

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA Y MANUFACTURERA

ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA



**“ESTUDIO TÉCNICO ECONÓMICO PARA OPTIMIZAR EL PROCESO DE
RECUPERACIÓN DEL ÁCIDO GLUTÁMICO A TRAVÉS DE TORRES DE
RESINA DE INTERCAMBIO CATIONICO”**

TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO DE INGENIERO QUÍMICO

PRESENTADO POR LOS BACHILLERES:

MONGE ROJAS, PERCY MIGUEL
QUIJANO CHÁVEZ, FELIPE GUSTAVO

LIMA, NOVIEMBRE DEL 2002

DEDICATORIA

A mis padres **Nérida y Alberto**, por su desprendimiento e incansable afán de lograr en nosotros, sus hijos una mejor calidad de vida.

A mis hermanos: **Carlos, Noé y Luis** (QEPD), por los aportes que a través de sus vidas hacen a nuestra familia.

A la familia **Rojas Medrano**, representada en nuestra abuela **Albina** (QEPD) por las facilidades brindadas durante mi carrera universitaria.

Percy M.

A mis padres, **Reyna y Amador**,
por su sacrificio y entrega
incondicional.

Felipe

AGRADECIMIENTO

Expresamos nuestro agradecimiento a la empresa AJINOMOTO DEL PERÚ S.A, que cumpliendo con su aporte a la sociedad peruana, ha permitido brindar oportunidades para el desarrollo de trabajos de investigación como es el caso del presente trabajo, así como de otros que a la fecha suman cuatro registrados en la Facultad de Ingeniería Química y Manufacturera de nuestra alma mater. De manera particular expresamos el agradecimiento al consentimiento brindado para el desarrollo del trabajo al Ing. Jorge Hanashiro, gerente del área de Producción II.

También agradecemos el valioso tiempo brindado por el Ing. Walter Zaldivar A. asesor de tesis. Resaltando su labor desempeñada a través de su carrera docente que nos permitió, como a otras generaciones, acceder a su apoyo.

Finalmente, nuestro agradecimiento al Ing. Gilberto García por los alcances dados a conocer al presente trabajo y la Ing. Tarsila Tuesta por las facilidades para estructurar el presente trabajo.

CONTENIDO

1. RESUMEN	3
2. ASPECTOS TEÓRICOS	4
2.1 Aminoácidos	4
2.1.1 Estructura de los aminoácidos	5
2.1.2 Clasificación de los aminoácidos	7
2.1.3 Propiedades de los aminoácidos	8
2.1.4 Propiedades iónicas y el punto isoeléctrico de los aminoácidos	12
2.1.5 Usos comerciales de los aminoácidos	15
2.1.6 Tecnología de los aminoácidos	17
2.1.7 Ácido Glutámico	19
A. Descripción	19
B. Obtención industrial	22
C. Aplicaciones del ácido glutámico	23
2.2 Proceso de adsorción	25
2.2.1 Propiedades físicas de los adsorbentes	25
2.2.2 Columnas de adsorción de lecho fijo	26
2.2.3 Avance de la curva de concentración	27
2.2.4 Capacidad de la columna	28
2.3 Elución	30
2.4 Intercambio iónico	31
2.4.1 Relaciones de equilibrio en el intercambio de iones	32
2.4.2. Resinas de intercambio iónico	32
A. Resinas de intercambio catiónico	32
B. Resinas de intercambio aniónico	34
C. Propiedades de las resinas de intercambio iónico	35
2.4.3. Grado de entrecruzamiento de las resinas de intercambio iónico	38
2.4.4. Resinas de intercambio tipo poroso	41
2.4.5. Selectividad iónica	42

3. OPERACIONES INDUSTRIALES DE PURIFICACIÓN Y RECUPERACIÓN DEL ÁCIDO GLUTÁMICO	44
3.1 Descripción general	44
3.2 Operaciones industriales de recuperación	48
3.2.1. Objetivo general	48
3.2.2 Objetivos específicos	48
3.2.3 Descripción del equipo de recuperación	49
3.2.4 Operaciones de recuperación	52
A. Adsorción	52
B. Lavado con licor madre	53
C. Elución	54
D. Enjuague	56
E. Regeneración	57
4. PROPUESTAS PARA MEJORAR LAS OPERACIONES DE RECUPERACIÓN DEL ÁCIDO GLUTÁMICO.	58
4.1 Identificación de variables más sensibles a la adsorción	60
4.1.1. Método	60
4.1.2. Variables relevantes	61
4.1.3. Valores esperados de cada variable	62
4.1.4. Mínimos y máximos de cada variable	63
4.1.5. Variación del rendimiento de la adsorción	64
4.1.6. Observaciones	71
4.1.7. Sugerencias y recomendaciones	73
4.2 Optimización del lavado con licor madre	75
4.2.1. Procedimiento	75
4.2.2. Resultados experimentales	75
4.2.3. Tratamiento de datos	76
4.2.4. Reducción del consumo de soda	78
4.2.5. Comportamiento del licor de alimentación para la adsorción	79
4.2.6. Conclusiones	80

4.3 Optimización en la elución	81
4.3.1. Evaluación del pH óptimo de recuperación en la elución	81
A. Escalamiento	81
B. Dimensiones de la torre piloto	82
C. Pruebas para determinar el pH óptimo de elución	84
4.3.2. Evaluación del consumo de aire durante la elución	91
A. Procedimiento	91
B. Análisis de la operación actual	92
C. Análisis de elución propuesta	94
D. Conclusiones	96
4.4 Mejora en las condiciones en el enjuague del eluado	96
4.4.1. Condición actual	97
4.4.2. Descripción de la operación de adsorción-elución-enjuague	97
4.4.3. Procedimiento	97
4.4.4. Restricciones	98
4.4.5. Resultados	103
4.5 Estudio de la reducción del consumo de regenerante	104
4.5.1. Condición actual	104
4.5.2. Descripción de la operación de regeneración	104
4.5.3. Procedimiento	105
A. Balance de cationes	105
B. Evaluación de la resina con modificación de la frecuencia de regeneración	107
C. Muestreo	108
4.5.5. Resultados	114
5. ESTUDIO ECONÓMICO.	115
5.1 Valorización del aminoácido presente en el licor adsorbido	116
5.2 Ahorro de soda durante el lavado con licor madre	118
5.3 Ahorro de aire durante la elución	120
5.3.1 Ahorro de soda debido al pH óptimo de elución	120
5.3.2 Ahorro de aire debido a la secuencia de elución propuesta	121
5.4 Evaluación del enjuague	122
5.5 Reducción del consumo de regenerante	123

6. CONCLUSIONES Y SUGERENCIAS	126
7. BIBLIOGRAFÍA	128
8. GLOSARIO	130
9. ANEXOS	131
9.1 Anexo A: Aminoácidos comunes	132
9.2 Anexo B: Principales aplicaciones de los aminoácidos	134
9.3 Anexo B: Relación de principales productos de empresas que participan en la muestra de índice de volumen físico de la producción, procesamiento y conservación de productos alimenticios	135
9.4 Anexo D: Propiedades de la resina empleada en el presente trabajo	137
9.5 Anexo E: Cálculo de la densidad de la salmuera	138
9.6 Anexo F: Análisis del ácido glutámico	141
9.6 Anexo F: Abreviaturas empleadas	142

INTRODUCCIÓN

La producción industrial de aminoácidos como el Ácido Glutámico y Lisina, normalmente se inicia con la etapa de fermentación y finaliza con la refinación del producto principal. La refinación, por su naturaleza, es la etapa que se encarga de retirar las impurezas que acompañan al producto principal y por ende existe una merma considerable del aminoácido a través de los efluentes. El rendimiento de recuperación que se obtenga incidirá drásticamente en el rendimiento total de la línea de producción; además se conoce que, la recuperación de productos puede ser más difícil y costosa que la etapa de fermentación, llegando sus costos fijos a ser casi el 60% del de una planta de producción.

En la actualidad, no sólo las plantas Bioquímicas desean tener altos volúmenes de producción, sino que esta labor se desarrolle logrando buenos rendimientos al menor costo posible. Los costos pueden ser reducidos incidiendo en; la materia prima, desarrollo de cepas de producción, optimización de las operaciones y procesos de recuperación, purificación del producto principal, entre otros. Es así que por medio del presente trabajo de investigación, titulado : **“ESTUDIO TÉCNICO ECONÓMICO PARA OPTIMIZAR EL PROCESO DE RECUPERACIÓN DEL ÁCIDO GLUTÁMICO A TRAVÉS DE TORRES DE RESINA DE INTERCAMBIO CATIONICO “**, se busca optimizar las operaciones desarrolladas durante la recuperación del ácido glutámico mediante torres de resina de intercambio catiónico. Los trabajos de experimentación, análisis, contrastación y aplicación de resultados se realizaron en las instalaciones industriales de la empresa AJINOMOTO DEL PERÚ S.A.

Para el caso específico del presente trabajo, el intercambio catiónico se usa como medio de recuperación del aminoácido, a partir del licor madre que se genera durante la cristalización. La recuperación contempla cinco operaciones: adsorción, lavado con licor madre, elución, enjuague y acondicionamiento de la resina. Por fines prácticos, y en referencia al ácido glutámico se esta considerando al isómero L y no al isómero D.

En las operaciones antes citadas, se ha desarrollado un estudio que permita un ahorro específico. Tal como es el caso que, en la **adsorción** se enfoca las variables y controles necesarios que permitan minimizar el ácido glutámico presente en el efluente o licor adsorbido. En el **lavado con licor madre**, se estudia el ahorro de soda que involucra esta operación y se propone una alternativa optimizada frente a la que se desarrolla en planta. En la **elución**, se determina el pH al cual se obtenga una mejor elución del aminoácido retenido durante la adsorción y se desarrolla también una propuesta durante ésta operación que permita el ahorro de energía a través de la disminución del uso de aire comprimido. En el **enjuague**, se busca optimizar el tiempo de operación y justificar la culminación del enjuague con agua tratada. Finalmente en el acondicionamiento de la resina, se toma la **regeneración** para proponer la reducción del regenerante, cloruro de sodio, utilizado.

CAPITULO 1: RESUMEN DEL TRABAJO DE INVESTIGACIÓN

En el cuadro 1.1 se muestra en forma comparativa las condiciones actuales y propuestas de las operaciones de adsorción, lavado con licor madre, elución, enjuague y regeneración, como resultado del análisis y conclusiones de las pruebas realizadas.

