna de difusión de gas por burbujeo.

Es importante destacar que esta investigación difiere de los estudios mencionados anteriormente, porque estos buscan purificar la corriente gaseosa, para posteriormente emitirla hacia la atmósfera, generar electricidad o para comercializarlo a otras empresas; en este caso, el objetivo del diseño conlleva a una optimización del proceso para la empresa Brinsa S.A, adicionalmente, se efectuará un análisis del comportamiento del sistema con respecto a las diferencias

en concentración de una solución de carbonato de sodio y se determinará un factor de escalamiento, para verificar la posibilidad de hacerlo a escala industrial y diseñar conceptualmente el proceso.

4. MARCO TEÓRICO

4.1 Transferencia de masa gas-líquido

En las operaciones de transferencia de masa gas-líquido, se requiere un contacto íntimo entre los dos fluidos con el propósito de que se lleve a cabo una difusión interfacial de los componentes. La velocidad de esta transferencia depende directamente de la superficie interfacial expuesta entre las fases; por lo tanto, es de gran importancia la naturaleza y el grado de dispersión de un fluido en otro (Treybal, 1988).

En muchos procesos de transferencia de este tipo, se involucra una reacción química entre el soluto y el solvente. Esta reacción afecta no solamente la relación del equilibrio gas-líquido, sino también la tasa de transferencia de masa.

Normalmente este fenómeno causa un incremento en el coeficiente de transferencia de masa del líquido, debido a la cinética de la reacción y a factores físicos en el área de interfase. Dicho incremento depende del orden y velocidad de la reacción (Rousseau, 2009).

4.2 Columnas de burbujeo

Las columnas de burbujeo, son reactores cilíndricos verticales donde un gas entra en contacto con un líquido para la síntesis de productos químicos y en algunos casos están provistos con tubos de intercambio de calor. En este tipo de equipos, se pueden llevar a cabo procesos tales como la síntesis de metanol en fase líquida, la oxidación húmeda de efluentes altamente contaminados, hidrogenación de agentes pesados y procesos de carbonatación (Kemoun, *et al.*, 2001).

El rendimiento de la reacción química que se lleva a cabo en la columna, depende de la disponibilidad local de las especies, determinada por la transferencia de masa interfacial del proceso y la mezcla inducida por las burbujas. El desempeño de esta operación unitaria depende de los coeficientes y el área de transferencia de masa, cuyos parámetros obedecen a su vez a la hidrodinámica local predominante y al comportamiento y variación de las propiedades de las burbujas (Darmana *et al.*, 2007).

Las diversas aplicaciones de estos equipos se deben a las numerosas ventajas que proporcionan tanto en diseño como en operación comparados con otros reactores, debido a que tienen excelentes características tales como su fácil construcción y mantenimiento, sus altos coeficientes de transferencia de masa y calor, la ausencia de partes móviles y compactas y la durabilidad del catalizador y el material de empaque (Kantarci, *et al.*, 2005).

4.3 Transferencia de masa en columnas de burbujeo

Las columnas de burbujeo pueden ser operadas con un régimen de flujo homogéneo donde las burbujas presentan uniformidad en tamaño y forma, o régimen de flujo heterogéneo, que para efectos de modelación matemática considera dos tipos de burbujas “grande” y “pequeña” (Krishna & van Baten, 2003).

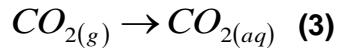
Para regímenes de flujo homogéneos tanto la retención del gas como el coeficiente de transferencia de masa k_{La} disminuyen al incrementar el diámetro de la columna. En un régimen de flujo heterogéneo se da un incremento en la transferencia de masa debido a la constante colisión y rompimiento de las burbujas (Krishna & van Baten, 2003).

En la mayor parte de las operaciones de dispersión de gases las burbujas ascienden a través de la masa global del líquido y escapan por la superficie, donde deben ser reemplazadas por otras nuevas.

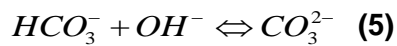
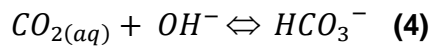
En esta situación dinámica, el volumen de la fase dispersa que está retenida en la masa global de líquido también es variable y depende de la velocidad de ascenso de las burbujas y del flujo volumétrico de la alimentación. Para caracterizar el sistema se utilizan medias aritméticas del tamaño de burbuja ya que la retención, el área interfacial, y el diámetro de las burbujas varía con el tiempo y la posición del tanque. A pesar de estas variaciones existe una relación básica entre la retención (fracción de volumen de fase dispersa en el sistema), el área interfacial por unidad de volumen y el diámetro de las burbujas (McCabe, *et al.*, 2007).

4.4 Cinética de reacción

La absorción reactiva de CO_2 en soluciones alcalinas acuosas, se da a través de tres reacciones, la primera es la absorción física del gas en el agua:



Posteriormente, se dan las reacciones elementales del proceso:



Las ecuaciones (4) y (5) tienen cada una sus constantes cinéticas de reacción hacia la derecha e izquierda (e.g., $k_{4,1}$ y $k_{4,2}$ son las constantes que describen la cinética de la reacción 4 de izquierda a derecha y viceversa, y $k_{5,1}$ y $k_{5,2}$ de la reacción 5), cuyas velocidades de reacción son (Vas Bhat *et al.*, 2000):

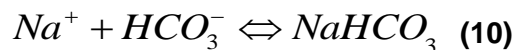
$$R_{4,1} = k_{4,1} [CO_{2(aq)}] [OH^-] \quad (6)$$

$$R_{4,2} = k_{4,2} [HCO_3^-] \quad (7)$$

$$R_{5,1} = k_{5,1} [HCO_3^-] [OH^-] \quad (8)$$

$$R_{5,2} = k_{5,2} [CO_3^{2-}] \quad (9)$$

En el proceso de carbonatación de Na_2CO_3 , el producto de los iones Na^+ y HCO_3^- da origen a la formación de bicarbonato de sodio.



Cuando este producto alcanza el límite de solubilidad, se da la formación de una suspensión debido a la reacción de precipitación (Haut *et al.*, 2004).

5. EXPERIMENTAL

5.1 Materiales

Los materiales empleados en el desarrollo del proyecto fueron suministrados por la empresa Brinsa S.A:

- Na_2CO_3 , ácido clorhídrico 33% v/v, fenolftaleína y naranja de metilo (Protokimica S.A).
- CO_2 (Cryogras).
- Difusor EDI PERMACAP 5 3/4" (Pentair).
- Accesorios y racores para tubería y válvula tipo globo para toma de muestras (Ferroválvulas).
- Columna en acrílico 4mm de espesor, 70 cm de longitud y diámetro de 15.5 cm, con brida superior (Tecniacril S.A.S)

5.2 Equipos

Para ejecutar el diseño de experimentos se construyó un montaje del sistema de reacción, tal como se muestra en la figura 2. Este equipo, está compuesto por una columna vertical que contiene la solución de carbonato de sodio y un sistema para la alimentación de CO_2 , provisto de una pipeta para el suministro de este gas (1), la columna de burbujeo con difusor del gas (2), una válvula reguladora de presión (3), medidores de flujo de gas a la entrada (5) y a la salida (7) y manómetros para medir la presión de entrada (4) y salida (6) del gas.

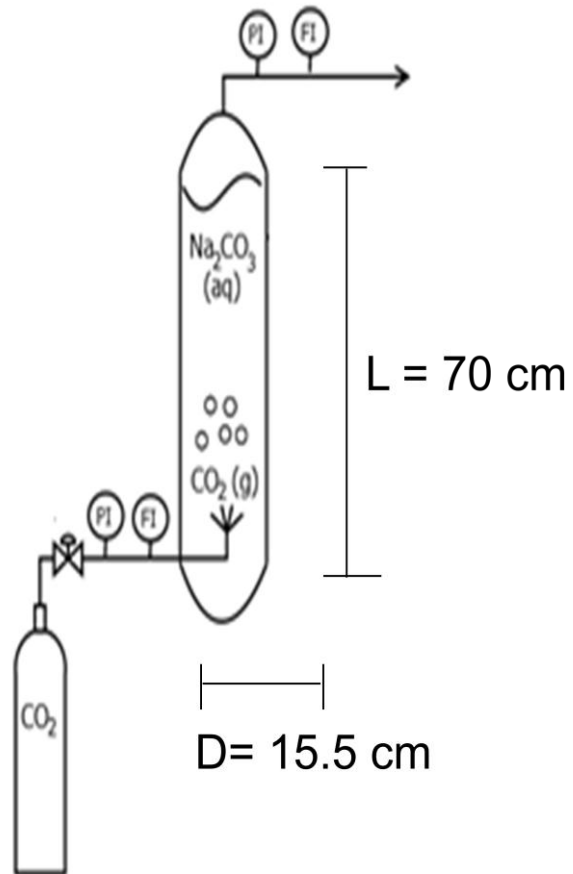


Figura 2. Montaje experimental

En la figura 2, se ilustra el montaje experimental dispuesto en el laboratorio de operaciones unitarias de la universidad EAFIT, tal como se describió previamente.

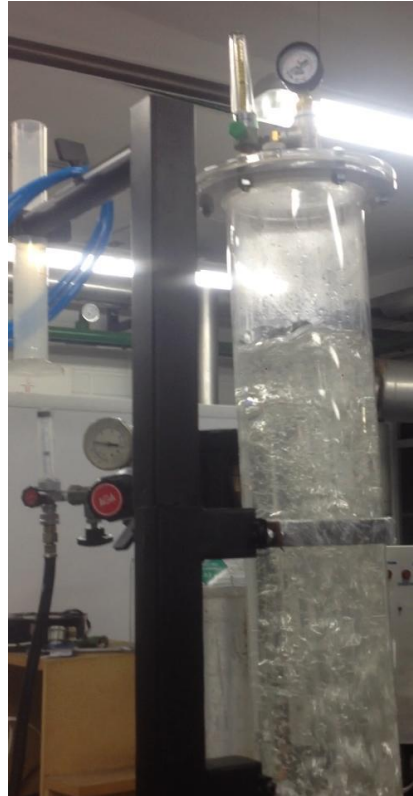


Figura 3. Columna de burbujeo escala laboratorio

5.3 Métodos

5.3.1 Diseño de experimentos

Para los ensayos realizados, se prepararon soluciones de carbonato de calcio con diferentes concentraciones (16%, 18% y 20% w/w), cada una de estas se puso en contacto con CO_2 en la columna de burbujeo variando el flujo del gas (3, 5.5 y 8 LPM) y el tiempo de reacción (1, 2 y 3 horas). Con dichos parámetros se ejecutó un diseño estadístico de experimentos de superficie de respuesta (RSM) Box-Behnken, tal como se muestra en la tabla 1, donde el nivel máximo toma un valor de 1, el mínimo de -1 y el nivel intermedio de 0.

Tabla 1. Diseño de experimentos

Factores	Niveles		
	-1	0	1
Concentración Inicial Na_2CO_3 (%wt.)	16%	18%	20%
Flujo de CO_2	3 LPM	5.5 LPM	8 LPM
Tiempo de reacción	1h	2h	3h

Los factores seleccionados, corresponden a las variables consideradas como controlables y de fácil monitoreo en el proceso, no se seleccionaron factores como la presión y la temperatura del sistema, ya que en la industria, el equipo operará a condiciones atmosféricas y los tamaños de burbujas tampoco fueron seleccionados debido a que solo se contaba con un tipo de difusor.

Así mismo, los niveles seleccionados, corresponden a condiciones de planta, ya que actualmente se cuenta con disponibilidad para producir carbonato de sodio al 18% wt.; los tiempos de reacción conciernen con la cinética misma, ya que tiempos muy altos no favorecen la formación de bicarbonato, porque está regida por el equilibrio y los flujos de gas, fueron elegidos por las condiciones sugeridas por Darmana (Darmana et al., 2007).

Dentro del diseño de experimentos, como variables de respuesta, se tenían las concentraciones másicas de carbonato y bicarbonato de sodio, debido a que eran las que intervenían directamente en el cálculo de la conversión con respecto al Na_2CO_3 .

5.3.2 Métodos analíticos

5.3.2.1 Titulación

Para cuantificar la concentración de Na_2CO_3 , NaHCO_3 y NaOH en solución, se efectuaron titulaciones volumétricas con ácido clorhídrico (HCl) y para determinar de su punto de equivalencia se emplearon dos indicadores: fenolftaleína y naranja de metilo.

La alcalinidad de la fenolftaleína (**P**) es la cantidad medida en volumen de solución de HCl en la titulación para el cambio de color en un rango de pH 9.0 a pH 8.3, es decir que su color alcalino (rojo-violeta) desaparece a un pH 8.2, punto en el cual el hidróxido OH^- se neutraliza.

La alcalinidad total (**P+T**) es la cantidad de titulante empleado para cambio de color de pH 8.2 a pH 4.5 punto en el cual se neutraliza la alcalinidad total, es decir el color amarillo, cambia a amarillo - naranja.

Las siguientes ecuaciones, representan el modelo de cálculo empleado para determinar el porcentaje por peso de las sustancias de interés:

$$\% Na_2CO_3 = \frac{2 * P(ml) * N(equivalentes/L) * 106 (g/equivalente) * 1 (L) * 100 (\%)}{2 * W(g) * 1000 (ml)} \quad (11)$$

$$\% Na_2CO_3 = \frac{2 * P * N * 5.3}{W} \quad (12)$$

$$\% NaHCO_3 = \frac{[T - 2 * P](ml) * N (equivalentes/L) * 84(g/equivalente) * 1(L) * 100\%}{W(g) * 1000(ml)} \quad (13)$$

$$\% NaHCO_3 = \frac{[T - 2 * P] * N * 8,4}{W} \quad (14)$$

$$\% NaOH = \frac{[2 * P - T](ml) * (equivalentes/L) * 40 (g/equivalente) * 1(L) * 100\%}{W(g) * 1000(ml)} \quad (15)$$

$$\% NaOH = \frac{[2 * P - T] * N * 4}{W} \quad (16)$$

Donde:

P= Volumen de la solución de ácido clorhídrico gastado en la alcalinidad con fenolftaleína, en mL.