Cuadro 1.1. Resumen de condiciones propuestas por cada operación

OPERACIÓN	CONDICION ACTUAL	CONDICION PROPUESTA
ADSORCION	Existe una pérdida máxima de aminoácido en la corriente de salida (licor adsorbido) que es fijado en 1098 Kg/lote. Pero no se tiene claro el rango de operación de las variables durante la adsorción, que permitan con mayor certeza tener menor pérdida que la máxima permitida.	Se determinan el rango de operación para las variables que intervienen durante la adsorción: concentración, volumen del ingreso y salida, para no exceder la pérdida máxima.
LAVADO CON LICOR MADRE 1	La operación de lavado se realiza con 8 KL. de licor. Valor que no es corregido por el incremento del volumen de resina, este valor es apropiado para 20KL. de resina.	Se propone incrementar el volumen del licor de lavado a 9 KL. para la operación con 21KL de resina. Esto permite una reducción anual de soda equivalente a 23,76 TM de soda al 50%.
ELUCIÓN	<ol style="list-style-type: none"> 1. El valor del pH de recuperación en la elución esta entre 6,2 a 6,4. 2. El tiempo de homogenización por aire a 2Kg/cm² del medio en elución, es de 25 minutos como mínimo. 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Se determina que el pH óptimo de elución es de 5,8. El ahorro en el consumo de soda al 50% puede llegar a 160 L/lote. 2. El tiempo de homogenización con aire se reduce a 10 minutos, debido a la modificación en la secuencia de operación durante la elución.
ENJUAGUE	El término de la operación de enjuague no esta definida totalmente, se acostumbra culminar esta operación cuando la densidad de salida del licor de enjuague esta en 0,5°Bé.	Se propone finalizar la operación de enjuague cuando la densidad de salida del licor de lavado esta en 0,8°Bé, pues se demuestra que menor densidad no significa mayor recuperación, sino mayor e innecesario consumo de agua tratada.
REGENERACIÓN	La frecuencia de regeneración de las torres esta establecida de tal modo de regenerar una de las cuatro torres, por cada lote de adsorción. Con esta disposición el consumo anual de NaCl sólido es de 1220,6 TM.	Se demuestra que es factible reducir la frecuencia de regeneración de las torres y se propone programar la regeneración de una de las cuatro torres por cada 2 lotes de adsorción, con lo que el consumo anual de NaCl sólido se reduce en 50%, vale decir 610,3 TM al año.

CAPÍTULO 2 : ASPECTOS TEÓRICOS

Las operaciones industriales que involucran la purificación y recuperación de aminoácidos están basadas en los conceptos de las formas iónicas de un aminoácido, y sus propiedades, como la solubilidad y el punto isoeléctrico. En el caso particular de la recuperación del ácido glutámico a partir de los licores madres de la cristalización, esta se realiza por medio del equipo denominado **torres de resina**, para ello, es necesario conocer los conceptos relacionados al intercambio iónico; como la selectividad iónica y la teoría relacionada con las operaciones y procesos de adsorción, elución y regeneración.

Por lo anterior, en el presente capítulo se hace una descripción teórica de los temas relacionados a éste trabajo.

2.1 AMINOÁCIDOS

Los aminoácidos son compuestos que involucran los grupos amino ($-NH_2$) y carboxílico ($-COOH$) y que tienen las propiedades de estas funciones y otras a causa de su interacción, que se debilita cuando ambos grupos están más alejados.

Un número de aminoácidos tienen importancia biológica fundamental porque son constituyentes de las proteínas, otros o sus derivados tienen importancia industrial-comercial, como en la industria de alimentos, aditivos, entre otros. Los constituyentes de las proteínas son α -aminoácidos unidos entre sí por unión amídica que se denominan enlaces peptídico. Resulta un dipéptido cuando se forma un enlace amida entre el $-NH_2$ de un aminoácido y el $-COOH$ de un segundo aminoácido; un tripéptido cuando resulta la unión de tres aminoácidos vía dos enlaces amida, y así sucesivamente. Cualquier número de aminoácidos puede unirse para formar cadenas largas. Para fines de clasificación, las cadenas con menos de 50 aminoácidos se denominan polipéptidos, mientras que el término proteína se reserva para cadenas más largas.

Las proteínas son los polímeros de aminoácidos (poliamidas), constituyendo macromoléculas que conforman aproximadamente las tres cuartas partes del material seco de la mayoría de los sistemas vivos; además son piezas fundamentales en la estructura y funciones de todos los organismos con vida.

Algunas proteínas tienen una **función estructural** como:

- La *queratina* en la piel, pelo, uñas, lana, cuernos y plumas.
- El *colágeno* en tendones, hueso y el cartílago.

Como se ve en la fórmula, el carbono alfa de la molécula de un aminoácido es un átomo de carbono asimétrico (excepto en la glicina), por lo que los compuestos presentan una actividad óptica. Las dos formas especulares se llaman el isómero dextro, D y el isómero levo, L, pero todos los aminoácidos de las cadenas polipépticas naturales pertenecen a la serie L. En el comercio se venden mezclas racémicas de aminoácidos, como complementos alimentarios, aunque el organismo sólo puede utilizar para la síntesis de sus proteínas, los aminoácidos de la serie L, en tanto que los de la serie D los metaboliza como fuente de energía.

En la naturaleza pueden hallarse aproximadamente 300 aminoácidos diferentes, pero sólo 20 de ellos aparecen en las proteínas y sólo difieren en la naturaleza de las cadenas laterales, estos aminoácidos son también denominados aminoácidos corrientes o fundamentales.

En el cuadro 2.1 se aprecian los 20 aminoácidos comunes de las proteínas de acuerdo al tipo de cadena que poseen, de los alfa-aminoácidos obtenidos por hidrólisis de proteínas, la mayoría posee un grupo ácido carboxilo y un grupo básico amina, razón por la cual se los considera neutros. Dos de ellos tienen un grupo carboxilo adicional que les confiere carácter ácido, mientras que otros poseen grupos básicos adicionales. Dos de los aminoácidos poseen azufre en su molécula. Finalmente hay uno, denominado prolina, que en realidad no es un alfa-aminoácido, pues el carbono adyacente al de la función carboxilo posee un grupo imino (= NH); la prolina es, en términos estrictos, un iminoácido.

Cuadro 2.1. Alfa aminoácidos de acuerdo al tipo de cadena lateral

Tipo de cadena	Aminoácidos
Alifática	glicina, alanina, valina, leucina, isoleucina
Con oxidrilo	serina, treonina
Aromática	fenilalanina, triptófano, tirosina
Con azufre	cisteína, metionina
Con grupo carboxílico	Ácido aspártico, ácido glutámico
Cadena con grupo básico	Lisina, arginina, histidina
Iminoácidos	prolina
Cadena con función amida	glutamina, asparagina

Algunos otros alcances sobre la estructura de los alfa aminoácidos se dan a conocer en el anexo A.

2.1.2. CLASIFICACIÓN DE LOS AMINOÁCIDOS

Los aminoácidos, se pueden clasificar en base a criterios: biológicos, fisicoquímicos y químicos.

Desde el punto de vista **biológico** se les agrupa como **esenciales** y **no esenciales**. Todas las especies vivas son capaces de sintetizar aminoácidos; los aminoácidos necesarios para la síntesis de las proteínas que el organismo no puede sintetizar y deben ser suministrados en la dieta se les llama esenciales. Los aminoácidos esenciales, lo son de cada especie e incluso hay diferencias a nivel individual. Los aminoácidos esenciales para el hombre son: leucina, lisina, isoleucina, metionina, fenilalanina, treonina, triptófano y valina. La arginina y la histidina han sido mencionados como esenciales, pero aunque en pequeña cantidad, ambos son biosintetizados por el hombre. Los niños sintetizan parte de su requerimiento de histidina. Por lo tanto, los aminoácidos esenciales son fabricados para enriquecer los alimentos, como parte de la dieta humana y animal.

Los otros doce aminoácidos encontrados entre los productos bioquímicos derivados de los seres humanos se pueden sintetizar en las células a partir de materiales que contengan carbono, hidrógeno, oxígeno y nitrógeno.

Desde el punto de vista **fisicoquímico** se les clasifica en aminoácidos **iónicos** (contienen grupos ionizados o ionizables), aminoácidos **no polares** (contienen grupos hidrófobos) y aminoácidos **polares** (contienen grupos hidrófilos), con base en la estructura de los grupo R.

Desde el punto de vista **químico** se clasifican en aminoácidos **ácidos** y **básicos**. Además del grupo carboxilo y del grupo amino alfa con respecto a él, algunos de los aminoácidos tienen un segundo grupo carboxilo (por ejemplo, los ácidos aspártico y glutámico) u otro potencial en forma de carboxamida (por ejemplo, asparagina); éstos se denominan **aminoácidos ácidos**. Otros contienen un segundo grupo básico, que puede ser amino (por ejemplo, lisina) , un guanidino (arginina), o el anillo del imidazol (histidina); éstos se denominan **aminoácidos básicos** .

Además de los veinte aminoácidos comunes, se han aislado otros varios de aparición poco frecuente, a partir de los hidrolizados de algunos tipos especializados de proteínas, todos derivados de algún aminoácido común. Se encuentra a la 4-hidroxi prolina, derivado de la prolina que se encuentra con cierta abundancia en la proteína fibrosa colágeno y en algunas proteínas de las plantas. La hidroxilina, derivado

de la lisina que está presente en el colágeno. La desmosina y la isodesmosina, se hallan en la proteína fibrosa elastina.

Otro grupo de aminoácidos es denominado no proteicos, se conocen unos 150 que se han encontrado en diferentes células y tejidos en forma libre o combinada, pero nunca en las proteínas. La mayoría de éstos son derivados de aminoácidos comunes hallados en las proteínas, pero también se conocen beta (β), gamma (γ) y delta (δ) aminoácidos. Actúan como precursores importantes o intermediarios en el metabolismo. Por ejemplo: la β -alanina es el precursor de la vitamina ácido pantoténico (véase el glosario), la homocisteína y la homoserina son intermediarios en el metabolismo de aminoácidos. Algunos no proteicos actúan en la transmisión de los impulsos nerviosos como el ácido γ -aminobutírico. Otros aminoácidos no proteicos poseen la configuración D, por ejemplo el ácido D-glutámico hallado en cantidades sustanciales en paredes celulares de muchas bacterias, la D-alanina hallada en las larvas o pupas de algunos insectos y la D-serina se encuentra en gusanos de tierra.

2.1.3. PROPIEDADES DE LOS AMINOÁCIDOS

Aunque corrientemente se indican los aminoácidos como estructuras que contienen un grupo amino y otro carboxilo, ciertas propiedades tanto físicas como químicas, no concuerdan con tales estructuras:

- a. A diferencia de las aminas y los ácidos carboxílicos, los aminoácidos son sólidos cristalinos no volátiles que funden con descomposición a temperaturas relativamente altas. Por ejemplo su punto de fusión es superior a los 200 ° C, en tanto que la mayoría de compuestos orgánicos de peso molecular semejante son líquidos a temperatura ambiente.
- b. Son solubles en agua y otros disolventes polares e insolubles en disolventes no polares como el éter etílico y el benceno. La solubilidad en el agua depende del pH del medio, cuando el pH coincide con el punto isoeléctrico del aminoácido su solubilidad es baja debido a que las fuerzas de repulsión entre las moléculas son mínimas e insuficientes para impedir que varias de ellas se aglomeren y precipiten, la solubilidad es mayor cuando se incrementa el carácter ácido o el básico del medio. Tienen mayor solubilidad los más pequeños (glicina) o los que llevan grupos COOH, NH₂, u OH (serina). Los aminoácidos de cadena larga carbonada son poco solubles en agua (leucina, isoleucina, fenilalanina, tirosina, cistina).

- c. Sus soluciones acuosas se comportan como soluciones de sustancias de elevado momento dipolar. Su naturaleza iónica anfótera hacen que presenten momentos dipolares grandes y constantes dieléctricas elevadas.
- d. Las constantes de acidez y basicidad son extremadamente pequeñas para grupos $-\text{COOH}$ y $-\text{NH}_2$. La glicina tiene $K_a = 1,6 \cdot 10^{-10}$ y $K_b = 2,5 \cdot 10^{-12}$, mientras que la mayoría de los ácidos carboxílicos tienen un K_a del orden de 10^{-5} , y la mayoría de las aminas alifáticas una K_b aproximadamente de 10^{-4} . Son menos ácidos que la mayoría de los ácidos carboxílicos y menos básicos que la mayoría de las aminas.
- e. La polaridad de las moléculas también influye en la solubilidad, los aminoácidos que tienen grupos hidrófobos son poco solubles, mientras que los que tienen carácter iónico son los más solubles. La posibilidad de asociación de los aminoácidos con las moléculas de agua desempeña un papel importante en la estructura de las proteínas. En este caso, las funciones NH_2 y COOH de cada aminoácido están bloqueadas por sus uniones con los otros aminoácidos, por eso el carácter hidrófilo depende únicamente de la cadena lateral. Cuando ésta no es hidrófila, se dice que el aminoácido es hidrófobo. Los más hidrófobos son precisamente los que fueron citados anteriormente como los menos solubles en agua. Los aminoácidos hidrófobos, como la cistina, cuando están en cantidad anormalmente elevada en la orina, pueden precipitar allí en cristales formando lo que se llama un cálculo urinario que, al circular por las vías urinarias, irrita los tejidos y obstruye los conductos.
- f. Con excepción de la glicina, los aminoácidos son activos sobre la luz polarizada. Su actividad óptica dextrógira (+) o levógira (-) depende de la naturaleza de su cadena lateral y del pH de la solución. Por ejemplo la asparagina en solución de HCl 3,4 mol/l es dextrógira, mientras que es levógira en el agua. Casi todos los aminoácidos naturales pertenecen a la serie L, existen algunos representantes de los aminoácidos de la serie D en péptidos fabricados por las bacterias y los hongos -éstos péptidos algunas veces tienen actividad antibiótica- .
- Existen aminoácidos con dos carbonos asimétricos como la treonina, por lo que presentan 4 isómeros.

Las propiedades físicas -punto de fusión, solubilidad y momento dipolar- son las que precisamente corresponderían a una sal de este tipo. También se hacen comprensibles las propiedades ácido-base, si se entiende que el K_a medido se refiere en realidad a la acidez del ión amonio RNH_3^+ y que K_b se refiere a la basicidad del anión carboxilato, RCOO^- .

En las figuras 2.1 y 2.2 se muestran las curvas de solubilidades de L-aminoácidos fácilmente solubles en agua y escasamente solubles en agua, respectivamente.

Figura 2.1 : Curvas de Solubilidad de L-Aminoácidos fácilmente solubles en agua

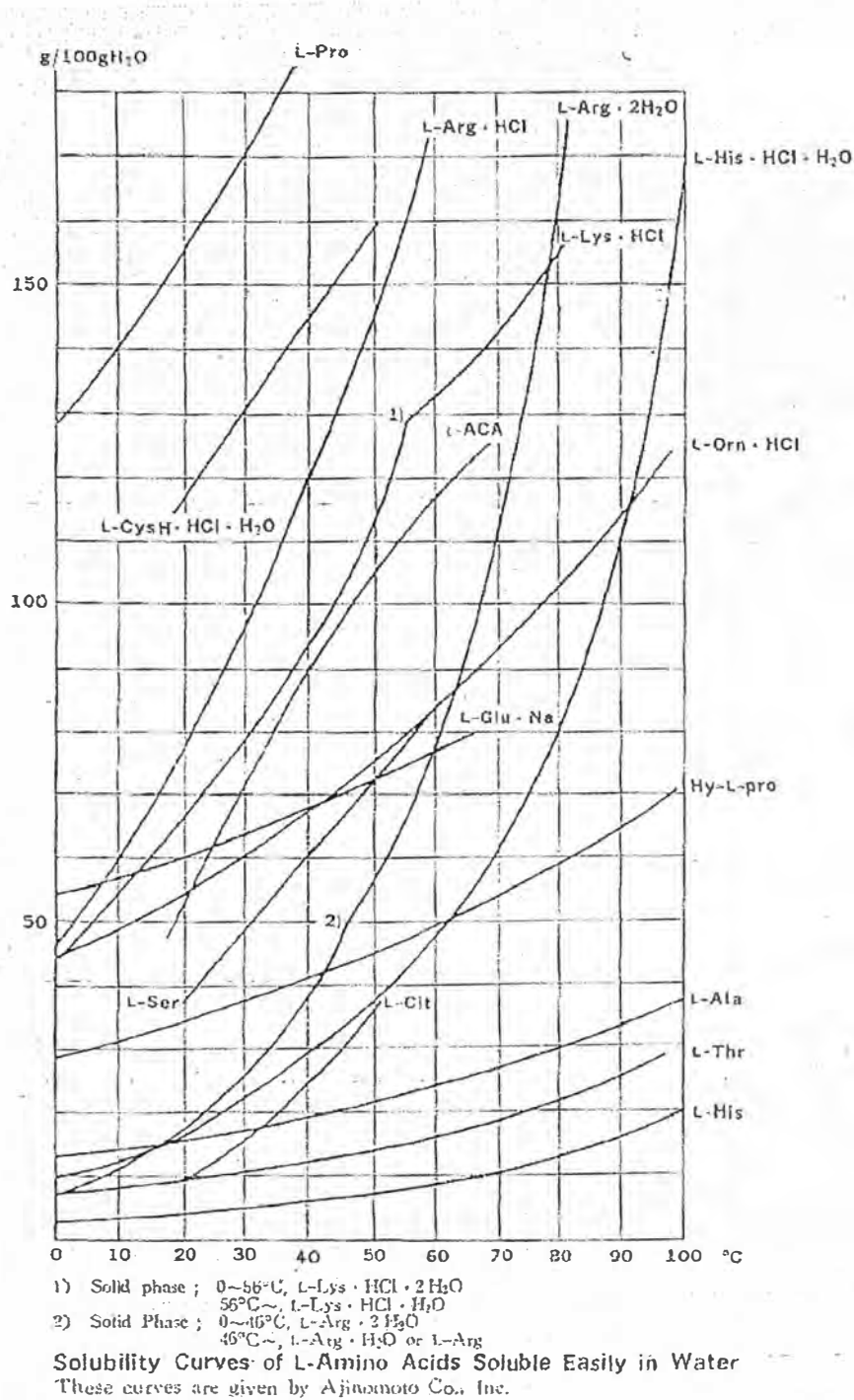
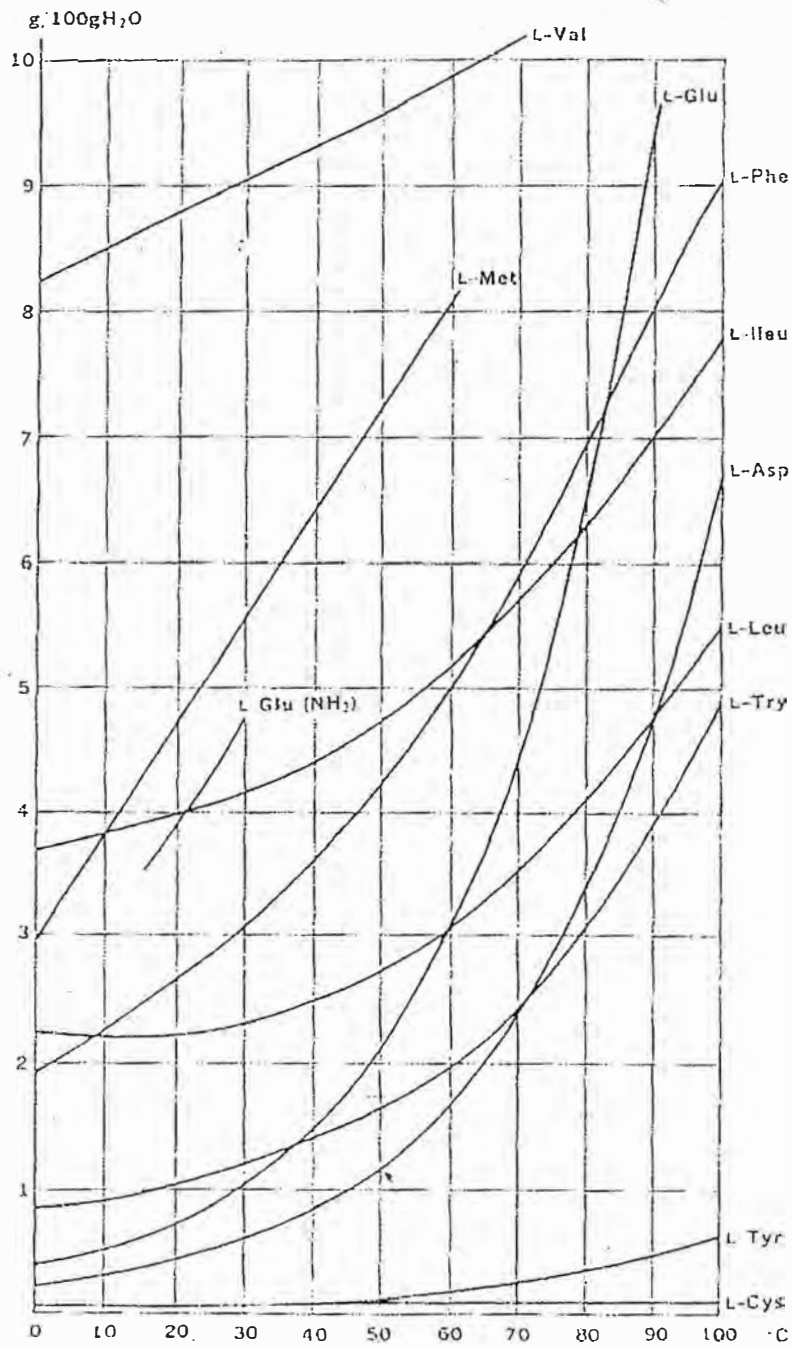


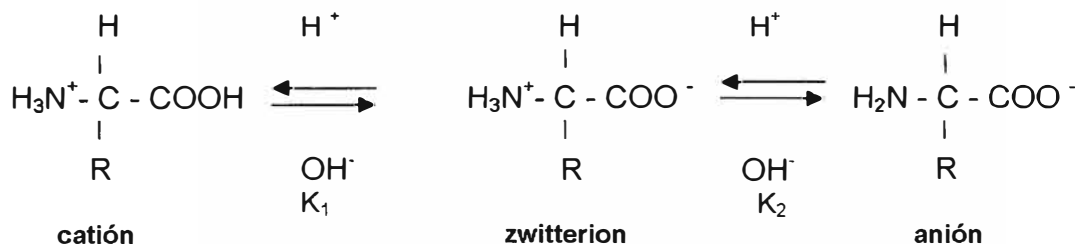
Figura 2.2 : Curvas de Solubilidad de L-Aminoácidos escasamente solubles en agua



Solubility Curves of L-Amino Acids Soluble Sparingly in Water
These curves are given by Ajinomoto Co., Inc.

2.1.4. PROPIEDADES IÓNICAS Y EL PUNTO ISOELÉCTRICO DE LOS AMINOÁCIDOS

El comportamiento iónico y el papel amortiguador de los aminoácidos dependen de la presencia de los grupos funcionales amino y ácido. El grupo amino puede aceptar un protón transformándose en un catión, en tanto que el grupo ácido puede donar un protón y convertirse en un anión. Ambos procesos de ionización son reacciones reversibles, cuya constante de equilibrio tiene un valor específico para cada aminoácido.