N= Normalidad de la solución de ácido clorhídrico en equivalentes/L.

T= Volumen de la solución de ácido clorhídrico gastado en la alcalinidad Total en mL.

W= Peso de la muestra en gramos.

5.3.2.1 DRX

Para identificar las fases cristalinas presentes en los precipitados obtenidos en el laboratorio, fue necesario emplear la difracción de rayos x (DRX); esta técnica instrumental, basada en la ley de Bragg, produce una interacción entre un haz de

rayos x, de una determinada longitud de onda, con una sustancia cristalina (Cullity, & Stock, 2013).

Dicha ley predice la dirección en la que se da interferencia constructiva entre haces de rayos X dispersados coherentemente por un cristal y está expresada como:

$$n \lambda = 2 d \sin(\theta) \quad (17)$$

Donde:

n= número entero.

λ = longitud de onda de rayos x.

d= distancia entre los planos de la red cristalina.

θ = ángulo entre los rayos incidentes y los planos de dispersión.

5.3.2.1 FTIR

La espectroscopía infrarroja por transformada de Fourier (FTIR), es una técnica analítica que usa radiación infrarroja para grabar movimientos moleculares a través de programas computadorizados y de este modo proporcionar un espectro de reflexión de las bandas de los grupos funcionales de las sustancias, por lo cual es posible realizar una identificación de los materiales.

La transformación de Fourier se usa como método matemático para el desarrollo en serie la curva obtenida (interferograma) y está constituida por el sumatorio de senos y cosenos de las distintas frecuencias ópticas que componen la radiación (Sindhu, 2006).

6. RESULTADOS Y ANÁLISIS

6.1 Diseño de experimentos y condiciones de operación

Después de realizar los ensayos propuestos por la matriz de diseño, y efectuar las titulaciones para determinar la concentración de carbonato y bicarbonato de sodio se obtuvieron los resultados que se muestran en la tabla 2; en esta se evidencia que el mejor ensayo, se obtuvo a una concentración inicial de Na_2CO_3 de 20% wt, un flujo de CO_2 de LPM y un tiempo de reacción de 2 horas.

Tabla 2. Resultados del diseño de experimentos

Ensayo	Concentración inicial	Flujo CO_2	Tiempo	% Na_2CO_3	% NaHCO_3
1	0	0	0	17.6	2.7
2	-1	1	0	13.8	2.8
3	1	0	1	17.4	4.5
4	1	-1	0	15.6	5.9
5	0	0	0	17.5	2.8
6	1	0	-1	19.2	3.7
7	1	1	0	18.4	2.2
8	-1	0	1	14.5	1.3
9	0	1	-1	15.9	2.1
10	0	-1	-1	16.2	2.2
11	-1	-1	0	14.2	1.9
12	-1	0	-1	16.3	1.5
13	0	0	0	17.7	2.7
14	0	1	1	15.1	3.4
15	0	-1	1	16.6	1.6

A partir de los resultados obtenidos, se obtuvo una función polinómica que permitió construir una superficie de respuesta:

$$\% \text{NaHCO}_3 = 2.733 + 1.1 * C - 0.138 * F + 0.163 * T + 0.446 * C^2 - 1.15 * C * F + 0.25 * C * T + 0.0208 * F^2 + 0.475 * F * T - 0.4292 * T^2 \quad (18)$$

Donde:

C= Concentración inicial de carbonato de sodio

F= flujo de CO₂

T= Tiempo de reacción.

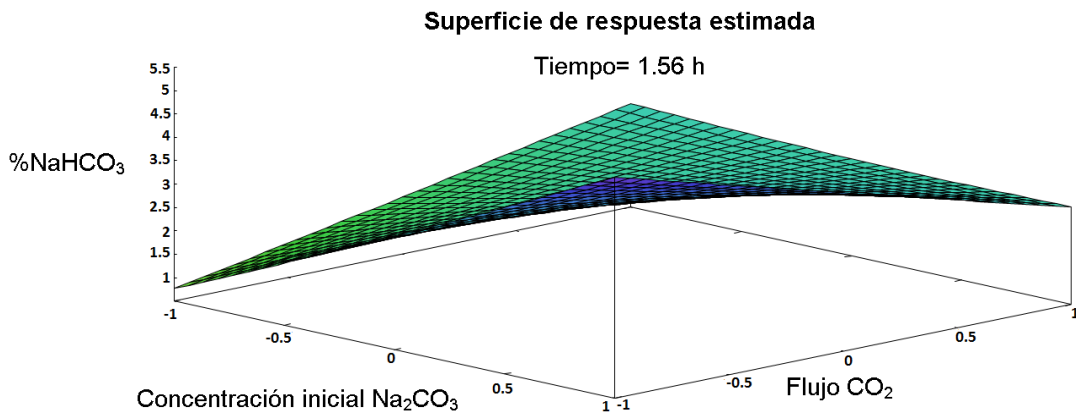


Figura 4. Superficie de respuesta

A partir de la superficie de respuesta representada en la figura 4, se encontraron los puntos críticos para cada uno de los factores (1,-1 -0.073), esto indica que las condiciones óptimas de operación que permiten alcanzar la máxima conversión, se encuentran a una concentración inicial de 20% wt. de Na₂CO₃, un flujo de CO₂ de 3 LPM y un tiempo de reacción de 1 hora y 56 minutos.

Adicionalmente, se efectuó un análisis estadístico a partir del diagrama de Pareto, mostrado en la figura 5, este diagrama permitió concluir que los únicos factores que tienen un efecto significativo sobre las variables de respuesta, son la concentración inicial de Na₂CO₃ y la interacción entre dicha concentración y el flujo de CO₂.

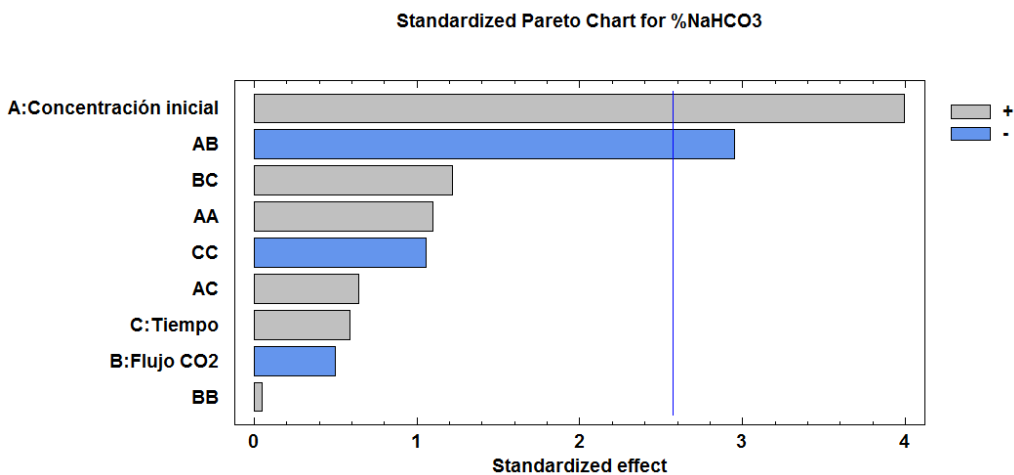


Figura 5. Diagrama de Pareto

Esta información fue confirmada con la tabla 3, donde se evidenció que los únicos factores que tienen un valor P inferior al 5%, son los reportados por el diagrama de Pareto.

Tabla 3. Tabla Anova

Factor	Suma de cuadrados	Df	Media Cuadrada	Fracción F	Valor P
A:Concentración inicial	9.68	1	9.68	15.93	0.01
B:Flujo CO2	0.15	1	0.15	0.25	0.64
C:Tiempo	0.21	1	0.21	0.35	0.58
AA	0.73	1	0.73	1.21	0.32
AB	5.29	1	5.29	8.7	0.03
AC	0.25	1	0.25	0.41	0.55
BB	0	1	0	0	0.96
BC	0.9	1	0.9	1.48	0.28
CC	0.68	1	0.68	1.12	0.34
Total error	3.04	5	0.61		
Total (corr.)	21.06	14			

Por otro lado se evaluaron indicadores estadísticos como el R^2 y el R^2 ajustado, para ellos se encontró un valor de 85.57% y 59.59% respectivamente, dichos indicadores son evidenciados con el diagrama de paridad de la figura 6, en donde se compara los datos obtenidos en el laboratorio con la predicción realizada bajo el modelo polinómico obtenido.

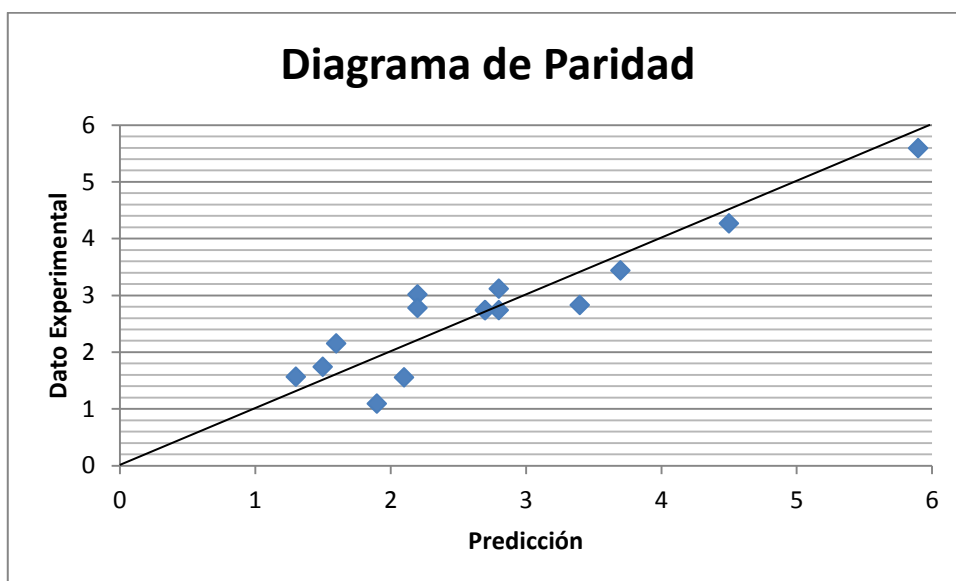


Figura 6. Gráfico de probabilidad normal

6.2 Cinética y conversión de reacción.

Para determinar la cinética y el orden de reacción, se llevó a cabo un ensayo a condiciones óptimas, realizando mediciones cada 10 minutos, los datos obtenidos, fueron evaluados mediante un método integral, donde C_a representa las concentraciones de carbonato de sodio medido a lo largo del tiempo, y C_{a_0} corresponde a la concentración inicial de este mismo reactivo (20%wt.)

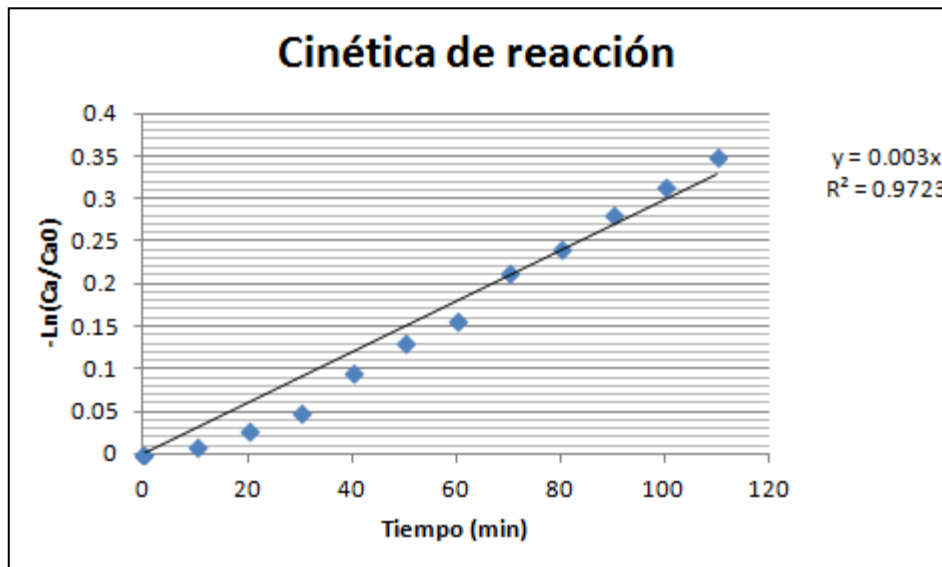


Figura 7. Cinética de reacción

De acuerdo con la figura 7, se determinó que la reacción es de primer orden para el Na_2CO_3 debido a su comportamiento lineal y a su grado de ajuste de 99.44%, además se encontró que la constante de velocidad de la reacción equivale a 0.003 min^{-1} , por su valor en la pendiente. Este valor comparado con la velocidad de reacción de 0.0021 reportada por Vas Bhat (Vas Bhat et al., 2000), representa una desviación del 30%; esto se debe a que se emplearon diferentes mecanismos de cuantificación de las concentraciones y diferentes modelos matemáticos.

Adicionalmente, se calculó la conversión del carbonato de sodio, se encontró que al cabo de dos horas se obtiene un valor de 20.6% y que esta reacción está limitada por el equilibrio, ya que al transcurrir 5 horas la conversión cae drásticamente a 7.3%, esto quiere decir que aumentar el tiempo de operación de la columna no se favorece la producción de bicarbonato.