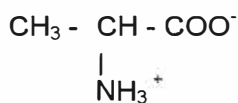
Cuando el número de cargas positivas es igual al número de cargas negativas, el aminoácido no tiene carga neta, por lo que en presencia de un campo eléctrico se mantiene inmóvil sin desplazarse hacia ninguno de los polos, entonces el pH al que esta especie iónica (zwitterion) es la especie predominante se denomina como el **punto isoeléctrico**. A valores de pH inferiores al punto isoeléctrico la especie iónica predominante es la forma catiónica, ión que en un campo eléctrico se desplaza hacia el cátodo. A valores de pH mayores al punto isoeléctrico predomina la especie aniónica, es decir el aminoácido se dirige hacia el ánodo si se le somete a un campo eléctrico. Un aminoácido generalmente tiene la solubilidad más baja cuando su solución se encuentra en el punto isoeléctrico, puesto que allí se tiene la concentración más alta del ión dipolar.

A. Punto Isoeléctrico para un AA con grupos ionizables adheridos al carbono alfa

El punto isoeléctrico (pI) de un aminoácido que sólo tenga un grupo amino y un grupo carboxilo, se puede calcular a partir de sus valores de pK.

$$pI = \frac{pK_{\text{amino}} + pK_{\text{ácido}}}{2} \quad \dots\dots\dots (2.1)$$

Para un aminoácido alifático como la alanina, la especie isoeléctrica es la siguiente :



Puesto que: pK_1 (RCOOH) = 2,34
 pK_2 (RNH₃⁺) = 9,69

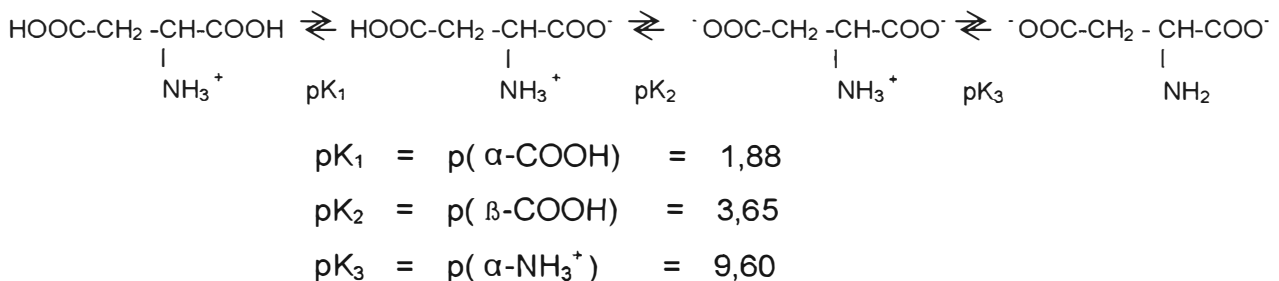
entonces; el pH isoeléctrico (pI) en la ecuación 2.1 para la alanina es:

$$pI = \frac{pK_1 + pK_2}{2} = \frac{2,34 + 9,69}{2}$$

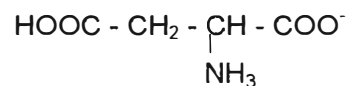
$$pI = 6,00$$

B. Punto isoeléctrico para un aminoácido con grupos ionizables además de los adheridos al carbono alfa

Para esto se deben escribir todas las estructuras iónicas posibles para un compuesto en el orden en que ellas ocurren a medida que se procede desde una solución fuertemente ácida hasta la básica, por ejemplo el ácido aspártico tiene protones ionizables en la cadena lateral.



Luego se identifica la representación isoiónica, anfótera o neutra:

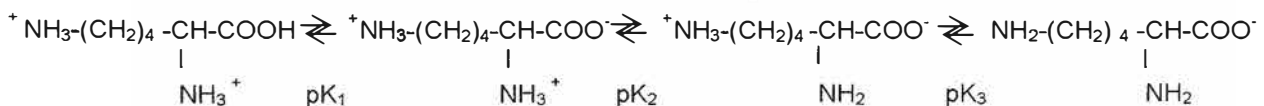


El punto isoeléctrico es el pH exactamente en el punto medio entre los valores de pK a cada lado de la especie isoiónica. En el ejemplo precedente:

$$pI = \frac{pK_1 + pK_2}{2} = \frac{1,88 + 3,65}{2}$$

$$pI = 2,77$$

Este planteamiento opera igualmente bien para aminoácidos con otros grupos disociables; por ejemplo, para los aminoácidos que tienen grupo básico en la cadena lateral, también hay tres valores Ka. En la lisina y en la arginina, los grupos amonio de la cadena lateral son los ácidos más débiles; veamos por ejemplo, los equilibrios de la lisina:



$$\begin{aligned}
 pK_1 &= p(\alpha\text{-COOH}) &= & 2,18 \\
 pK_2 &= p(\alpha\text{-NH}_3^+) &= & 8,95 \\
 pK_3 &= p(\epsilon\text{-NH}_3^+) &= & 10,53
 \end{aligned}$$

En este caso, el pI es:

$$\begin{aligned}
 pI &= \frac{pK_2 + pK_3}{2} = \frac{8,95 + 10,53}{2} \\
 pI &= 9,74
 \end{aligned}$$

En el cuadro 2.2 se detalla el pK para la disociación de 20 aminoácidos fundamentales y su respectivo punto isoeléctrico.

Cuadro 2.2 : pK y pI de aminoácidos constituyentes de las proteínas

AMINOÁCIDO	pK ₁	pK ₂	pK ₃	pI
Glicina	2,34	9,60	---	5,97
Alanina	2,34	9,69	---	6,00
Valina	2,32	9,62	---	5,96
Leucina	2,36	9,6	---	5,98
Isoleucina	2,36	9,68	---	6,02
Prolina	1,99	10,60	---	6,30
Fenilalanina	1,83	9,13	---	5,48
Metionina	2,28	9,21	---	5,74
Triptófano	2,83	9,39	---	5,89
Serina	2,21	9,15	---	5,68
Treonina	2,09	9,10	---	5,60
Ácido aspártico	1,88	3,65	9,60	2,77
Ácido glutámico	2,19	4,25	9,67	3,22
Cisterna	1,96	8,18	10,28	5,07
Tirosina	2,20	9,11	10,07	5,66
Lisina	2,18	8,95	10,53	9,74
Histidina	1,82	6,00	9,17	7,59
Arginina	2,17	9,04	12,48	10,76
Asparagina	2,02	8,80	---	5,41
Glutamina	2,17	9,13	---	5,65

Fuente: Albert L. Lehninger.; BIOQUÍMICA : LAS BASES MOLECULARES DE LA ESTRUCTURA Y FUNCIÓN CELULAR - página 80.

2.1.5. USOS COMERCIALES DE LOS AMINOÁCIDOS

La producción industrial de algunos aminoácidos es importante. Por ejemplo la producción mundial al año 1984 fue de: ácido glutámico 370 000 TM/año, metionina 120 000 TM/año y de lisina 70 000 TM/año, y otros aminoácidos se fabrican en cantidades que varían entre 50 y 6 000 TM/año, con una demanda creciente de 10% anual y se consumen principalmente en la industria de alimentos y también en la farmacéutica.

Aproximadamente el 66% de los aminoácidos producidos se utiliza en la **industria de alimentos**, el 30% como **aditivos de piensos** (alimento de animales), el 3% en **medicina y cosmética**, y el resto como material de partida en la **industria química**.

En la industria de los alimentos los aminoácidos se utilizan solos o en combinación para aumentar el sabor. El aspartato sódico y la D,L-alanina se añaden a los jugos de frutas para mejorar el sabor y la glicocola se añaden a los alimentos que contienen edulcorantes. La L-cisteína mejora la calidad del pan durante el proceso de cocción y actúa como antioxidante en los jugos de fruta. El L-tripófano, combinado con la L-histidina, actúa también como antioxidante y se utiliza para evitar que la leche en polvo se enrancie. El aspartamo (L-aspartil-L-fenilalanina metil éster), que se produce partir de L-fenilalanina y ácido L-aspártico, se utiliza como un edulcorante de bajas calorías en las bebidas no alcohólicas.

Las proteínas en las plantas son frecuentemente deficientes en aminoácidos esenciales como la L-lisina, la L-metionina, la L-treonina o el L-tripófano. La lisina se añade al pan en Japón, y en algunos países se mejoran los productos derivados de la soja por adición de metionina. La L-lisina y la D,L-metionina se utiliza para mejorar los piensos de los animales y se está desarrollando la adición de L-treonina y L-tripófano a los alimentos. En vista de la escasez de los alimentos nutritivos en el Tercer Mundo existirá una necesidad creciente de suplementar las proteínas de plantas con aquellos aminoácidos esenciales que se encuentran en ellas a niveles subóptimos.

El L-aspartamo, es un producto importante en la industria de bebidas no alcohólicas, que sirve como edulcorante artificial en la denominada soda "dieta". El nivel del dulzor del aspartamo en solución acuosa es 200 veces superior que el de la solución de la sacarosa del 3-4%.

Muchos aminoácidos se utilizan en medicina como ingredientes de soluciones de infusiones en el tratamiento post-operatorio.

En la industria química, los aminoácidos son utilizados como material de partida para la producción de copolímeros, como fibras de polialanina y resinas de isocianato de lisina. El poli- γ -metilglutamato se utiliza como un recubrimiento de la superficie en la fabricación del cuero sintético y los N-acil derivados de algunos aminoácidos se utilizan en la fabricación de cosméticos y como sustancias surfactantes. El ácido urónico, utilizado como agente bronceador, se produce por biotransformación de la histidina. Otro aminoácido, la glicocola, se utiliza como material de partida para la producción de herbicida glifoxato y la treonina tiene un propósito similar para la producción del aztreonam (sustancia semisintética de baja toxicidad y excelente actividad frente a patógenos Gram negativos).

2.1.6. TECNOLOGÍA DE PRODUCCIÓN DE LOS AMINOÁCIDOS

En la fabricación comercial de los aminoácidos existen tres procesos: la extracción de aminoácidos a partir de hidrolizados de proteínas, síntesis química, y la producción microbiológica (fermentación o síntesis enzimática). En el siguiente cuadro 2.3, se citan los métodos que han sido desarrollados para la producción industrial de aminoácidos.

Cuadro 2.3. Métodos de producción industrial de aminoácidos

Aminoácido	Método de Producción
Ácido glutámico	Fermentación
L-lisina	Fermentación, síntesis enzimática.
Ácido L-aspártico	Síntesis enzimática, extracción.
L-arginina	Fermentación, extracción.
L-histidina	Fermentación, extracción.
L-glutamina	Fermentación
L-valina	Fermentación, síntesis enzimática.
L-alanina	Síntesis enzimática, extracción.
L-prolina	Fermentación
L-serina	Fermentación
L-treonina	Fermentación
L-tripófano	Fermentación, síntesis enzimática.
L-fenilalanina	Síntesis enzimática, fermentación.
L-glicina	Fermentación
L-isoleucina	Fermentación
L-metionina	Síntesis enzimática.
DL-metionina	Síntesis química.
Glicina	Síntesis química.
DL-alanina	Síntesis química.
L-cisteína	Extracción.
L-leucina	Extracción, fermentación.
L-tirosina	Extracción, síntesis enzimática.

Fuente: Wulf Crueger – Anneliese Crueger; BIOTECNOLOGÍA MANUAL DE MICROBIOLOGÍA INDUSTRIAL – página 174.

La **extracción de aminoácidos o hidrólisis** a partir de proteínas vegetales o animales tiene poca importancia económica: se utiliza para obtener L-cisteína a partir del pelo, L-cistina, L-leucina, L-asparagina y la L-tirosina. El ácido glutámico se obtenía, por hidrólisis del gluten de trigo y posterior purificación. Actualmente el ácido glutámico se obtiene en grandes cantidades por biosíntesis bacteriana

La **síntesis química** es más barata que la producción microbiana pero el producto químico es la mezcla ópticamente inactiva de los isómeros D y L. Se utiliza para la producción de glicola o glicina, D,L-alanina, D,L-metionina, D,L-tripófano.