6.3 Sistema de separación

Después de llevar a cabo la reacción en la columna de burbujeo, el carbonato y el bicarbonato de sodio, se encuentran en solución. Para separarlos, es necesario diseñar un sistema de enfriamiento que permita precipitar cada uno de los componentes, partiendo de las diferencias de solubilidad existentes.

En la figura 6, se muestran las curvas de solubilidad reportadas por la literatura (Perry, R, *et al.*, 2008) estas permiten construir una función que describe el comportamiento de cada una de las sustancias y de este modo determinar las temperaturas de separación.

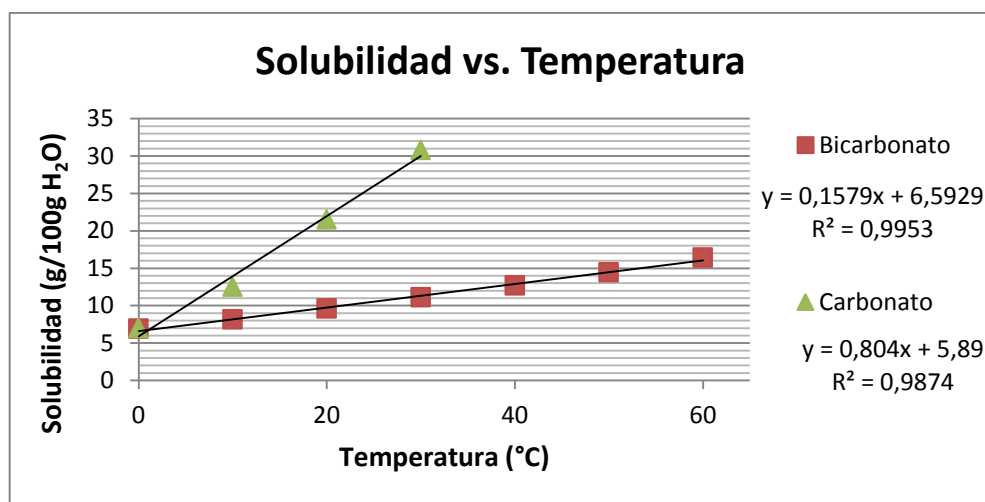


Figura 8. Curvas de Solubilidad

Partiendo de las ecuaciones de cada una de las sustancias mostradas en la figura 8, de los balances de materia y las composiciones de la solución obtenida a las condiciones óptimas del diseño de experimentos, se pudo determinar que a 17.39°C y a 5.88°C se precipita el carbonato y el bicarbonato de sodio respectivamente.

Para cristalizar cada una de estas sustancias a las temperaturas encontradas, será necesario un equipo dotado de una chaqueta de enfriamiento, con suministro de una mezcla de agua con etilenglicol como servicio y un sistema de agitación que permita mantener una temperatura homogénea al interior del mismo.

6.4 Análisis instrumental

Después de efectuar la separación planteada bajo los parámetros establecidos por las curvas de solubilidad, filtrar los sólidos obtenidos y titular las muestras de los clarificados, fue necesario determinar la composición de dichos sólidos, ya que en los procedimientos efectuados se detectaba que no era posible precipitar únicamente el carbonato de sodio, porque la mezcla obtenida en la reacción obedece a un equilibrio químico.

Dichos precipitados, fueron analizados bajo una difracción de rayos x (DRX), estos análisis demostraron que solo había presencia de carbonato hidratado de sodio, porque su difractograma, tal como se muestra en la figura 9, corresponde al patrón de la termonatrita ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$) y por lo tanto su estructura química también lo es.



Figura 9. Difractograma

Para confirmar el resultado obtenido en el DRX, los precipitados y una muestra comercial de cada uno de los compuestos (carbonato y bicarbonato de sodio), fueron sometidos a espectroscopia infrarroja con transformada de Fourier (FTIR).

Las figura 10 y 11 corresponden a los precipitados y a la muestra comercial de carbonato de sodio respectivamente mientras que la figura 12 muestra el análisis FTIR para muestra comercial de bicarbonato de sodio.

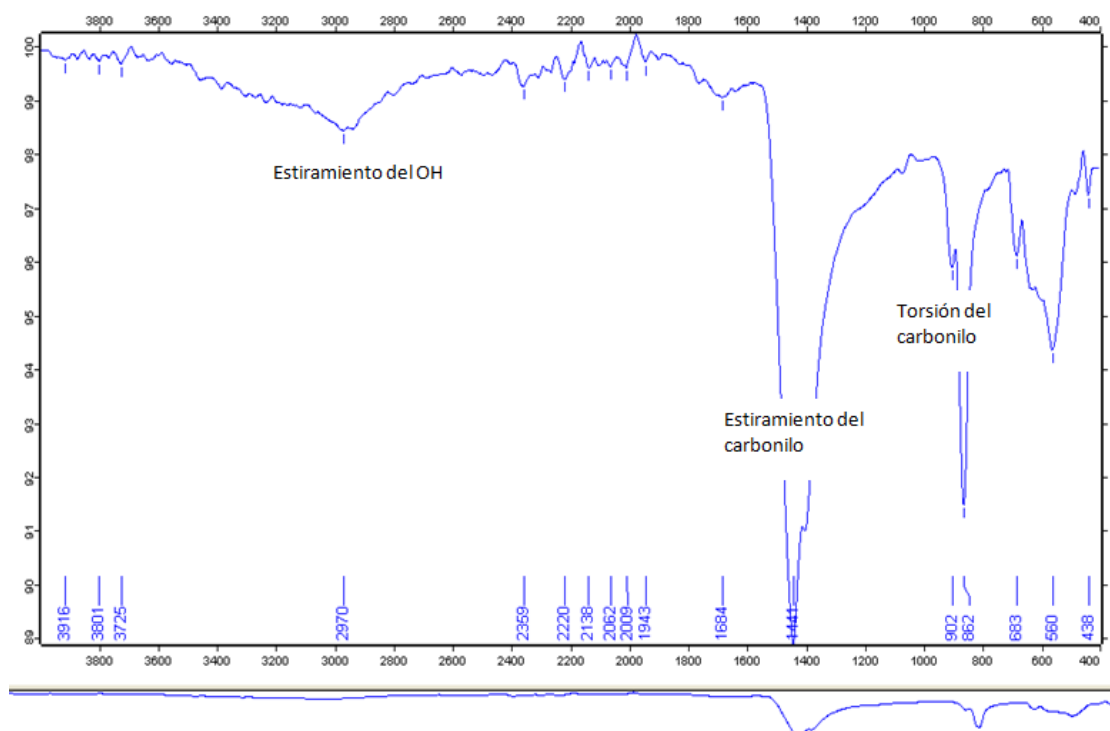


Figura 10. Análisis FTIR para precipitados obtenidos a 5.88°C.

En resultados del análisis FTIR para la muestra obtenida de precipitados se lograron identificar dos picos característicos de absorbancia; el pico más fuerte, fue detectado a 1423 cm^{-1} lo que corresponde a un estiramiento del grupo carbonilo característico del Na_2CO_3 . Otro pico característico se detecta 871 cm^{-1} y puede ser interpretado como un movimiento de torsión del grupo carbonilo presente (Sindhu, 2006)

Los picos identificados de absorbancia media se encuentran a longitudes de onda de 2978 , 1657 , 690 , 638 y 561 cm^{-1} , estos picos coinciden exactamente con los encontrados en el análisis FTIR para la muestra de carbonato de sodio comercial mostrados en la figura 8.

La presencia de carbonato de sodio, también se confirma con la aparición de carbonatos iónicos, los cuales tienen longitudes de onda de absorbancia fuerte entre 1360 y 1460 cm^{-1} y entre 860 y 900 cm^{-1} (Sindhu, 2006).

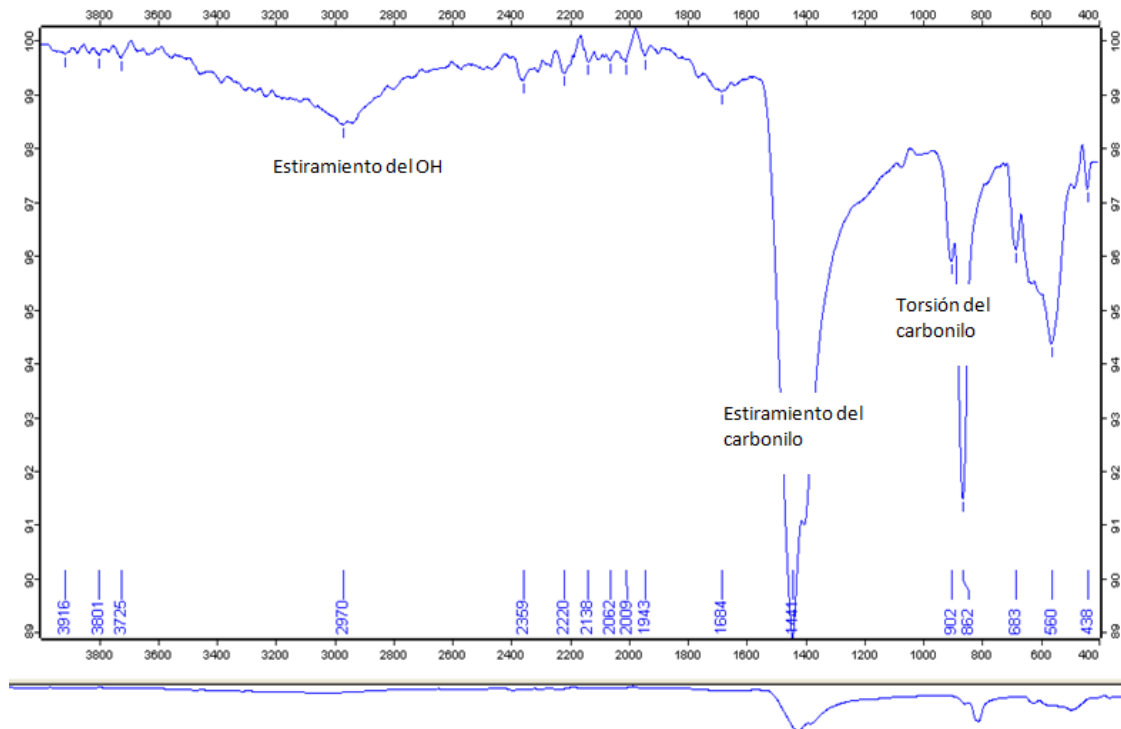


Figura 11. Análisis FTIR para muestra comercial de carbonato de sodio.

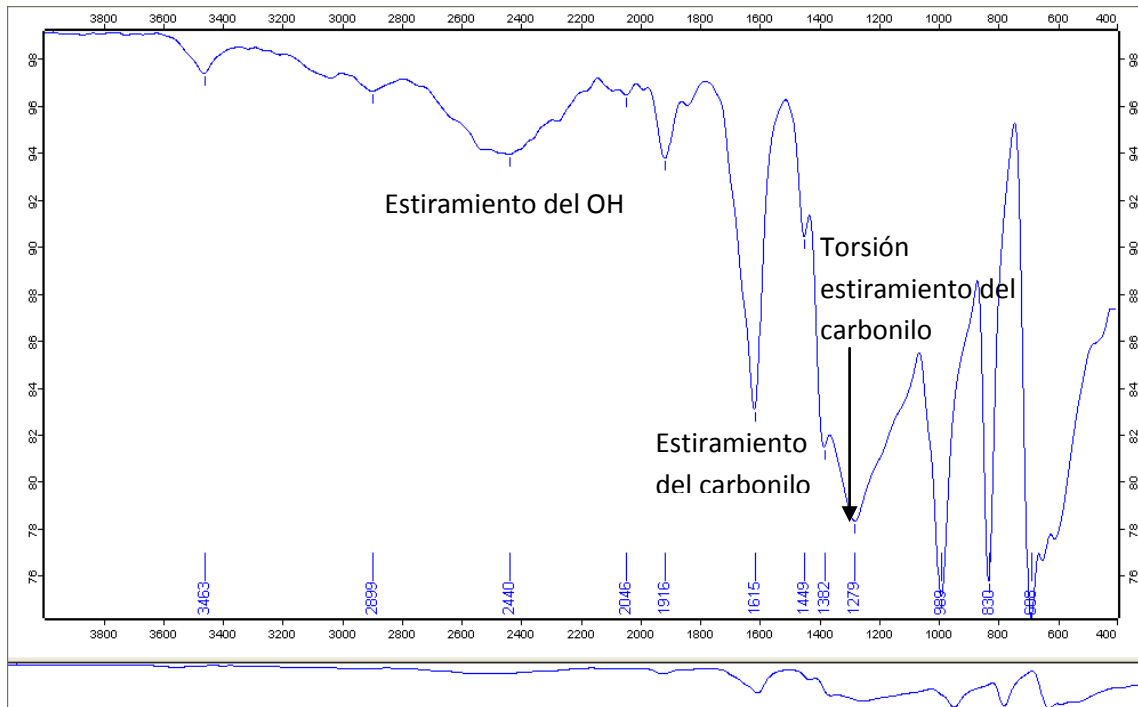


Figura 12. Análisis FTIR para muestra comercial de bicarbonato de sodio.

Los resultados de los estudios FTIR fueron comparados con espectros reportados en la base de datos de la AIST (Instituto Nacional de ciencia avanzada industrial y tecnología) para confirmar la exactitud de las muestras; dicha comparación, confirmó la similitud de la muestra de precipitados con la muestra comercial de Na_2CO_3 .

En el análisis de la muestra comercial de bicarbonato de sodio se logran identificar movimientos de estiramiento y torsión del grupo carbonilo y un movimiento de estiramiento del radical OH (Lefèvre, 2004); por lo que presenta grandes diferencias con la muestra de precipitados; lo que permite concluir que solamente se obtiene Na_2CO_3 durante el proceso de precipitación.

Todo esto indica que se requiere una evaluación más profunda del sistema de separación y encontrar las condiciones adecuadas para efectuarlo, ya que al tener un sistema que está limitado por el equilibrio químico y con sustancias similares esta separación es compleja, pero dicha evaluación no se encuentra dentro del alcance de este proyecto.

7. PDS (PROJECT DESIGN SPECIFICATIONS)

El bicarbonato de sodio (también llamado bicarbonato sódico, hidrogenocarbonato de sodio, carbonato ácido de sodio o bicarbonato de soda) es un compuesto sólido cristalino de color blanco, de fórmula NaHCO_3 , y muy soluble en agua, ha sido ampliamente utilizado en el sector alimenticio, farmacéutico y en la química industrial para la neutralización de ácidos y bases. También es utilizado en la industria del papel, de textiles, y como agente espumante. (Lakhanisky, L., 2002)

Para este proyecto se ha realizado el diseño conceptual de una planta de producción de bicarbonato de sodio por medio de la reacción entre una solución de carbonato de sodio (Na_2CO_3) y dióxido de carbono (CO_2) en una columna de burbujeo. Este proceso fue seleccionado debido a la disponibilidad de materias primas (carbonato de sodio y CO_2) que actualmente se obtienen como subproductos de la producción de cloruro de calcio (CaCl_2) en la compañía Brinsa S.A.

7.1 Especificaciones del producto

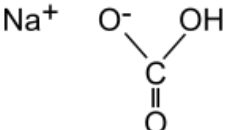
7.1.1 Identificación.

Nombre y sinónimos: Bicarbonato de sodio; Bicarbonato sódico; Hidrogenocarbonato de sodio; carbonato ácido de sodio; bicarbonato de soda.

Nomenclatura IUPAC: Hidrogenocarbonato de sodio.

Formula química: NaHCO_3

Estructura del compuesto:


$$\text{Na}^+ \quad \begin{array}{c} \text{O}^- \quad \text{OH} \\ \diagdown \quad / \\ \text{C} \\ \parallel \\ \text{O} \end{array}$$

Número CAS: 144-55-8

Posición arancelaria en Colombia: 2836.30.00.00 (Ministerio de Comercio, industria y turismo, 2006)

7.1.2 Propiedades fisicoquímicas y termodinámicas.

- Apariencia, olor y estado físico: Sólido cristalino de color blanco; Inodoro; Ligero sabor alcalino.
- Peso molecular: 84.007 g/mol
- Punto de fusión : Comienza a perder dióxido de carbono a 323,15 K (50 °C)
- Densidad : 2.173 g/cm³
- Calor de vaporización : 67 KJ/mol
- Calor de formación: -948 KJ/mol
- Presión de vapor: Despreciable
- pH: 8.3 (solución 0.1 M a 25°C)
- Calor específico: 20.94 cal/mol °C a 25°C
- Propiedades explosivas: No explosivo
- Solubilidad: 69 g/L (0 °C); 96 g/L (20 °C); 165 g/L (60 °C); 236 g/L (100 °C)[2]

7.2 Especificaciones de las materias primas.

7.2.1 Carbonato de Sodio.

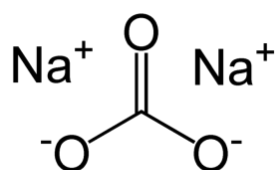
7.2.1.1 Identificación

Nombre y sinónimos: Carbonato de sodio; carbonato sódico, sosa ash, sosa solvay barrilla, ceniza de soda, sosa calcinada, natrón.

Nomenclatura IUPAC: Carbonato de Sodio.

Formula química: Na₂CO₃

Estructura del compuesto:



Número CAS: 497-19-8

Posición arancelaria en Colombia: 2836.99.90.00 (Ministerio de Comercio, industria y turismo, 2006)

7.2.1.2 Propiedades fisicoquímicas y termodinámicas:

- Apariencia, olor y estado físico: Sólido cristalino de color blanco; Inodoro; Ligero sabor alcalino.
- Peso molecular: 105.9885 g/mol.
- Punto de fusión: 851°C
- Densidad : 2.532 g/cm³ a 20°C
- Calor de formación: -1131 KJ/mol
- Presión de vapor: Despreciable
- pH: 11.6 (solución 0.1 M a 25°C)
- Propiedades explosivas: No explosivo
- Solubilidad: 71 g/L (0 °C); 215 g/L (20 °C); 455 g/L (100 °C)

7.2.1.3 Normas técnicas relacionadas:

Ley 769/2002. Código Nacional de Tránsito y Transporte. Artículo 32: La carga de un vehículo debe estar debidamente empacada, rotulada, embalada y cubierta conforme a la normatividad técnica nacional.

Ministerio de Transporte. Resolución No. 3800 del 11 de Diciembre de 1998. Por el cual se adopta el diseño y se establecen los mecanismos de distribución del formato único del manifiesto de carga.

El libro Naranja de las Naciones Unidas (recomendaciones relativas al transporte de mercancías peligrosas) y la Guía de Respuesta a Emergencias GRE versión 2008, NO clasifican el Carbonato de Sodio como sustancia o mercancía peligrosa. En virtud de lo anterior, el transporte de Carbonato de Sodio no debe cumplir con lo establecido en el Decreto 1609 de 2002 del Ministerio de Transporte.

El carbonato de sodio es una **sustancia controlada** en Colombia por la Dirección Nacional de Estupefacientes según la resolución 0009 de Febrero 18 de 1987.

7.2.2 Dióxido de Carbono.

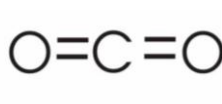
7.2.2.1 Identificación.

Nombre y sinónimos: Dióxido de carbono, gas carbónico, anhídrido carbónico, óxido de carbono (IV).

Nomenclatura IUPAC: Dióxido de carbono.

Formula química: CO₂

Estructura del compuesto:



Número CAS: 124-38-9

Posición arancelaria en Colombia: 2836.99.90.00 (Ministerio de Comercio, industria y turismo, 2006).

7.2.2.2 Propiedades fisicoquímicas y termodinámicas:

- Apariencia, olor y estado físico: Sólido cristalino de color blanco; Inodoro; Ligero sabor alcalino.
- Peso molecular: 44.01 g/mol.
- Punto de fusión: -78°C
- Punto de ebullición: -57°C
- Densidad : 1.842 Kg/m³ a 20°C
- Calor de formación: -393,52 KJ/mol
- Presión de vapor: 5776 kPa a 20°C
- Propiedades explosivas: No explosivo
- Solubilidad: 0.3346 g CO₂/100 ml H₂O (0 °C);
0.1688 g CO₂/100 ml H₂O (20 °C);
0.1449 g CO₂/100 ml H₂O (25 °C);

7.3 Características de ubicación de la planta.

La planta estará ubicada dentro de las instalaciones de la empresa Brinsa S.A en Cajicá, Cundinamarca; este municipio hace parte del área metropolitana de Bogotá, su ubicación geográfica se encuentra en las coordenadas 74° 02´ Longitud Oeste y 4° 55´ Latitud Norte, con una altitud de 2.558 m.s.n.m y a una distancia de 39 Km de Bogotá (Cárdenas, 2011)

La siguiente tabla muestra el histórico de las características climatológicas presentadas en el año 2013 en el municipio de Cajicá.

Tabla 4. Características climatológicas presentadas en el municipio de Cajicá para el año 2013 (Cárdenas, 2011)

Mes	Temperatura media °C	Humedad Relativa %	Precipitación mm	Viento m/s
Enero	14.6	75	57	1.8
Febrero	14.8	76	70	1.3
Marzo	15	77	93	1.9
Abril	15.3	78	117	1
Mayo	15.3	77	118	0.9
Junio	15	74	53	2.2
Julio	14.4	73	39	3.3
Agosto	14.5	73	48	3.2
Septiembre	14.6	75	74	1.7
Octubre	14.9	76	126	1
Noviembre	14.9	76	129	1.3
Diciembre	14.9	78	76	1

De acuerdo a las condiciones climáticas mensuales reportadas en la tabla 5, se puede decir que en el municipio de Cajicá se encuentra a una temperatura media de 14.9°C, 75.7% y 83.3 mm de humedad y precipitación promedio respectivamente y una velocidad de viento aproximada de 1.7 m/s.

7.4 Capacidades.

La planta se ha diseñado para una capacidad de producción de 1.800 Kg por batch, con un tiempo de ciclo de 2 horas, lo que se traduce en una producción de 7'200.000 de toneladas de bicarbonato de sodio por año suponiendo un tiempo de operación de 8,000 horas al año.

La selección del tamaño de batch, corresponde a la disponibilidad actual de CO₂ de la planta que está limitada por la capacidad del ventilador al ingreso de la torre de lavado de gases equivalente a 800 m³/h.

7.5 Servicios industriales.

Para la producción de bicarbonato de sodio, se requieren los servicios industriales mostrados en la tabla 5.

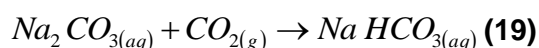
Tabla 5. Servicios industriales requeridos.

Equipo	Servicio	Consumo [kW-h]
Cristalizador Bicarbonato	Agua glicolada	0.5 GJ
Bomba de carbonato	Electricidad	6.5 kW-h
Bomba de salida reactor	Electricidad	8 kW-h
Ventilador de CO ₂	Electricidad	3.7 kW-h

La electricidad será suministrada por la misma empresa, ya que dentro de las instalaciones de la planta se genera este servicio; el agua glicolada, será abastecida desde la red de enfriamiento que también está disponible en Brinsa.

7.6 Ruta química.

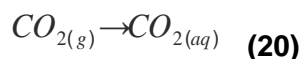
En la producción de Bicarbonato de sodio por el método de carbonatación se parte de dos materias primas básicas: Carbonato de sodio en solución acuosa y dióxido de carbono:



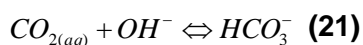
El proceso consiste en llevar a cabo la reacción en fase líquida entre el carbonato de sodio en solución y el CO₂ que es burbujado constantemente en una columna de burbujeo.

Este es un proceso de absorción reactiva de CO₂ que se da a través de tres reacciones:

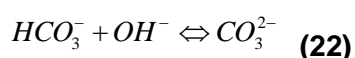
La primera es la absorción física del gas en el agua:



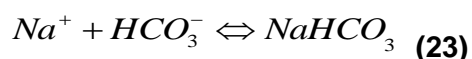
Posteriormente, se da la reacción de hidrogenación de CO₂:



Simultáneamente se da la reacción de transferencia de protones:



El producto de los iones Na⁺ y HCO₃⁻ da origen a la formación de bicarbonato de sodio.



7.8 Condiciones económicas y financieras.

7.8.1 Consideraciones del mercado.

En la siguiente tabla se muestra el mercado de bicarbonato de sodio en toneladas durante el año 2011, de la tabla se evidencia que la producción nacional solo es el 34 % de todo el volumen de bicarbonato manejado durante el 2011.

Tabla 6. Mercado Colombiano para el Bicarbonato de Sodio (Brinsa S.A, 2013)

EMPRESA	CANTIDAD	%PART.
QUIMICA BASICA S.A	4,800	34
TRANSMERQUIM DE COLOMBIA S.A.	2,139	21.47
C. I. DISAN S.A	1,728	17.35
C.I QUIMICA COMERCIAL ANDINA S.A	1,337	13.42
FRESENIUS MEDICAL CARE COLOMBIA S.A.	682	6.84
MANUCHAR COLOMBIA CIA LTDA (900010692)	650	6.52
JOSE A. Y GERARDO E. ZULUAGA LTDA. (890928717)	504	5.06

LABORATORIOS BAXTER S.A. (890300292)	439	4.41
BAYER S.A. (860001942)	340	3.41
C.I. HGT S.A. (890911672)	299	3.01
ROCSA COLOMBIA S A (830027231)	286	2.88
SERNA ARISTIZABAL JULIO ARGEMIRO (70127642)	264	2.65
TECNOQUIMICAS S.A (890300466)	187	1.88
CONQUIMICA S.A. (890919549)	156	1.57
PRODUCTOS OSA E U (814006360)	130	1.3
LABORATORIOS THANI LTDA (900107296)	112	1.12

De estas mismas cifras se puede decir que el mercado nacional de bicarbonato de sodio es del orden de 14'300,000 toneladas, lo cual implica que existe una gran demanda para este producto que está siendo abastecida a través de la importación.

7.8.2 Condiciones económicas del entorno

Actualmente Colombia cuenta con los siguientes tratados de libre comercio:

Unión Europea, Estados Unidos, Canadá, Chile, México, la EFTA, Venezuela, CAN, MERCOSUR, Cuba, el Tieangulo del Norte (el Salvador, Guatemala, Honduras).

Además está suscrito a la alianza del pacífico, Corea del Sur, Costa Rica; se encuentra en negociación con Panamá, Turquía y Japón y tiene aspiraciones de firmar acuerdos con Australia, Nueva Zelanda, Comunidad del Golfo, República Dominicana y Rusia (Deloitte, 2014).

7.8.3 Características de la mano de obra

El salario mínimo legal vigente en Colombia para el año 2014 es de 616000 COP, y el subsidio de transporte, equivale a 72000 COP. Adicionalmente se tienen prestaciones legales como las cesantías (un salario al año), vacaciones (15 días hábiles consecutivos al año) y primas (15 días de salario cada 6 meses) (Ministerio del Trabajo, 2014)

7.9 Legislación ambiental aplicable.

- Decreto 1609 del 2002: Por el cual se reglamenta el manejo y transporte terrestre automotor de mercancías peligrosas por carretera.