La **producción microbiológica** de aminoácidos a través de microorganismos específicos se basa primero en la **conversión directa (fermentación)** de diferentes fuentes de carbono; tales como la glucosa, fructuosa, melazas, hidrolizados de almidón, alcoholes, glicerol, acetato, n-alcanos y otros. La tecnología de fermentación es utilizada para la obtención comercial del ácido L- glutámico y L- lisina. El segundo enfoque es por **conversión de productos intermedios baratos**, vía biosíntesis. Por ejemplo, la glicola, que es barata puede ser convertida en L-serina por microorganismo *KLebsiella* a través de la enzima "serinhidroximetil transferasa" en presencia de formaldehído con una eficacia del 88% y una concentración de 450 g/L. El tercer enfoque es mediante **enzimas o células inmovilizadas**, se utiliza en la producción de L-alanina, L-aspártico, L-tripófano, L-tirosina y L-valina. (Fuente; Wulf Crueger – Anneliese Crueger; BIOTECNOLOGÍA MANUAL DE MICROBIOLOGÍA INDUSTRIAL – página 173-176).

De hecho, en algunos casos se utilizan los métodos alternativos, lo cual indica que son la calidad de la tecnología y los costos de producción, los elementos básicos para la selección del proceso productivo. Continuamente surgen procesos biológicos y químicos que compiten entre sí como el método más económico para un aminoácido específico.

La selección de las etapas apropiadas de recuperación y purificación del aminoácido depende de la naturaleza del producto final, su concentración, los productos laterales presentes, la estabilidad del material biológico y el grado de purificación necesario. La microbiología industrial ha tomado y continúa usando técnicas de la ingeniería química para la recuperación y purificación de los aminoácidos y otros materiales biológicos. Las operaciones y procesos usados son: la extracción, destilación, diálisis, cristalización, precipitación, centrifugación, intercambio iónico, evaporación, filtración, secado, entre otras. Pero existe la necesidad de perfeccionar los procesos específicos de purificación para materiales biológicos. El birreactor dejó de ser considerado en forma aislada del equipo utilizado en purificación. Actualmente el birreactor y las técnicas de purificación están considerados como un sistema integrado, en la que todos los componentes deben ser optimizados.

2.1.7. EL ÁCIDO GLUTÁMICO

A. Descripción

El L-ácido glutámico es un aminoácido no esencial y es componente estructural de las proteínas animales y vegetales. Se encuentra presente en los seres vivos (un hombre adulto tiene en su cuerpo alrededor de 2 Kg, acumulándose en el cerebro cantidades considerables entre 100 a 150 mg por 100 g de tejido fresco) y en casi todos los alimentos (la ingestión diaria de ácido glutámico por una persona con dieta normal es del orden de 10 a 20g).

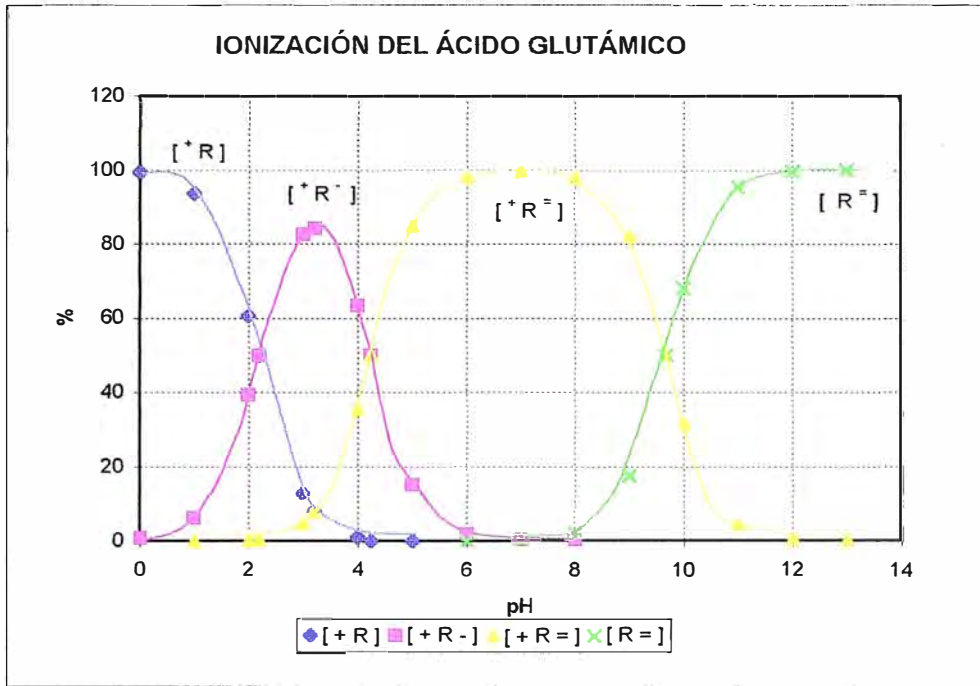
En forma libre se encuentra en hongos, tomate, col, espinacas, pepinillos, champiñones, cebolla, espárragos, vainita, trigo, soya, menestras, entre otros. También se encuentra en sardinas, anguila, ostras, calamares, lenguado, caballa, conchas y en alimentos marinos como el “kombu” (alga usada en la preparación de platos japoneses). En las carnes y en algunos quesos como el parmesano también se puede encontrar el ácido glutámico. En el cuadro 2.4; se aprecia el porcentaje de ácido glutámico en algunos alimentos.

Cuadro 2.4. Ácido glutámico libre en algunos alimentos

Alimento	Glutámico libre (%)
Hongos	0,18
Tomate	0,14
Col	0,10
Espinaca	0,039
Pepinillos	0,023
Sardinas	0,08
Anguila	0,01
Ostras	0,137
Calamares	0,146
Lenguado	0,011
Caballa	0,036

El L- ácido glutámico, no es un aminoácido esencial, debido a que el organismo es capaz de fabricarlo a partir de otros componentes. En forma libre se encuentra en el cerebro y el sistema nervioso, del ser humano y de los animales. Cuando su ingesta es mayor que la necesaria para la fabricación de la proteína, se utiliza el exceso como una fuente de energía.

Figura 2.3 : Ionización del Ácido Glutámico

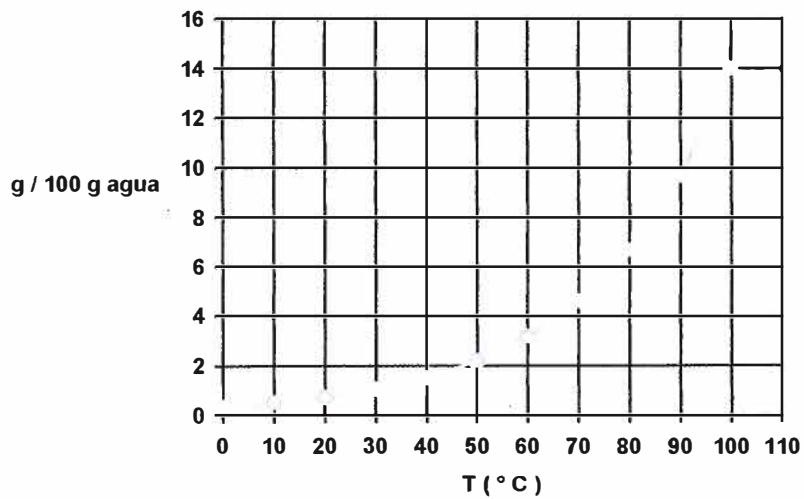


Solubilidad; mostrada en el cuadro 2.6 y en la figura 2.4 siguientes.

Cuadro 2.6: Solubilidad del ácido glutámico en agua

g/100g agua	0,34	0,5	0,72	1,04	1,51	2,19	3,17	4,59	6,66	9,66	14
T (° C)	0	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100

Figura 2.4: Solubilidad del ácido glutámico en agua



B. Obtención Industrial

El ácido L-glutámico se obtiene por procedimientos microbianos principalmente. Se conoce una amplia variedad de microorganismos capaces de producirlo a partir de diferentes fuentes de carbono, puede ser producido por: bacterias, estreptomicetos, levaduras y hongos. El aislamiento de *Corynebacterium glutamicum* (sinónimo *Micrococcus glutamicum*) fue utilizado inicialmente para la producción comercial, debido a su alta secreción de ácido glutámico. Otras cepas industrialmente importantes con secreción desde al menos 30g/L a 100 g/L pertenecen a los géneros *Corynebacterium*, *Brevibacterium*, *Microbacterium* o *Arthrobacter*. Una mejora adicional de las cepas ha conducido al aislamiento de mutantes que producen gran cantidad de ácido glutámico (concentraciones mayores de 100 g/L). La producción y secreción en cantidades en exceso de ácido glutámico dependen de la permeabilidad de la célula, esto puede ser logrado por: deficiencia de biotina, deficiencia de ácido oleico, adición de ácidos grasos saturados o derivados, adición de penicilina, entre otros factores.

Para obtener el ácido glutámico desde la fermentación hasta su refinación, se sigue en forma resumida las fases señaladas a continuación:

Fase A	:	Multiplicación de la bacteria en el laboratorio
Fase B	:	Multiplicación de las bacterias en grandes recipientes para inocular
Fase C	:	Fermentación; alta producción del aminoácido
Fase D	:	Refinación del aminoácido

La cepa bacteriana, cuidadosamente conservada (Fase A), se multiplica en recipientes de volumen creciente (Fase B). El tanque de fermentación contiene la fuente de carbono con los factores necesarios para el crecimiento bacteriano. Se inocula el cultivo, se agita y se introduce aire y amoníaco como fuente de nitrógeno, manteniendo el pH y la temperatura en los límites fisiológicos (Fase C), en condiciones óptimas de cultivo las bacterias producen ácido glutámico convirtiendo aproximadamente el 50 a 60% de la fuente de carbono. Después de la fermentación, el caldo obtenido es refinado (Fase D), donde interviene la cristalización en el punto isoeléctrico del aminoácido para ser purificado y obtener cristales de alta pureza. Es necesario señalar que, para la recuperación de los aminoácido presente en los licores madres (consecuencia de la separación por centrifugación de los cristales del aminoácido), se usan las resinas de intercambio iónico, al cuál va enfocado el tema de tesis.

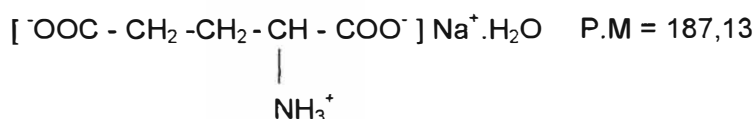
El ácido glutámico finalmente es transformado por neutralización a glutamato monosódico, luego se concentra y cristaliza para ser secado y envasado.

C. Aplicaciones del Ácido Glutámico

C.1 Industrial

La mayor parte del ácido L-glutámico es usado en la industria para convertirlo en la sal monosódica: L-Glutamato Monosódico Monohidratado, que se emplea mucho como sazonador en la preparación de comidas.

Es perceptible en 0,03 % (3 000 partes de agua), en las comidas domésticas se le usa en una proporción de 5% a 30% de la cantidad de sal que se utiliza. El glutamato monosódico es altamente perceptible al paladar respecto al azúcar y la sal común, el azúcar es perceptible en 0,3 % y la sal común a 0,2 %. Por tanto, el glutamato muestra su efecto saborizante en las comidas con sólo utilizar una pequeña cantidad.