- Resolución 2309 de 1986: Por la cual se dictan normas para el cumplimiento del contenido del título III de la parte 4a del Libro N° 2811 de 1974 y de los Títulos I, II y XI de la ley 09 de 1979, en cuanto a residuos especiales.
- Ley 55 de 1993: por medio de la cual se aprueba el "Convenio número 170 y la Recomendación número 177 sobre la Seguridad en la Utilización de los Productos Químicos en el Trabajo", adoptados por la 77a. Reunión de la Conferencia General de la OIT, Ginebra, 1990
- Ley 430 de 1998: Por la cual se dictan normas prohibitivas en materia ambiental, referentes a los desechos peligrosos y se dictan otras disposiciones.
- Resolución 1402: Por el cual se desarrolla parcialmente el decreto 4741, en materia de residuos o desechos peligrosos.
- Decreto 2811 de 1974: Por el cual se dicta el Código Nacional de Recursos Naturales Renovables y de Protección al Medio Ambiente.
- Ley 9 de 1979: Por la cual se dictan medidas sanitarias.
- Decreto 1713 del 2002: Se reglamenta en relación con la Gestión Integral de Residuos Sólidos
- Decreto 1140 del 2003: Por el cual se modifica parcialmente el Decreto 1713 en relación con el tema de las unidades de almacenamiento.
- Resolución 601 del 2006: Por la cual se establece la Norma de Calidad del Aire o Nivel de Inmisión, para todo el territorio nacional en condiciones de referencia.
- Decreto 948 de 1995: Por el cual se reglamentan, parcialmente, la prevención y control de la contaminación atmosférica y la protección de la calidad del aire.
- Ley 697 de 2001: Mediante el cual se fomenta el uso racional y eficiente de energía, se promueve la utilización de energías alternativas y se dictan otras disposiciones.
- Decreto 3450 de 2008: Por el cual se dictan medidas tendientes al uso racional y eficiente de la energía eléctrica.
- Ley 373 de 1997: Por la cual se establece el programa para el uso eficiente y ahorro del agua.
- Resolución 1594 de 1984: Por el cual se reglamenta parcialmente el Título I de la Ley 9 de 1979, así como el Capítulo II del Título VI -Parte III- Libro II y el Título III de la Parte III -Libro I- del Decreto –
- Ley 2811 de 1974 en cuanto a usos del agua y residuos líquidos.

- Ley 23 de 1973: Por la cual se conceden facultades extraordinarias al Presidente de la república para expedir el Código de Recursos Naturales y de Protección al Medio Ambiente y se dictan otras disposiciones (Ministerio de medio ambiente, 2014).

7.10 Normas y códigos aplicables para el diseño, desarrollo y producción de Bicarbonato de Sodio.

- ANSI; entre estos estándares se tienen los siguientes. (American National Standards Institute)
 - a. ANSI/NFPA 70E: Requisitos de seguridad eléctrica para empleados en su lugar de trabajo.
 - b. ANSI/NFPA 79: Estándar eléctrico para maquinaria industrial.
- OSHA (Administración de Seguridad y Salud Ocupacional)
- ASME (American Society Of Mechanical Engineers)
- ISO (International Organization for Standardization); entre estos estándares se tendrían en cuenta las siguientes normas.
 - a. ISO 9001 Sistemas de Calidad: Modelo para Aseguramiento de Calidad en Diseño, Desarrollo, Producción, Instalación y Servicio; Segunda Edición; (CEN EN ISO 9001: 1994) (PNS 1001: 1994) (CAN/CSA-ISO 9001-94).
 - b. ISO 9002 Sistemas de Calidad: Modelo para Aseguramiento de Calidad en Desarrollo, Producción, Instalación y Servicio; Segunda Edición; (PNS 1002: 1994) (CAN/CSA- ISO 9002-94)
 - c. ISO 9003 Sistemas de Calidad: Modelo para Aseguramiento de Calidad en Inspección y Prueba Final; Segunda Edición; (CEN EN ISO 9003: 1994) (PNS 1003: 1994) (CAN/CSA-ISO 9003-94)
 - d. ISO-10012: Sistema de Confirmación Metrológica para Equipo de Medición.
 - e. ISO 10628:97: Elaboración de diagramas de proceso.
- NTC (Norma Técnica Colombiana); entre estas normas se tendrán en cuenta las siguientes:

- a. NTC 4435: aplica a la preparación de las hojas de seguridad de materiales para sustancias químicas y materiales usados en condiciones ocupacionales industriales.
- b. NTC-ISO 14001: sistemas de gestión ambiental. Requisitos con orientación para su uso (Icontec Internacional).
- ISA (International Standard Organization);
 - a. ISA MC96.1 Termopares de Medición de Temperatura.
 - b. ISA RP60.8 Guía eléctrica para centros de control.
 - c. ISA S5.1 Símbolos e Identificación de los Instrumentos ANSI/ISA-1984.
 - d. ISA S75.01 Ecuaciones de Flujo para el dimensionamiento de Válvulas de Control.

8. DISEÑO CONCEPTUAL

8.1 Descripción del proceso

El bicarbonato de sodio es producto de la reacción entre una solución acuosa de carbonato de sodio (Na_2CO_3) y CO_2 . Para llevar a cabo esta reacción es necesario bombear el Na_2CO_3 hacia una columna de burbujeo y poner dicho reactivo en contacto con el dióxido de carbono.

Después de finalizar la formación de bicarbonato, en la columna se encontrará una mezcla de esta sustancia con carbonato de sodio, la cual será separada a través de un proceso de cristalización que primero deberá precipitar el carbonato a 17°C y posteriormente el bicarbonato a una temperatura aproximada de 6°C

Dichos precipitados deben ser filtrados y posteriormente empacados o en el caso del carbonato de sodio, puede ser reutilizado en el mismo proceso.

8.2 Diagrama de entradas y salidas

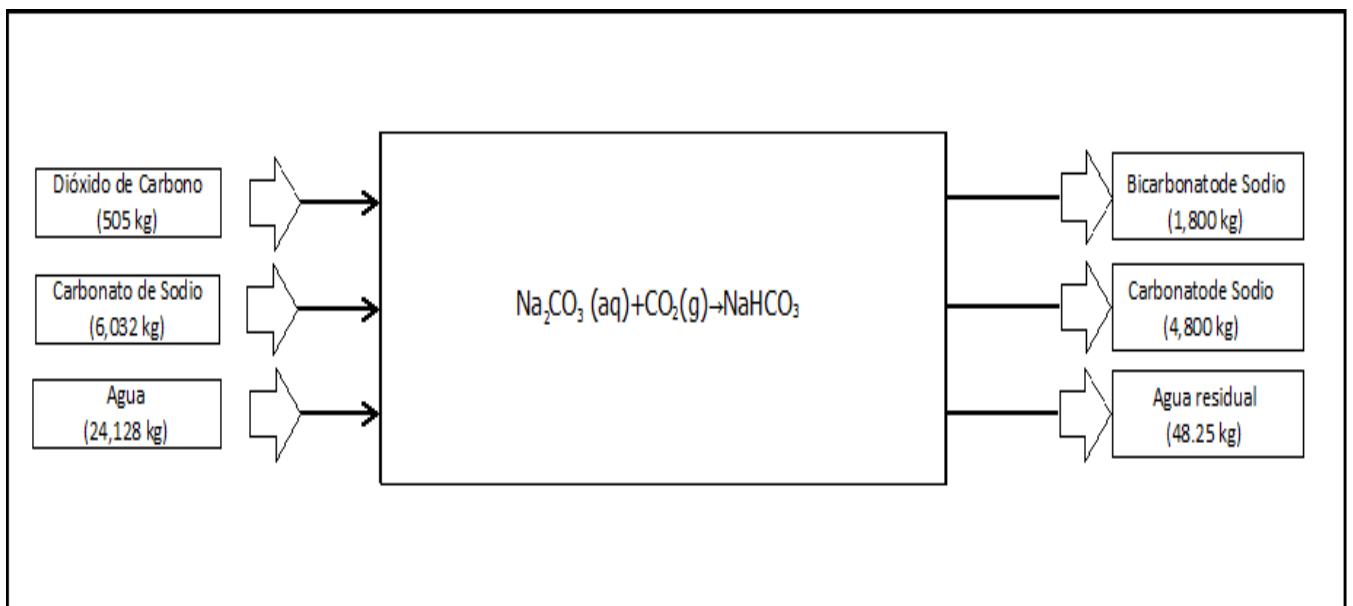


Figura 13. Diagrama de entradas y salidas.

8.3 Diagrama de bloques

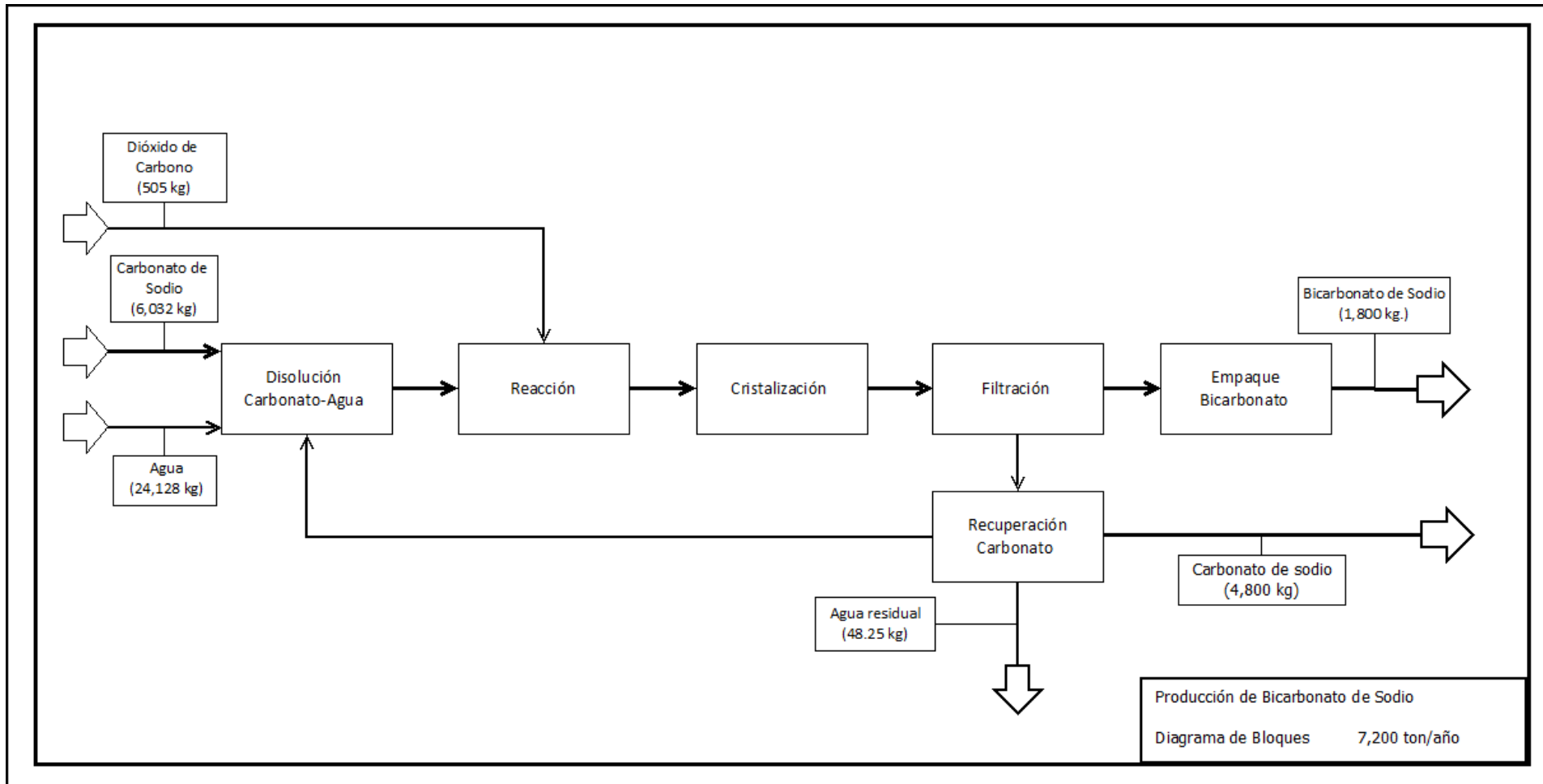


Figura 14. Diagrama de bloques

8.4 Diagrama de flujo de proceso.

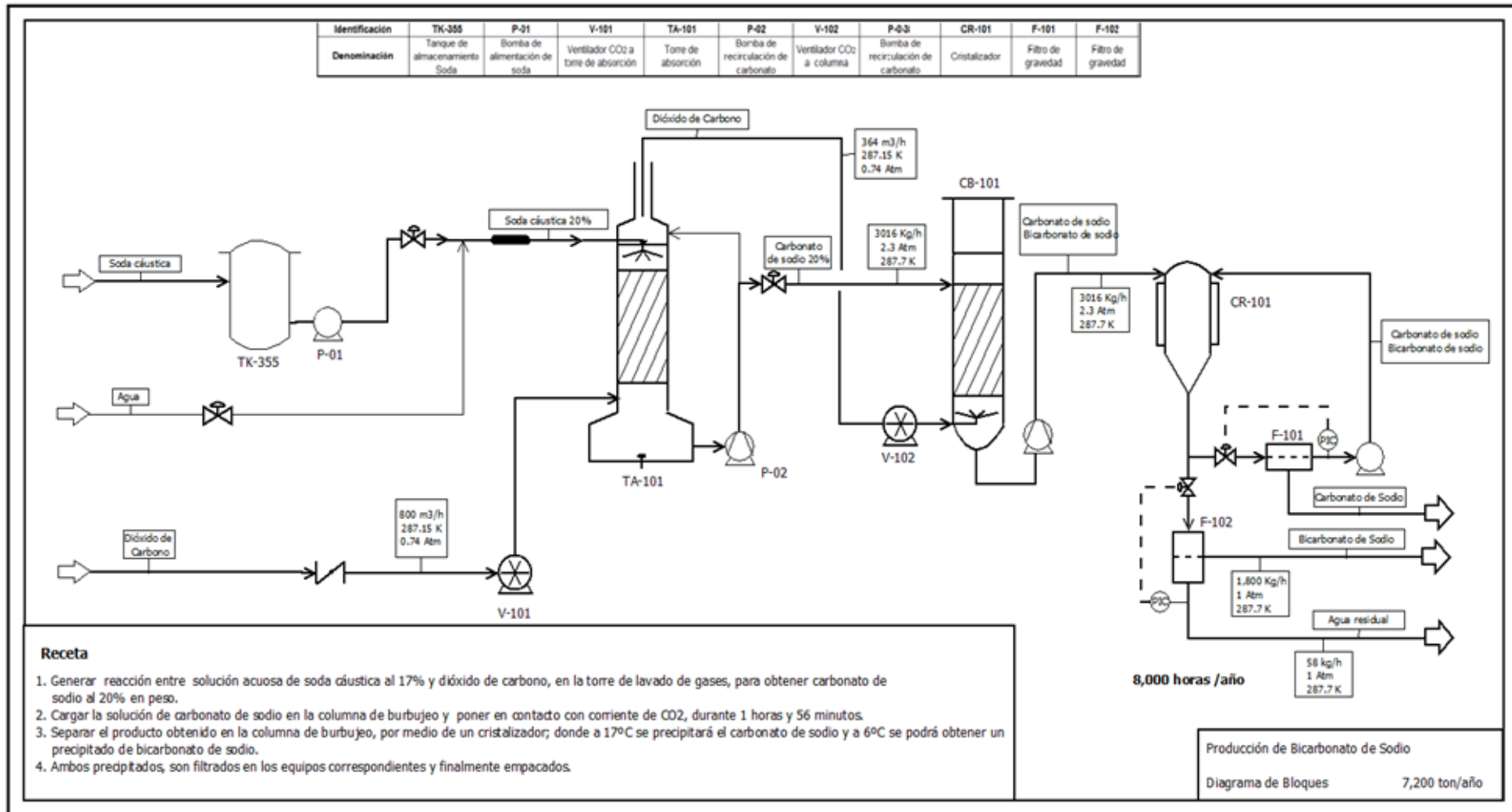


Figura 15. Diagrama de flujo de proceso

8.5 Hojas de especificación de equipos

8.5.1 Columna de Burbujeo

Para dimensionar la columna de burbujeo se empleó la metodología propuesta por Biegler (Biegler *et al.*, 1997) basada en la similitud geométrica y un factor de forma (*S*) que relacione las condiciones obtenidas en el laboratorio con la producción requerida a escala industrial, tal como se muestra a continuación:

$$S = \frac{1}{\text{densidad de mezcla}} * \frac{\text{masa alimentada}}{\text{masa de producto}} \quad (24)$$

$$S = \frac{L}{1.23 \text{ Kg mezcla}} * \frac{9.89 \text{ Kg mezcla}}{0.581 \text{ Kg producto}} = 13.85 \text{ L/Kg producto}$$

Partiendo del factor de forma obtenido, se podrá determinar un volumen para la columna teniendo en cuenta la cantidad de bicarbonato a producir por batch (1.8 toneladas):

$$V = S * B \quad (25)$$

Donde:

S= factor de forma (L/Kg producto)

B= Tamaño del batch (Kg producto)

$$V = 13.85 \frac{L}{\text{Kg producto}} * 1800 \text{ Kg producto} = 24930 \text{ L}$$

Finalmente se determinaron las dimensiones del equipo tal como se muestra en la tabla 7; esta tabla representa la hoja de especificación del equipo, donde se indican

características como el tamaño de las burbujas, que fueron seleccionadas, de acuerdo al difusor empleado en el laboratorio.

Tabla 7. Hoja de especificación columna de burbujeo

Hoja de especificación Columna de Burbujeo		
Trabajo No.	N.D	Fecha
Cliente	Brinsa S.A	19/03/2014
Condiciones de operación		
Tipo de reactor	Columna de Burbujeo	
Servicio Necesario	Ninguno	
Propiedades		
Componente	% conversión	
Carbonato de sodio	20.6%	
Datos del tanque		
Presion de diseño (atm)	0.7421	
Temperatura °C	14	
Material	Acero Inoxidable	
Especificaciones		
Longitud (m)	8	
Diámetro (m)	2	
Características de alimentación		
Componente	% peso	
Carbonato de Sodio	20.0%	
Agua	80.0%	
CO2	3 lpm	
Características del difusor		
Diámetro del difusor (cm)	12.7	
Tamaño de burbuja (mm)	0.3	

8.5.2 Cristalizador

Partiendo del mismo volumen obtenido para la columna de burbujeo y con una relación longitud-diámetro igual a 2.5, se determinó que el diámetro del cristalizador (D_t) es 2.33 metros y su longitud (H) es de 5.83 metros.

Las características adicionales del cristalizador expresadas en la tabla 8, se encontraron a partir de las heurísticas planteadas por Walas (Walas, 1990) y de acuerdo a la siguiente figura:

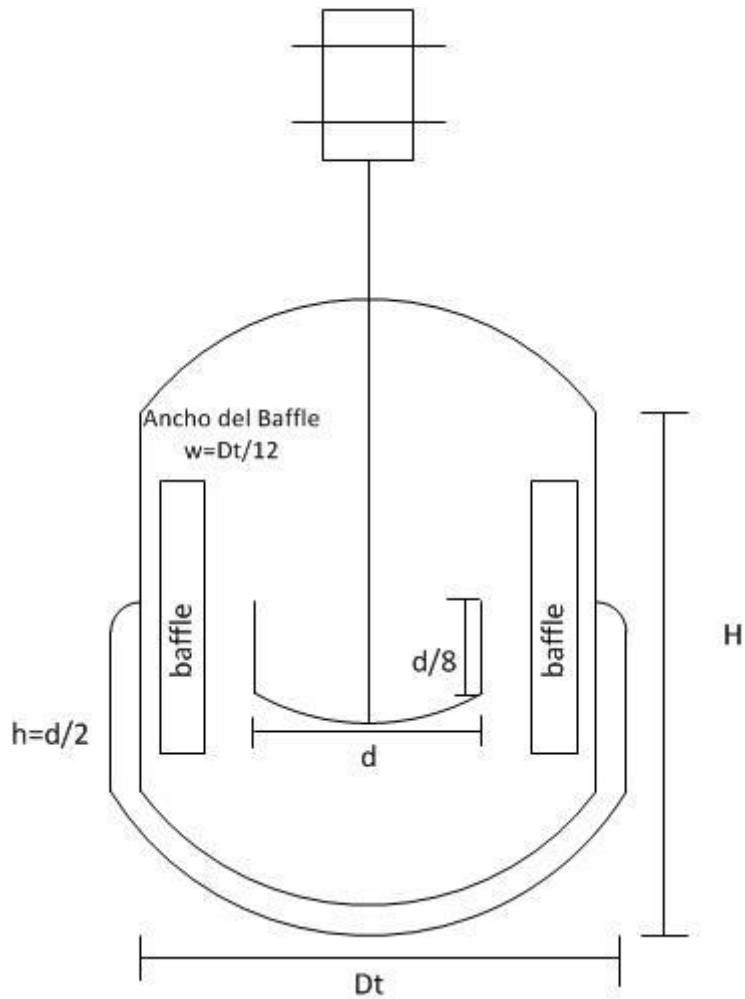


Figura 16. Diseño de un cristalizador

- a) Diámetro del impeler (d): Se calcula como el diámetro del equipo multiplicado por un valor heurístico de 0.6 y tiene un valor de 1.4 metros.
- b) Espesor del impeler: Equivale a la relación entre el diámetro del impeler y un valor heurístico de 8, su dimensión es de 0.175 metros.
- c) Tipo de impeler: Se selecciona un impeler tipo ancla porque favorece la transferencia de calor y evita desperdicio de material en las paredes del tanque.
- d) Dimensiones de los baffles: estos elementos evitan que se formen vórtices en el tanque, su ancho (w) está determinado como el diámetro del tanque sobre 12

y su longitud como el diámetro del impeler sobre 2, por lo tanto sus dimensiones son 0.19x0.7 metros.

- e) Motor: De acuerdo con la heurística para un tanque con las características obtenidas y en el que existe transferencia de calor, se requiere un motor de 1,5 HP y una agitación de 84 rpm.

Tabla 8. Hoja de Especificación del Cristalizador.

Hoja de especificación para cristalizadores		
Trabajo No.	ND	Fecha 19/03/2014
Cliente	Brinsa	
Condiciones de operación		
Aplicación del agitador		Facilitar la cristalización de producto
Tipo de Agitador		Ancla
Tipo de proceso		Batch
Materiales presentes en el equipo		
Componente		% peso
Carbonato de Sodio		15.5%
Agua		78.6%
Bicarbonato de sodio		5.9%
Datos del tanque		
Capacidad (m3)		24.93223044
Presion de diseño (atm)		0.7421
Temperatura (°C)		17.39 - 5.88
Material		Acero Inoxidable

8.5.3 Bombas

Para seleccionar el tipo de bomba, se emplearon las heurísticas propuestas por Turton(Walas, 1990), para esto bastaba con conocer la cabeza y el caudal y para determinar la potencia de las bombas requeridas en el proceso, se emplearon las siguientes ecuaciones de diseño:

$$h = \frac{\Delta P}{\rho * g} \quad (26)$$

$$Potencia (KW) = \frac{1.67 * Q \left(\frac{m^3}{min} \right) * \Delta P (bar)}{eficiencia} \quad (27)$$

Se encontró que se requieren dos bombas centrífugas como se especifica en las tablas 9 y 10 que corresponden a las bombas de transporte de fluido de la columna hacia el cristalizador y de recirculación del cristalizador respectivamente.

Tabla 9. Hoja de especificación bomba de transporte

Hojas de especificación para bombas centrífugas			
Planta	Brinsa S.A		Bomba No.
Ubicación	Cajicá Cundinamarca		ND
Servicio	Alimentación Cristalizador		Serie No.
Tamaño y modelo	ND		ND
Condiciones de operación			
Flujo (m3/min)	0.83	Fluido	Mezcla acuosa Na ₂ CO ₃ -NaHCO ₃
ΔP (bar)	2.41	Eficiencia de diseño	51.5%
No. Etapas	1	Densidad (Kg/L)	1.23
potencia (KW)	6.5	Cabeza de diseño (m)	2

Tabla 10. Hoja de especificación bomba de recirculación

Hojas de especificación para bombas centrífugas			
Planta	Brinsa S.A		Bomba No.
Ubicación	Cajicá Cundinamarca		ND
Servicio	Recirculación Cristalizador		Serie No.
Tamaño y modelo	ND		ND
Condiciones de operación			
Flujo (m3/min)	1.25	Fluido	Mezcla acuosa Na ₂ CO ₃ -NaHCO ₃
ΔP (bar)	2.27	Eficiencia de diseño	60%
No. Etapas	1	Densidad (Kg/L)	1.157
potencia (KW)	8	Cabeza de diseño (m)	2

8.5.4 Ventilador

El ventilador fue seleccionado de acuerdo al flujo, la temperatura y la presión del gas, según la heurística propuesta por Walas (Walas, 1990) el tipo de ventilador que más se ajusta a las condiciones del proceso es un ventilador centrífugo de una sola etapa:

Tabla 11. Hoja de especificación del ventilador

Hojas de especificación para ventiladores			
Planta	Brinsa S.A		Ventilador No.
Ubicación	Cajicá Cundinamarca		ND
Tamaño y modelo	ND		
Condiciones de operación			
Gas	CO2	Presión (atm)	0.7421
Flujo (m3/h)	364	Eficiencia	60%
Temperatura (K)	287	Tipo	Centrífugo
Material			
Material Carcasa	Acero Inoxidable	Material impeler	Acero Inoxidable

8.5.5 Filtros

Se seleccionaron filtros de gravedad debido a que es un equipo compacto y permite adaptar fácilmente un sistema de autolavado que impida la colmatación del mismo; de acuerdo al caudal disponible, se seleccionó un equipo con un área filtrante de 1.88 m²; las demás especificaciones del equipo están enunciadas en la tabla 12.

Tabla 12. Hoja de especificación filtros de gravedad

Hoja de especificación para Filtros			
Cliente	Brinsa S.A	Ubicación	Cajicá Cundinamarca
Fecha	19/03/2014	Proyecto No.	
Condiciones de diseño			
Área filtrante (m2)	1.88	Volumen (m3)	4.52
Presión de diseño	0.7421	Temperatura de diseño (°C)	17.4
Material	Acero Inoxidable	Capacidad (L/min)	831
Observaciones	Filtro autolavable con controlador de flujo		

8.6 Análisis financiero.

8.6.1 Costos de Capital.

Para realizar el cálculo de inversión de capital se hizo una estimación de los costos de compra e instalación de equipos como se muestra en la tabla 13, partiendo de la

metodología propuesta por Turton (Turton, Bailie, Whiting, Shaeiwitz, & Bhattacharyya, 2012), en donde se empleó una técnica de costeo modular. Ésta metodología parte de un índice de costos de equipos en unas condiciones determinadas y luego se aplican desviaciones con factores multiplicadores dependientes del tipo de equipo, presión de trabajo y materiales de construcción.