El ácido L-glutámico fue aislado por primera vez en 1866 y en 1908 el químico japonés Kikunae Ikeda descubrió que era el componente responsable del efecto potenciador de sabor de los extractos del kombu, un alga marina usada en la preparación de platos japoneses. A partir de 1909 es producido comercialmente para usarlo como aditivo alimentario. El método más utilizado es por fermentación de azúcares residuales de la industria agroalimentaria, siendo Japón y Estados Unidos los principales productores. El ácido D-glutámico, muy parecido químicamente, no tiene actividad ni como elemento de constitución de las proteínas ni como potenciador del sabor.

Se usa como ingrediente el L-glutámico en la industria alimentaria; preparación de conservas de pescado (0,1% a 0,3%), conservas de carne (0,15 a 0,2%), conservas de vegetales (0,05 a 0,98%), concentrados de guisos (carne, pollo, verduras, sazonadores), sopas instantáneas, embutidos, salsas, mayonesas (0,5 a 0,7%), ketchup, salsas de soya, panificación, pastelería, galletas y en algunas bebidas como vino y sake.

El glutamato monosódico pertenece a la gama de los denominados potenciadores o resaltadores del sabor, como: el guanilato disódico y el inosinato disódico que son más potentes que el glutamato (más de 20 veces) los que intensifican principalmente los sabores salados. Se obtienen por hidrólisis, seguida usualmente de otras modificaciones químicas, a partir de levaduras o de extractos de carne o de

pescado. Se utilizan como aditivos alimentarios, especialmente en derivados cárnicos, fiambres, pates, salsas, repostería, galletas, sopas y caldos deshidratados, en los que aumentan la sensación de cuerpo y viscosidad.

En el anexo C; se encuentra la relación de algunas empresas en el Perú y su respectiva producción anual en el año 2000 – 2001, donde interviene el glutamato monosódico como insumo y es suministrado por Ajinomoto Perú S.A.

C.2 Biológico

El ácido L-glutámico no es indispensable nutricionalmente, pero fisiológicamente es muy importante. El ácido glutámico es un neurotransmisor excitatorio por excelencia de nuestra corteza cerebral. Desempeña un papel principal en relación con los procesos de transaminación y en la síntesis de distintos aminoácidos que necesitan la formación previa de este ácido, como es el caso de la prolina, oxiprolina, ornitina y arginina.

Biológicamente éste aminoácido tiene una participación importante en el metabolismo de los aminoácidos, azúcares y grasas. Participa en la síntesis de otros aminoácidos, como dador de nitrógeno.

El ácido L- glutámico forma con el amoniaco L- glutamina. Actúa destoxificando el amoniaco, que es venenoso para las células vivientes.

Juega un papel muy importante en el metabolismo del cerebro, por lo que se le llama "alimento del cerebro ". Por ejemplo participa en el transporte de potasio hacia el cerebro.

2.2 PROCESO DE ADSORCION

En los procesos de adsorción, uno o más componentes de una corriente de gas o líquido se adsorben en la superficie de un sólido y se lleva a cabo una separación. En los procesos comerciales, el adsorbente generalmente tiene la forma de partículas pequeñas en un lecho fijo. El fluido se hace pasar por el lecho y las partículas sólidas adsorben componentes del fluido. Cuando el lecho está casi saturado, se detiene el flujo y el lecho se regenera térmicamente o por otros métodos, de tal forma que ocurre una desorción.

Entre las aplicaciones de la adsorción en fase líquida se puede citar: la eliminación de compuestos orgánicos del agua o de soluciones orgánicas, la eliminación de impurezas coloreadas de sustancias orgánicas, así como la recuperación de productos valiosos presentes en bajas concentraciones.

2.2.1. PROPIEDADES FISICAS DE LOS ADSORBENTES

Se han desarrollado muchos adsorbentes para una amplia gama de separaciones. Por lo común, los adsorbentes tienen forma de esferitas, pequeñas cuentas o gránulos cuyo tamaño va de cerca de 0,1 mm a 12 mm, y las partículas más grandes se usan en los lechos empacados. Una partícula de adsorbente tiene una estructura muy porosa, con numerosos poros muy finos, cuyo volumen alcanza hasta el 50% del volumen total de la partícula. La adsorción suele ocurrir como una monocapa en la superficie de los poros, pero a veces se forman varias capas. La adsorción física o de Van der Waals, por lo general, sucede entre las moléculas adsorbidas y la superficie interna sólida del poro, y es fácilmente reversible.

El proceso de adsorción global consta de una serie de pasos. Cuando el fluido pasa alrededor de la partícula de un lecho fijo, el soluto primero se difunde desde el volumen del fluido hacia toda la superficie exterior de la partícula. Luego, el soluto se difunde desde el interior del poro, hasta la superficie del mismo y se adsorbe sobre la superficie.

Existen varios adsorbentes comerciales. Todos se caracterizan por poseer grandes áreas superficiales en los poros, que van desde 100 hasta más 2000 m²/g. Algunos de estos son:

- Carbón activado
- Gel de sílice
- Alúmina activada
- Zeolitas tipo tamiz molecular
- Polímeros o resinas sintéticas

2.2.2. COLUMNAS DE ADSORCION DE LECHO FIJO

Un método muy usado para la adsorción de solutos de líquidos o gases emplea un lecho fijo de partículas granulares. El fluido que se va a tratar se hace descender a través del lecho empacado a una tasa de flujo constante. La situación es más compleja que la de un simple proceso por lotes. En un proceso de lecho fijo son importantes las resistencias a la transferencia de masa, y el proceso se lleva a cabo en un estado no estacionario. La eficiencia del proceso depende de la dinámica global del sistema, y no solo de las consideraciones del equilibrio.

Las concentraciones de soluto en la fase fluida y en la fase adsorbente sólida cambian con el tiempo y también con la posición en el lecho fijo conforme prosigue la adsorción. En la entrada del lecho se supone que el sólido no tiene soluto al inicio del proceso; a medida que el fluido entra en contacto con la entrada del lecho, se realiza la mayor parte de la transferencia de masa y de la adsorción. Cuando el fluido pasa a través del lecho, su concentración va disminuyendo muy rápidamente con la distancia hasta llegar a cero mucho antes del final del lecho. El perfil de concentración en el tiempo t_1 , se muestra en la figura 2.5-a, donde la relación de concentraciones c/c_0 , se grafica en función de la longitud del lecho. La concentración del fluido c_0 es de la alimentación y c es la concentración del fluido en un punto del lecho.

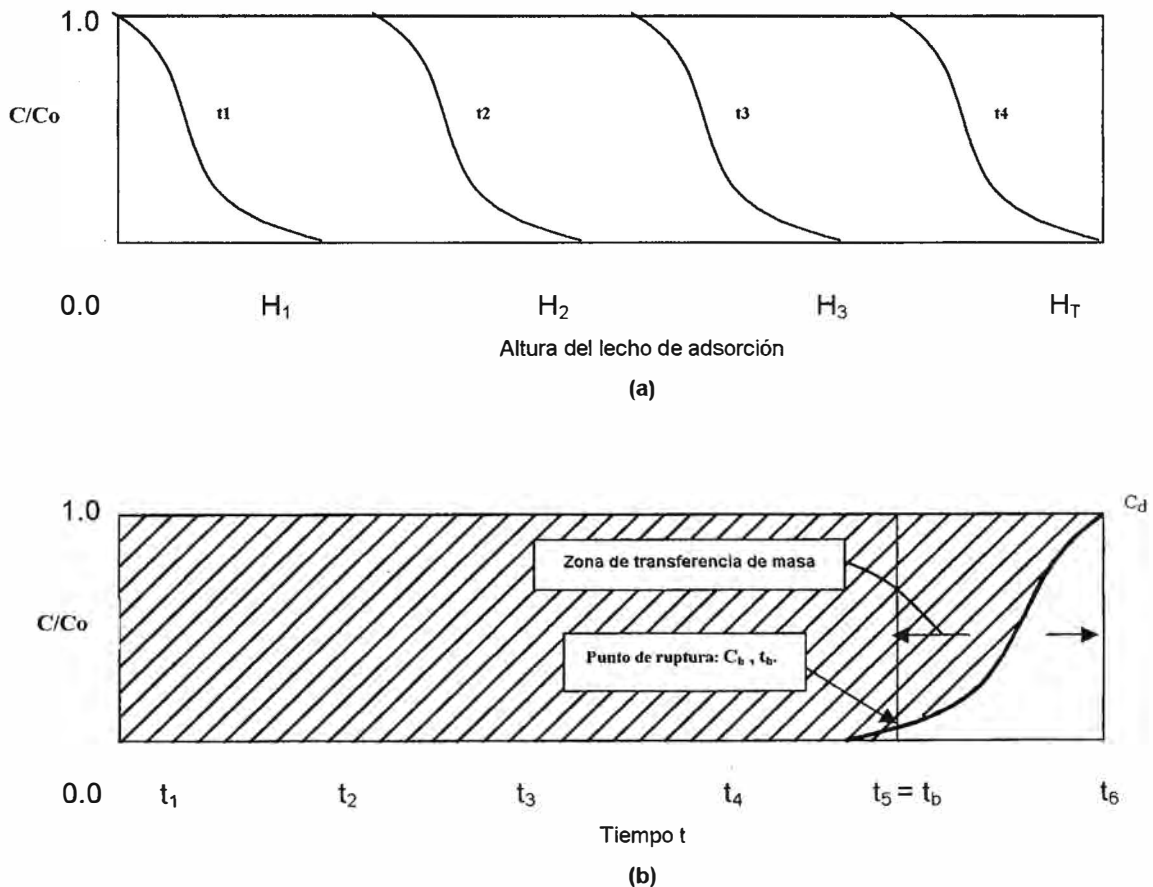
Después de cierto tiempo, el sólido que se encuentra cerca de la entrada de la torre está casi saturado, y la mayor parte de la transferencia de masa y de la adsorción sucede ahora en un punto ligeramente más lejano de la entrada. En un tiempo t_2 , el perfil o la zona de transferencia de masa donde ocurre el mayor cambio de concentración, se ha desplazado más lejos dentro del lecho. Los perfiles de concentración que se muestran corresponden a la fase fluida. Los perfiles de concentración de adsorbatos en el sólido son similares. En la entrada el sólido está casi saturado y su concentración permanece casi constante hasta la zona de transferencia de masa, donde desciende rápidamente aproximadamente casi a cero. La diferencia de las concentraciones es la fuerza que impulsa la transferencia de masa.

2.2.3. AVANCE DE LA CURVA DE CONCENTRACION

Como se mencionó líneas arriba, la mayor parte de la adsorción ocurre en cualquier momento en una relativamente angosta zona de adsorción o de transferencia de masa. Mientras la solución continúa fluyendo, esta zona de transferencia de masa, que tiene la forma de una S, va bajando por la columna. En un tiempo dado t_3 , casi cuando la mitad del lecho está saturado de soluto, la concentración de salida sigue siendo aproximadamente cero, como se observa en la figura 2.5-b. Esta concentración de salida sigue siendo casi cero hasta que la zona de transferencia de masa empieza a llegar a la salida de la torre en el tiempo t_4 , entonces la concentración de salida empieza a elevarse, y en t_5 llega a t_b , que se llama *punto de ruptura*.

Después que se alcanza el punto de ruptura, la concentración c se eleva muy rápidamente hasta el punto c_d , que es el final de la curva de avance donde el lecho pierde su efectividad. La concentración de punto de ruptura representa el máximo que se puede descartar y se suele tomar como rango entre 0,01 hasta 0,05 para c_b/c_0 . El valor c_d/c_0 se toma como el punto donde c_d es aproximadamente igual a c_0 .