Tabla 13. Estimación del costo de los equipos.

Descripción	Atributo	Material	Costo USD	COP (TRM \$2,050)
Columna de Burbuja	25 m ³	Inox	\$249,879	\$ 512,251,950
Cristalizador	25m ³	Inox	\$27,257	\$ 55,878,490
Bomba alimentación a Cristalizador	8.0 kW	Inox	\$26,783	\$ 54,905,150
Bomba recirculación Cristalizador	6.5 kW	Inox	\$25,074	\$ 51,401,700
Ventilador CO ₂	365.0 m ³ /h	Inox	\$89,922	\$ 184,341,740
Filtros de gravedad (x2)	1.8 m ²	Inox	\$90,717	\$ 185,970,670
			Total USD	\$ 509,634
			Total COP	\$ 1,044,749,700

En este estudio no se tuvieron en cuenta los costos de inversión para compra y adecuación de terreno ya que los equipos estarían ubicados dentro de las instalaciones de Brinsa.

8.6.2 Costos de Manufactura.

Para los costos de manufactura se tuvieron en cuenta los costos de mano de obra, servicios industriales, materia prima y de tratamiento de aguas.

8.6.2.1 Costos de mano de obra

Los costos de mano de obra se calcularon a partir de los cargos y funciones con sus respectivos salarios, durante tres turnos laborales para cubrir las 24 horas del día como se muestra en la tabla 14:

Tabla 14. Costos de mano de obra.

Cargo	Cantidad	Salario/mes	Salario/ año
Operarios de producción	6	\$688,000	\$49'536,000
Supervisor de turno	3	\$800,000	\$28'800,000
Mecánico de Planta	2	\$800,000	\$19'200,000
Mantenimiento y Limpieza	2	\$688,000	\$16'512,000
		Total	\$ 114'048,000

Para efectos de cálculo, en el costo total de la mano de obra, no se tuvieron en cuenta las prestaciones legales como cesantías, vacaciones y primas; sólo se tuvo en cuenta el valor del salario básico.

8.6.2.2 Costo de Servicios industriales

Los servicios requeridos para los equipos principales del proceso se muestran en la tabla 9, los costos de consumo eléctrico se calcularon a partir de la potencia de los equipos y de su tiempo de operación anual. Para el precio de la energía eléctrica se utilizó como referencia el precio interno de Brinsa S.A, ya que la compañía tiene su propia planta generadora de electricidad para la cual se reportó un precio de \$180/kW - \$190/kW y se utilizó un promedio de \$185/kW para efectos de cálculo.

En la tabla se evidencia que el mayor consumo energético de la planta está en el equipo de cristalización el cual trabaja a temperaturas de 17.4 y 5.9 °C para lo que se requiere un sistema de enfriamiento que trabaja con etilenglicol en solución como refrigerante.

Tabla 15. Costo anual de servicios industriales.

Equipo	Servicio	Precio		Consumo [kW-h]	Costo [\$COP/mes]	Costo [\$COP/año]
Cristalizador Bicarbonato	Etilenglicol en solución	\$ 12,075	GJ	0.5 GJ	\$ 3,929,525	\$47,154,303
Bomba de cristalizador	Electricidad	\$ 185	kW	6.5 kW-h	\$ 801,667	\$9,620,000
Bomba recirculación	Electricidad	\$ 185	kW	8 kW-h	\$986,667	\$11,840,000
Ventilador de CO ₂	Electricidad	\$ 185	kW	3.7 kW-h	\$459,848	\$5,518,180
					Total	\$74'132,843

Teniendo en cuenta lo anterior, se estima un costo total de servicios industriales de **\$74'132,843** por año de operación, sin tener en cuenta los servicios requeridos para la automatización y el control del proceso.

8.6.2.3 Costo de Materias primas.

El costo anualizado de materias primas representado en la tabla 16, se calculó a partir del consumo de cada una por hora de producción teniendo en cuenta un tiempo requerido de dos horas por lote y una producción de 8,000 horas al año.

Carbonato de Sodio.

El carbonato de sodio sería producido en la compañía al reactivar la planta que se encuentra actualmente dentro de las instalaciones, su costo de producción no permite ser reportado por la empresa por lo que se tomó un precio estimado en \$600 COP/kg teniendo en cuenta que su precio en el mercado oscila entre \$270 y \$330 USD/ton. El consumo requerido de esta materia prima se calculó a partir de los balances de materia realizados en la columna de burbujeo, donde se determinó una necesidad de 6,000 kg./Batch, con una recuperación de 4,800 kg./Batch lo que representa una reducción en su consumo a 1,200 kg./Batch ó 600 Kg por hora de producción.

Dióxido de carbono

El costo del dióxido de carbono no es representativo pues se trabajará con un desecho que actualmente se dispone al ambiente, el costo energético para suministrar CO₂ a la reacción se ha teniendo en cuenta dentro de los servicios industriales. El consumo de esta materia prima es de 364 m³/h

Agua de proceso.

Para obtener una solución de carbonato de sodio al 20% en la columna de burbuja se requiere un volumen de 24m³ de agua potable. Para estimar los costos de esta materia prima se tomó como referencia el valor de metro cúbico de agua potable para servicio industrial reporto en \$3,345 COP/m³ (Acueducto de Bogotá, 2014); este costo, representa una de las condiciones más críticas para el análisis financiero, porque representa el mayor rubro en cuanto a materias primas, ya que Brinsa hace uso de aguas captadas del río Bogotá y cuenta con su propia planta de potabilización.

Tabla 16. Costo anual de materias primas.

Materia Prima	Costo (\$/kg)	Consumo (Kg/h)	Costo \$/año
Carbonato	600	636	\$ 3,052,800,000
Agua	3.34	12,064	\$ 322,832,640,000
CO ₂	N.A	200	N.A
Total			\$ 325,885,440,000

8.6.2.4 Costos de tratamiento.

Brinsa cuenta con su propia planta de tratamiento de aguas residuales. Las aguas residuales a tratar son los remanentes del proceso de filtrado después de la cristalización, en donde se espera obtener unas aguas con residuos de carbonato y bicarbonato a las que se les debe realizar un proceso de clarificación y ajuste de pH para su vertimiento. El costo de este tratamiento y la cantidad de agua a tratar se muestran en la tabla 17.

Tabla 17. Costo de tratamiento de aguas residuales.

Material a tratar	Calcificación	\$/kg	Flujo (Kg/h)	Costo \$/año
Agua + Carbonatos	No peligroso	80	24.128	\$22,645,556

8.6.2.5 Resumen de costos de manufactura.

Los costos de manufactura por año mostrados en la tabla 18 están estimados en \$3,586 millones de pesos para una producción de 7,200 toneladas por año. Teniendo en cuenta esto se calculó un costo de producción de \$498 pesos por kilogramo de bicarbonato.

Tabla 18. Total de costos de manufactura anual y mensual.

	Costo \$/año
Materias primas	\$ 3,375 MM
Servicios	\$ 74 MM
Tratamiento	\$ 22 MM
Mano de obra	\$ 114 MM
Total	\$ 3,586 MM

8.6.3 Precio de venta.

El mercado actual de Bicarbonato de sodio esta manejado por dos actores principales:

Producto de origen nacional, el cual el único fabricante es la empresa QUIMICA BASICA S.A la cual por su capacidad y experiencia en el momento la hacen el competidor más fuerte.

El Bicarbonato de Sodio producido por Química Básica por su calidad tiene una ventaja competitiva con respecto al bicarbonato importado que viene principalmente de la china, esta ventaja hace que sus principales clientes sean los consumidores finales especialmente los productores de alimentos como galletería, polvos de horneado y concentrados para animales.

El otro actor presente en el mercado de Bicarbonato de sodio es el producto importado de la china que entra en grandes cantidades al mercado colombiano, generalmente es empleado en industrias en donde el precio es más importante que la calidad final del producto.

Teniendo en cuenta lo anterior, el precio promedio se encuentra entre \$1,050/kg para el bicarbonato de origen chino y \$1,600/kg para producción nacional. Para lograr un precio competitivo y obtener un buen posicionamiento en el mercado se fijó un precio de venta de \$1,200/kg.

8.6.4 Margen de contribución.

El margen de contribución es una herramienta básica y útil para determinar la viabilidad de un proyecto, ya que evalúa la diferencia entre los ingresos por ventas y los costos de manufactura

Margen de contribución = Ventas – Costos de manufactura

Ventas = 900 kg/h * 8000 h* 1200 \$/kg

Costos de manufactura = 3,586 millones

Margen de contribución = \$8,640 millones - \$3,586 millones

Margen de contribución = \$5,053 millones.

El margen de contribución obtenido, muestra un valor de \$5,053.000, esto indica que el proyecto deja un margen de ganancia, pero es necesario continuar con una evaluación completa del proyecto para confirmar dicha apreciación.

8.6.5 Flujo de Caja.

Para el análisis del flujo de caja se considero un tiempo de 12 años como tiempo de vida útil del proyecto, el cual es un valor típico utilizado para establecer comparaciones de rentabilidad entre diferentes proyectos (Turton *et al.*, 2012).

La tabla 19 representa el flujo de caja durante los 12 periodos de duración del proyecto, en donde se tiene una inversión de 1,045 millones de pesos en el periodo cero destinados para la compra e instalación de los quipos y otra inversión en el periodo 1 de 3,586 millones de pesos asignados como capital de trabajo, compra de materias primas y puesta en marcha de la planta, antes de que esta pueda generar sus propios ingresos.

Para la compra de terreno no se requiere ninguna inversión, ya que el montaje de los equipos está considerada dentro la misma planta. La compra e instalación de los equipos estimada en 1,045 millones de pesos se da en el periodo cero, y que las obras de instalación tardan un año completo, esto se refleja en la pendiente negativa del primer año del proyecto.

La utilidad neta se calculó a partir las ganancias por ventas anuales menos una tasa impositiva de impuesto sobre la renta del 33%.

Tabla 19. Flujo de caja del proyecto (*valores en millones de pesos).

Año	Inversión	Ingresos	Costos	Utilidad Neta	Flujo de caja	Acumulado descontado	Acumulado sin desc.
0	1,045			-	(1,045)	(1,045)	(1,045)
1			3,586	-	(2,402)	(3,333)	(3,447)
2		8,640	3,586	3,385	3,385	(262)	(61)
3		8,640	3,586	3,385	3,385	2,662	3,324
4		8,640	3,586	3,385	3,385	5,448	6,709
5		8,640	3,586	3,385	3,385	8,101	10,095
6		8,640	3,586	3,385	3,385	10,627	13,481
7		8,640	3,586	3,385	3,385	13,034	16,867
8		8,640	3,586	3,385	3,385	15,325	20,253
9		8,640	3,586	3,385	3,385	17,508	23,639
10		8,640	3,586	3,385	3,385	19,506	27,025
11		8,640	3,586	3,385	3,385	21,556	30,411
12		8,640	3,586	3,385	3,385	23,541	33,796

Finalmente a partir de los datos obtenidos en la tabla 19, se pudo obtener la gráfica del flujo de caja acumulado discreto y el flujo de caja acumulado descontado evaluado a diferentes tasas de interés (5, 15 y 20% efectivo anual).

Dichos flujos de caja, se encuentran representados en la figura 16 y 17 respectivamente.

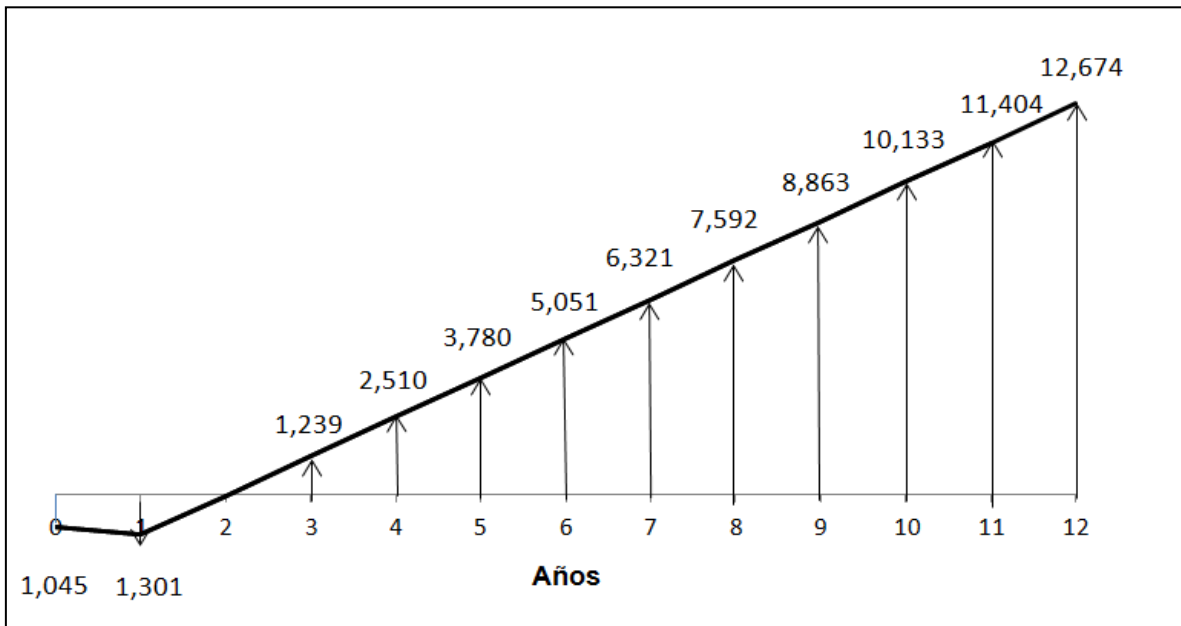


Figura 17. Flujo de caja acumulado discreto

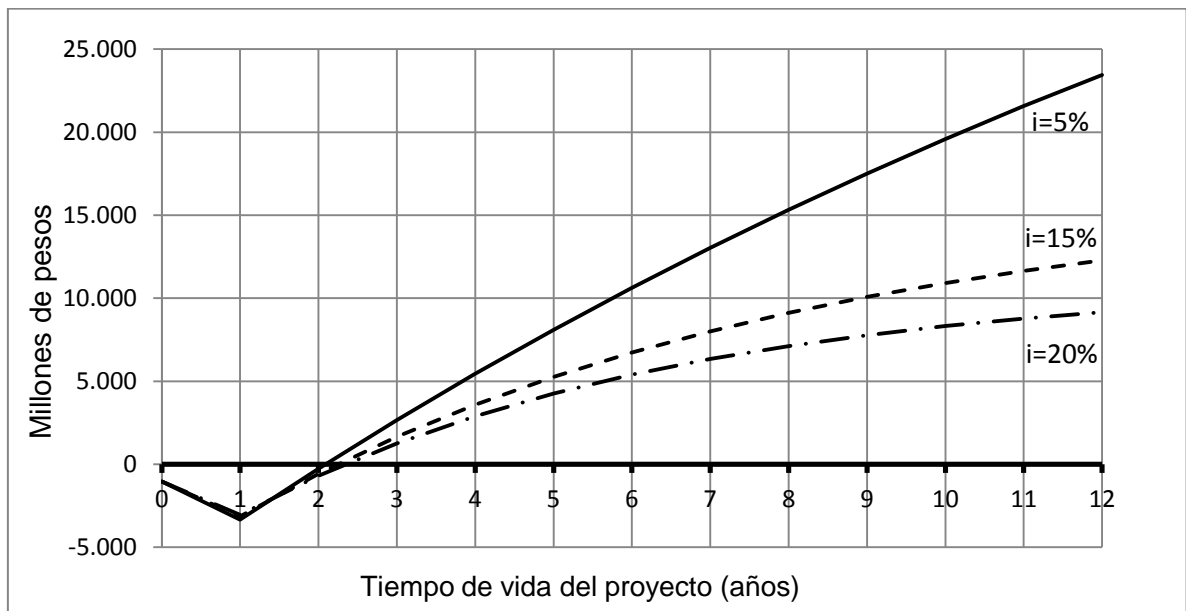


Figura 1. Flujo de caja acumulado descontado del proyecto.

Como se aprecia en las gráficas, durante el primer año todavía no existe ningún ingreso, sin embargo se requiere que la planta comience a producir, por lo que se consideró una inversión adicional conocida como capital de trabajo. Para este proyecto se calculó este capital como los costos de manufactura de un año completo de operación, lo que equivale a 1,518 millones de pesos.

Al final del periodo 1 comienzan a generarse utilidades por 3,386 millones de pesos al año, y entre el segundo y tercer año de operación los flujos de caja acumulados se vuelven positivos, aunque exista una tasa de interés para el proyecto del 20%.

8.6.6 Indicadores Financieros.

8.6.6.1 Retorno de la inversión.

El tiempo de retorno de la inversión evaluado en la tabla 20, depende directamente del volumen de ventas mensual y de los costos de producción por lo que se realizó un análisis para varios volúmenes de venta 300, 500, 700 y 1000 toneladas mensuales tiempos de retorno de la inversión de 33, 20, 14 y 10 meses respectivamente.

Tabla 20. Estimación del tiempo de retorno de la inversión

ESTIMACIÓN DE RETORNO DE LA INVERSIÓN				
Volumen de venta (kg/mes)	300,000	500,000	700,000	1,000,000
Precio de venta (\$COP/kg)	\$1,200	\$1,200	\$1,200	\$1,200
Ingresos (\$ COP)	\$360,000,000	\$600,000,000	\$840,000,000	\$1,200,000,000
Costos de produccion- (\$COP/kg)	\$149,436,000	\$249,060,000	\$348,684,000	\$498,120,000
Margen bruto (\$COP)	\$210,564,000	\$350,940,000	\$491,316,000	\$701,880,000
Impuestos- 33%	\$69,486,120	\$115,810,200	\$162,134,280	\$231,620,400
Margen neto - (\$COP)	\$141,077,880	\$235,129,800	\$329,181,720	\$470,259,600
Inversión del proyecto (\$COP)	4,631,208,380	4,631,208,380	4,631,208,380	4,631,208,380
Retorno de la inversión (meses)	33	20	14	10

8.6.6.2 Valor presente neto.

El valor presente neto representa los flujos de caja acumulados descontados. Este VPN fue calculado con una tasa de descuento del 20% efectivo anual. La tabla 21 muestra estos flujos de caja en millones de pesos para un periodo de vida útil del proyecto de 12 años.

Tabla 21. Flujo de caja acumulado descontado.

Año	Flujo de caja acumulado descontado (\$ millones de pesos)
0	(1,045)
1	(3,333)
2	(262)
3	2,662
4	5,448
5	8,101
6	10,627
7	13,034
8	15,325
9	17,508
10	19,506
11	21,556
12	23,541

VPN = \$23,541 millones de pesos

El resultado encontrado para el valor presente neto indica que el proyecto cumple con el principal objetivo financiero, por lo tanto se maximiza la inversión realizada en el periodo inicial.

8.6.6.3 Tasa interna de retorno

La tasa interna de retorno (TIR), es un indicador financiero q establece la rentabilidad del proyecto y su oportunidad de “reinvertir”; para la producción de bicarbonato de sodio planteada, se ha calculado una TIR equivalente a 79%.

Este resultado confirma que el proyecto es totalmente viable y que genera grandes utilidades para los inversionistas.

CONCLUSIONES

En este proyecto se logró construir el reactor a escala de laboratorio con sus condiciones de operación óptimas (20% wt. Na_2CO_3 , 1.56 horas de operación y 3 lpm de CO_2) y una conversión másica de 20.6% con respecto al carbonato de sodio. Adicionalmente, se calculó un factor de escalado, que permitió llevar todos los flujos a condiciones industriales.

Para el diseño conceptual de la producción de bicarbonato de sodio por difusión de CO_2 en una solución de carbonato de sodio, se calcularon las dimensiones y potencias de todos los equipos necesarios y se estimó el flujo de caja del proyecto en 12 años de operación; dicho flujo de caja arrojó condiciones económicas favorables para la inversión ya que se encontró un valor presente neto positivo equivalente a \$23,541 millones de pesos y una tasa interna de retorno de 79%.

RECOMENDACIONES

Para estudios futuros se podría evaluar el efecto del tamaño de las burbujas, sobre el comportamiento de la reacción y la transferencia de masa.

Además se podría ejecutar un diseño de experimentos para evaluar el sistema de separación, dentro de este proyecto no fue posible realizarlo, ya que no se encontraba dentro del alcance del mismo y no hacía parte de los objetivos a desarrollar.

BIBLIOGRAFÍA

- Acueducto de Bogotá. (2014). Estructura Tarifaria. Retrieved April 3, 2014, from [http://www.acueducto.com.co/wpsv61/wps/html/resources/tarifas/TarifasBOGO TA_2014.xls](http://www.acueducto.com.co/wpsv61/wps/html/resources/tarifas/TarifasBOGO_TA_2014.xls)
- Biegler, L. T., Grossmann, I. E., & Westerberg, A. W. (1997). *Systematic methods of chemical process design* (Segunda.). New Jersey: Prentice Hall PTR.
- Brinsa S.A. (2013). Estudio de prefactibilidad para establecer una planta de producción de bicarbonato de sodio en Brinsa S.A.
- Cárdenas, C. (2011). *Caracterización hidrológica y de calidad de agua para el río Bogotá. Tramo comprendido entre la confluencia del río neusa hasta la intersección vía autopista norte-Cajicá*. Universidad Militar Nueva Granada, Bogotá. Retrieved from <http://repository.unimilitar.edu.co/bitstream/10654/3290/2/CardenasRojasCarolliliana2011.pdf>.
- Cullity, B. D., Cullity, D., BD, & Stock, S. R. (2013). *Elements of X-Ray Diffraction: Pearson New International Edition*. Pearson Education, Limited.
- Darmana, D., Henket, R. L. B., Deen, N. G., & Kuipers, J. A. M. (2007). Detailed modelling of hydrodynamics, mass transfer and chemical reactions in a bubble column using a discrete bubble model: Chemisorption of into NaOH solution, numerical and experimental study. *Chemical Engineering Science*, 62(9), 2556–2575.

Deloitte. (2014). TLC Vigentes. Retrieved April 1, 2014, from http://www.deloitte.com/view/es_CO/co/servicios-ofrecidos/tlc/tlc_vigentes/index.htm

Dhaouadi, H., Poncin, S., Hornut, J. M., & Midoux, N. (2008). Gas–liquid mass transfer in bubble column reactor: Analytical solution and experimental confirmation. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 47(4), 548–556.

Haut, B., Halloin, V., Cartage, T., & Cockx, A. (2004). Production of sodium bicarbonate in industrial bubble columns. *Chemical Engineering Science*, 59(22–23), 5687–5694.

Instituto Nacional de ciencia avanzada industrial y tecnología. (2014). Spectral Database for Organic Compounds. Retrieved April 7, 2014, from <https://sites.google.com/site/sdbsknownbugs/disclaimer>

Kantarci, N., Borak, F., & Ulgen, K. O. (2005). Bubble column reactors. *Process Biochemistry*, 40(7), 2263–2283.

Kemoun, A., Cheng Ong, B., Gupta, P., Al-Dahhan, M. H., & Dudukovic, M. P. (2001). Gas holdup in bubble columns at elevated pressure via computed tomography. *International Journal of Multiphase Flow*, 27(5), 929–946.

Krishna, R., & van Baten, J. M. (2003). Mass transfer in bubble columns. *Catalysis Today*, 79–80, 67–75.

Lakhanisky, L. (2002). SIDS Initial Assessment Report for SIAM 15.

Lefèvre, G. (2004). In situ Fourier-transform infrared spectroscopy studies of inorganic ions adsorption on metal oxides and hydroxides. *Advances in Colloid and Interface Science*, 107(2–3), 109–123.

Li, B., Duan, Y., Luebke, D., & Morreale, B. (2013). Advances in CO₂ capture technology: A patent review. *Applied Energy*, 102, 1439–1447.

McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. (2007). *Operaciones unitarias en la ingeniería química* (Cuarta.). Madrid: McGraw-Hill Interamericana de España S.L.

Mena, P., Ferreira, A., Teixeira, J. A., & Rocha, F. (2011). Effect of some solid properties on gas–liquid mass transfer in a bubble column. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 50(2), 181–188.

Ministerio de Comercio, industria y turismo. Decreto Número 4589, § Capítulo 28 (2006).

Ministerio de medio ambiente. (2014). Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible - Centro de Documentación Virtual. Retrieved April 3, 2014, from <http://www.minambiente.gov.co//contenido/contenido.aspx?catID=414&conID=8601>

Ministerio del Trabajo. (2014). Condiciones Laborales en Colombia. Retrieved April 1, 2014, from <http://www.mintrabajo.gov.co/preguntas-frecuentes/>

- Mudhasakul, S., Ku, H., & Douglas, P. L. (2013). A simulation model of a CO₂ absorption process with methyldiethanolamine solvent and piperazine as an activator. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 15, 134–141.
- Perry, R., Green, D. W., & Maloney, J. O. (2008). *Manual del Ingeniero Químico* (Sexta.). Kansas: Mc Graw Hill.
- Rousseau, E. R. W. (2009). *Handbook Of Separation Process Technology*. Wiley India.
- Sherman, S. R., Gray, J. R., Brinkman, K. S., & Huang, K. (2012). Combustion-assisted CO₂ capture using MECC membranes. *Journal of Membrane Science*, 401–402, 323–332.
- Sindhu, P. S. (2006). *Fundamentals of Molecular Spectroscopy*. New Age International.
- Song, C.-F., Kitamura, Y., Li, S.-H., & Ogasawara, K. (2012). Design of a cryogenic CO₂ capture system based on Stirling coolers. *International Journal of Greenhouse Gas Control*, 7, 107–114.
- Treybal, R. (1988). *Operaciones de Transferencia de Masa* (Segunda.). Rhode Island: Mc Graw Hill.
- Turton, R., Bailie, R., Whiting, W., Shaeiwitz, J., & Bhattacharyya, D. (2012). *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*. Prentice Hall.
- Vas Bhat, R. D., Kuipers, J. A. M., & Versteeg, G. F. (2000). Mass transfer with complex chemical reactions in gas–liquid systems: two-step reversible reactions with unit stoichiometric and kinetic orders. *Chemical Engineering Journal*, 76(2), 127–152.

Walas, S. M. (1990). *Chemical Process Equipment: Selection and Design* (Primera.).
Washington: Butterworth-Heinemann Limited.

Wang, M., Lawal, A., Stephenson, P., Sidders, J., & Ramshaw, C. (2011). Post-combustion CO₂ capture with chemical absorption: A state-of-the-art review. *Chemical Engineering Research and Design*, 89(9), 1609–1624.

Yincheng, G., Zhenqi, N., & Wenyi, L. (2011). Comparison of removal efficiencies of carbon dioxide between aqueous ammonia and NaOH solution in a fine spray column. *Energy Procedia*, 4, 512–518.