Figura 2.5 Perfiles de adsorción en un lecho fijo: (a) Perfiles a varias posiciones y tiempos en el lecho, (b) Perfil de concentración de avance en el fluido a la salida del lecho.



2.2.4. CAPACIDAD DE LA COLUMNA

El ancho y la forma de la zona de transferencia de masa dependen de la isoterma de adsorción, la tasa de flujo, la tasa de transferencia de masa hacia las partículas y de la difusión en los poros. Se han publicado varios métodos teóricos que predicen la zona de transferencia de masa y los perfiles de concentración en el lecho. Los resultados pronosticados pueden ser inexactos a causa de muchas incertidumbres debidas a patrones de flujo y a las correlaciones para predecir la difusión y la transferencia de masa. Por tanto, se necesita hacer experimentos a escala de laboratorio para determinar los resultados.

La capacidad total o estequiométrica de la torre de lecho empacado, cuando el lecho completo alcanza el equilibrio con la alimentación es proporcional al área entre la curva y una línea en $c/c_0=1.0$, como se muestra en el figura 2.5-b. El área sombreada representa la capacidad total o estequiométrica del lecho:

$$t_t = \int_0^{\infty} \left(1 - \frac{c}{c_0} \right) dt \quad \dots\dots(2.2)$$

donde t_t es el tiempo equivalente a la capacidad total o estequiométrica. La capacidad utilizable del lecho hasta el tiempo del punto de ruptura t_b es:

$$t_u = \int_0^{t_b} \left(1 - \frac{c}{c_0} \right) dt \quad (2.3)$$

donde t_u es el tiempo equivalente a la capacidad utilizable o el tiempo en el cual la concentración del efluente alcanza su máximo nivel permisible.

La relación t_u/t_t es la fracción de la capacidad o longitud total del lecho utilizada hasta el punto de ruptura. Así, para una longitud total de lecho de H_T , H_B es la longitud de lecho utilizado hasta el punto de ruptura:

$$H_B = \frac{t_u}{t_t} H_T \quad \dots\dots\dots (2.4)$$

La longitud del lecho no usado H_{UNB} , es entonces la fracción no usada multiplicada por la longitud total.

$$H_{UNB} = \left(1 - \frac{t_u}{t_t} \right) H_T \quad \dots\dots (2.5)$$

H_{UNB} representa la sección o zona de transferencia de masa; depende de la velocidad del fluido y es esencialmente independiente de la longitud total de la columna. Es por eso que el valor de H_{UNB} se puede medir a la velocidad de diseño en una columna de

laboratorio de diámetro pequeño empacada con el adsorbente deseado. Después, el lecho adsorbente a escala completa se diseña simplemente calculando primero la longitud del lecho necesaria para lograr la capacidad utilizable requerida, H_B , en el punto de ruptura. El valor de H_B es directamente proporcional a t_b . Por consiguiente, la longitud H_{UNB} de la sección de transferencia de masa simplemente se suma a la longitud H_B necesario para obtener la longitud total H_T .

$$H_T = H_{UNB} + H_B \quad \dots \quad (2.6)$$

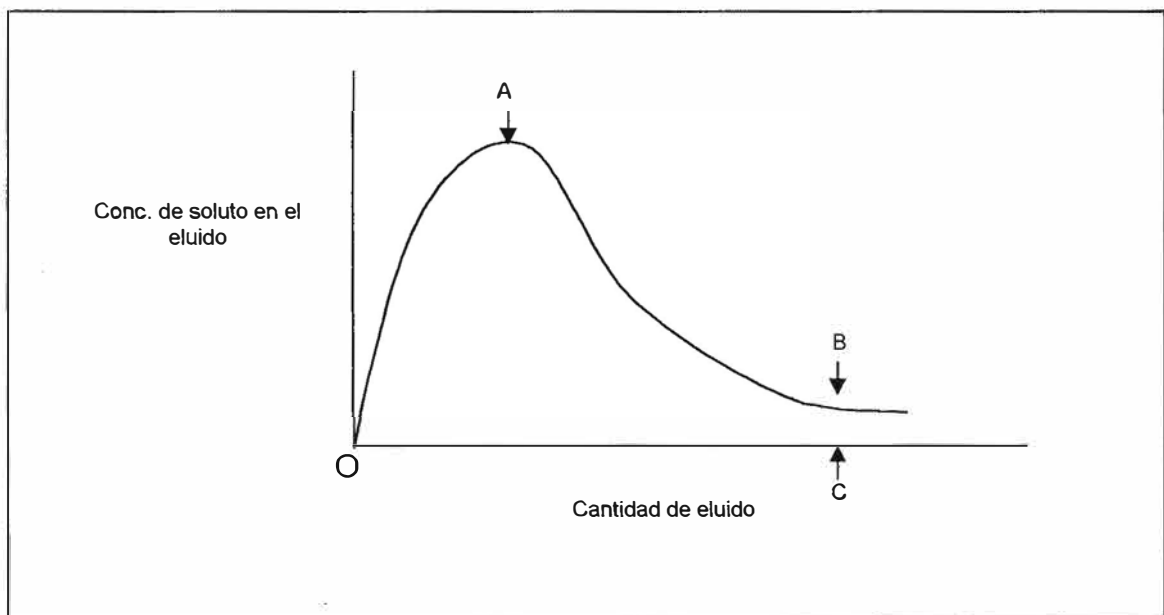
Este procedimiento de diseño se usa con mucha frecuencia y su validez depende de que las condiciones en la columna de laboratorio sean semejantes a la unidad a escala real. La unidad de diámetro pequeño debe estar bien aislada para parecerse a la torre de diámetro grande, que trabaja adiabáticamente. La velocidad de masa en ambas unidades debe ser igual y el debe tener la longitud suficiente para contener una zona de transferencia en estado estacionario. La dispersión axial o la mezcla axial pueden no ser exactamente iguales en las dos torres, pero con el cuidado necesario este método es útil.

Un procedimiento alternativo aproximado que se puede usar en lugar de integrar y obtener áreas, es suponer que la curva de avance es simétrica en $c/c_0=0,5$ y t_s .

2.3. ELUCIÓN

La desorción del soluto adsorbido mediante un disolvente se conoce como elución. El disolvente de elución es el eluyente; el eluido está formado por la corriente efluente que contiene el soluto desorbido y el disolvente de elución. *La curva de elución* es una gráfica de la concentración de soluto en el eluido contra la cantidad de eluido, como se muestra en la figura 2.6. El aumento inicial en la concentración de soluto en el eluido, OA en la figura, se encuentra cuando los espacios vacíos entre las partículas de adsorbente están inicialmente llenas con el fluido que quedó de la adsorción. En el caso de líquidos, si el lecho se drena antes de la elución, la curva de elución empieza en A. Si la elución se detiene después de que se ha separado el eluido que corresponde a C, el área bajo la curva OABC representará la cantidad de soluto desorbido. Para un proceso exitoso, esta debe ser igual al soluto adsorbido durante un ciclo de adsorción; de lo contrario, el soluto aumentará en el lecho de un ciclo al siguiente.

Figura 2.6. Curva de elución en un lecho fijo



2.4 INTERCAMBIO IONICO

Los procesos de intercambio de iones son básicamente reacciones químicas entre iones en solución e iones en una fase sólida insoluble. Las técnicas que se usan en el intercambio de iones se parecen tanto a las que se utilizan en adsorción, que para la mayoría de los fines de ingeniería, el intercambio de iones se puede considerar como un caso especial de adsorción.

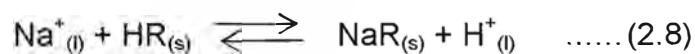
En el intercambio de iones, el sólido elimina ciertos iones, pero como debe conservar su electro neutralidad, capta ciertos iones de la solución. Los primeros materiales empleados para intercambio de iones fueron arenas porosas naturales llamadas zeolitas, que intercambian cationes. Los iones con carga positiva en solución, como el Ca^{2+} , se difunden por los poros del sólido y se intercambian con los iones Na^+ del mineral, según:



donde R; representa al grupo funcional.

Esta es la base del ablandamiento del agua. Para regenerar la zeolita se agrega una solución de NaCl (12% a 15% en masa) que impulsa la reacción reversible hacia la izquierda. Casi todos esos sólidos inorgánicos de intercambio de iones intercambian sólo iones.

La mayor parte de los sólidos de intercambio de iones en la actualidad son resinas o polímeros sintéticos. Ciertas resinas poliméricas contienen grupos sulfónicos, carboxílicos o fenólicos, y estos grupos aniónicos pueden intercambiar cationes.



En la reacción R representa el grupo funcional de la resina sólida. El Na^+ en la resina sólida puede intercambiarse por H^+ u otros cationes.

Otras resinas sintéticas similares que contienen grupos amino se usan para intercambiar aniones y OH^- en solución, como se indica a continuación:



2.4.1. RELACIONES DE EQUILIBRIO EN EL INTERCAMBIO DE IONES

Las isotermas de intercambio de iones se desarrollaron usando la ley de acción de masas. Por ejemplo en una reacción sencilla de intercambio iónico, como la ecuación 2.8, HR y NaR representan los sitios de intercambio de iones en la resina unidos a un protón H⁺ y a un ión Na⁺. Se supone que un número fijo de sitios está lleno con H⁺ o Na⁺. En el equilibrio,

$$K = \frac{[NaR] \cdot [H^+]}{[Na^+] \cdot [HR]} \quad \dots\dots\dots (2.10)$$

Siendo, en la ecuación la concentración total de los grupos iónicos R* constante

$$[R^*] = \text{constante} = [NaR] + [HR] \quad \dots\dots (2.11)$$

al reemplazar obtenemos,

$$[NaR] = \frac{K \cdot [R^*] \cdot [Na^+]}{[H^+] + K[Na^+]} \quad \dots\dots\dots (2.12)$$

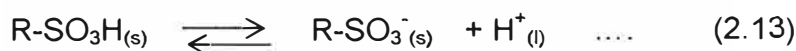
Si la solución se amortigua de manera que [H⁺] sea constante, la ecuación (2.12) para el intercambio o adsorción del sodio se asemeja a la isoterma de Langmiur[15].

2.4.2. RESINAS DE INTERCAMBIO IONICO

Las resinas de intercambio iónico fabricadas para uso industrial son amorfas o esféricas cuyo tamaño fluctua entre 10 a 50 mesh. Los grupos iónicos se unen a copolímeros los cuales tienen una distribución tridimensional. Las diferencias en las propiedades de intercambio iónico se deben al tipo de los grupos funcionales. Las resinas de intercambio iónico que intercambian cationes se denominan resinas de intercambio catiónico y aquellas que intercambian aniones son llamadas resinas de intercambio aniónico.

A. Resinas de intercambio catiónico

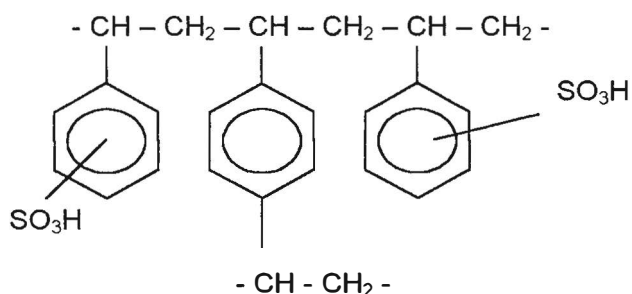
Estas resinas contienen los grupos funcionales ácidos -SO₃H y -COOH como grupos de intercambio en un polímero tridimensional. Si la matriz polimérica de las resinas de intercambio iónico es representada por R, la resina de intercambio iónico puede ser expresada como R-SO₃H y R-COOH. Si estas resinas se sumergen en agua y se le permite que hinchen los grupos de intercambio se disocian, según:



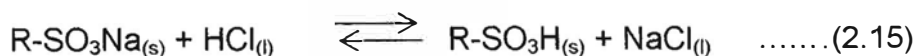
Las resinas tipo R-SO₃H fácilmente se disocian y tienen el mismo pH que los ácidos: HCl y H₂SO₄ y son resinas de intercambio fuertemente ácidas. Las resinas tipo R-COOH, que como los ácidos orgánicos se disocian con dificultad y tienen un carácter ácido débil, se denominan resinas de intercambio catiónico débilmente ácidos. Los grupos -SO₃⁻ y -COO⁻ unidos a la matriz polimérica no pueden moverse libremente y se conocen como iones fijos. Los iones móviles, con carga opuesta, se llaman los iones de intercambio. Puesto que la reacción de intercambio es realmente un fenómeno de intercambio de estos iones, es necesario para estos grupos de intercambio disociarse[12]. Las resinas de intercambio catiónico fuertemente ácidas tienen acidez fuerte, y naturalmente se disocian en soluciones alcalinas y aun en soluciones ácidas. Por el contrario, como las resinas de intercambio catiónico débilmente ácidas no se disocian bajo condiciones ácidas, su habilidad de intercambio iónico es restringida a soluciones neutras y alcalinas.

Las resinas de intercambio catiónico fuertemente ácidas son las más conocidas y ampliamente usadas en comparación con todas las resinas de intercambio existentes, estas son sales de sodio (R-SO₃Na); y para usarlas en la forma de hidrógeno el sodio, Na, debe ser reemplazado por H (R-SO₃H) mediante un proceso llamado regeneración. La estructura de la resina de intercambio catiónica fuertemente ácida, se muestra en la figura 2.7.

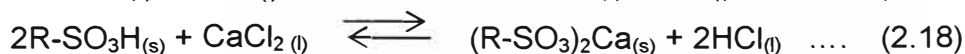
Fig. 2.7. Estructura de una resina de intercambio catiónico fuertemente ácido.



Cuando las resinas del tipo R-SO₃Na son puestas en soluciones acuosas de HCl o H₂SO₄, la resina se regenera tomando la forma R-SO₃H, según la ecuación (2.15) y (2.16) respectivamente:



Esta reacción de intercambio es reversible. Si la resina se regenera en un sistema por lote se alcanza un equilibrio y la reacción hacia la derecha no puede proceder completamente. Inducir la reacción para que proceda hacia la derecha requiere de un flujo continuo de HCl o H₂SO₄. Si la resina es empacada en una columna y una solución de HCl o H₂SO₄ es añadida lentamente a través de la resina el equilibrio de las reacciones mostradas en las ecuaciones (2.15) y (2.16) se desplazan a la derecha y la resina es regenerada eficientemente hacia la forma hidrógeno. Empacar la resina en una torre y efectuar el intercambio iónico con un flujo de fluido se conoce como el método de la columna. Cuando la resina así regenerada en la forma hidrógeno es lavada con agua desionizada y puesta en contacto con una solución acuosa que contiene sales o bases, la resina reacciona como se indica en las ecuaciones (2.17), (2.18) y (2.19):

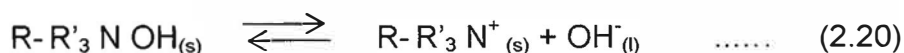


Las dos primeras ecuaciones (2.17) y (2.18) son reversibles, así que resulta útil emplear la regeneración del método de la columna. Pero en la adsorción de bases, tal como se muestra en la ecuación (2.19), el equilibrio no existe, por tanto el intercambio iónico efectivo puede ser alcanzado aún con el sistema por lotes.

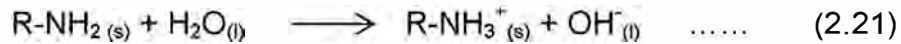
Las resinas de intercambio iónico débilmente ácidas se disocian sólo bajo condiciones alcalinas, y así no puede descomponer sales neutras tales como NaCl y CaCl₂. Estas resinas pueden ser usadas para la adsorción de iones sodio a partir de una solución de NaOH, o también pueden adsorber iones sodio a partir de soluciones de sal débilmente ácida, tal como el bicarbonato de sodio, NaHCO₃.

B. Resinas de intercambio aniónico

Son aquellas capaces de intercambiar aniones. La estructura de estas resinas es la matriz hecha por polimerización tridimensional o condensación. En este caso se tiene grupos de intercambio: amonio cuaternario, amino primario(-NH₂), amino secundarios (-NHR) y amino terciario(-NR₂), y están enlazados a la matriz de las resinas. Las resinas que tienen el grupo amonio cuaternario como su grupo de intercambio son fuertemente básicas y son llamadas resina de intercambio aniónica fuertemente básicas, que se disocian en el agua de acuerdo a la reacción:

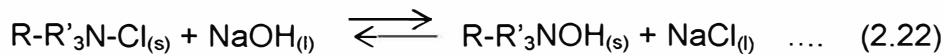


La basicidad de los grupos amino cuaternario es alta, y ellos se disocian e intercambian en soluciones cuyo pH se encuentra a lo largo de todo el rango de pH. Las resinas de intercambio aniónico que tienen grupos amino primario a terciario tienen baja basicidad y son llamados resinas de intercambio aniónico débilmente básicas, y se disocian según:

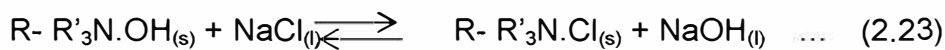


Sin embargo en soluciones alcalinas ellas no se disocian y no tienen capacidad de intercambio.

Las resinas de intercambio aniónico fuertemente básicas se encuentran en el mercado en la forma de cloruro ($R-R'_3N-Cl$) debido a su estabilidad química. Cuando son usados en la forma básica $R-R'_3N-OH$, ellas deben ser regeneradas con una solución de NaOH, de acuerdo a la siguiente reacción.



Esta reacción es reversible, por tanto la regeneración es más efectiva con el método de la columna, que con el sistema por lotes. Cuando la resina regenerada a la forma $R-R'_3N.OH$ es lavada con agua desionizada, y una solución de NaCl o HCl es añadida, los iones son intercambiados según las ecuaciones (2.23) y (2.24):



Las resinas de intercambio aniónico débilmente básicas no pueden descomponerse e intercambiar sales neutras tales como NaCl, pero si pueden descomponer sales débilmente ácidas tales como NH_4Cl .

C. Propiedades de las Resinas de intercambio iónico

a. Contenido de humedad o hinchamiento de las resinas de intercambio.

Cuando las resinas de intercambio secas son guardadas en aire o agua, las resinas adsorben agua y se hinchan. Aunque la contracción de las resinas puede ser observado con la regeneración, su volumen es recuperado en los pasos siguientes de desplazamiento y enjuague. Esta característica es causada por la hidratación de iones fijos y contrarios en la resina y por la presión osmótica.

b. Propiedades hidráulicas y tamaño de las partículas de intercambio.

Las propiedades hidráulicas de las resinas de intercambio (la principal causa de pérdida de flujo en el proceso y expansión del lecho en el retrolavado), esta relacionado con el tamaño de partícula. El tamaño industrial de las resinas de intercambio generalmente esta en el rango de 10 – 50 Mallas. Para expresar el tamaño de la partícula, el análisis de malla es usado algunas veces, pero generalmente se usa el tamaño efectivo y el coeficiente de uniformidad.

c. Volumen aparente de las resinas de intercambio.

Es conveniente para el manipuleo de resinas de intercambio tomar como base el volumen, porque generalmente estas resinas son usadas en columnas. Sin embargo, es problemático y muy difícil medirlo. El volumen de resina se puede estimar por dos métodos:

- *Método "Tamp Method"*. Consiste en llenar previamente una probeta graduada con agua, y luego adicionar poco a poco la resina y después leer el volumen.
- *Método "Back wash and drain method"*. Este se realiza en la columna. El volumen es determinado después de hacer un retrolavado a la resina y a un flujo que causa expansión del lecho a 50% - 70% y posteriormente se llena de agua hasta que alcance el nivel superior de la resina. El volumen medido por el segundo método es cercano al volumen obtenido en la industria.

d. Durabilidad física de las resinas de intercambio.

Después que la resina ha sido usada por un largo periodo, estas están propensas a desmenuzarse, causando un incremento en las pérdidas. En el caso de lechos mixtos, los dos tipos de resina alcanzan un grado en el cual la regeneración no puede acabarse satisfactoriamente. Variaciones en el contenido de humedad de la resina debido a la regeneración, enjuague y desionización, causan cambios en el volumen. Si estos cambios de volumen ocurren rápidamente, la tensión en las partículas causa rajadura y finalmente rotura. En lechos altos (con relación al diámetro) ocurre rotura porque la resina se hincha rápidamente después de la regeneración y las partículas en la parte baja son aplastadas una y otra vez. Las resinas de alto entrecruzamiento no son siempre fuertes, estas son duras pero les falta elasticidad, así mismo las resinas de bajo entrecruzamiento son elásticas pero

no muy fuertes. La experiencia demuestra que las resinas con un porcentaje intermedio de entrecruzamiento son las más adecuadas.

e. Capacidad de intercambio.

La capacidad es representada en m-eq/mL-R ó gramos CaCO_3 /L-R. El m-eq/L-R significa cuantos mili-equivalentes de grupos de intercambio son contenidos en un mililitro de resina de intercambio iónico. Las resinas de intercambio básicas fuertes y ácidas fuertes son difíciles de regenerar, porque requieren gran cantidad de regenerante para regenerarlas completamente. En la industria casi siempre este tipo de resinas son usados en un estado de regeneración incompleta.

La capacidad de intercambio puede ser fácilmente medida por simple cálculo total de iones contrarios en la resina. Para las resinas catiónicas fuertemente ácidas puede determinarse por el pase de una solución de NaCl a través de la resina en la forma regenerada y medir los iones H^+ liberados en la forma HCl. Para las resinas aniónicas fuertemente básicas se pasa una solución de NaCl a través de la resina en la forma regenerada y se mide el OH^- liberado en la forma de NaOH. Debido a que los grupos de intercambio iónico de las resinas catiónicas ácidas fuertes y las aniónicas básicas fuertes descomponen las sales neutras, su capacidad de intercambio es algunas veces llamado "Salt-splitting capacity".

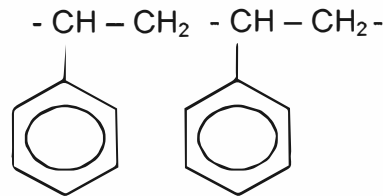
f. Regeneración parcial en intercambio iónico.

Si se usa una gran cantidad de regenerante, los grupos de intercambio pueden ser casi completamente regenerados, aunque este método no es favorable desde el punto de vista económico. En las industrias se emplea el método que utiliza menor cantidad de regenerante, este método se denomina "regeneración parcial", y la cantidad de regenerante empleado se llama "nivel de regeneración", el cual representa la cantidad de regenerante usado por unidad de volumen de resina. Por ejemplo si 50 mL de resina es regenerada con 10 g de HCl, el nivel de regeneración es 200g de HCl/L -R.

2.4.3. GRADO DE ENTRECruzAMIENTO DE LAS RESINAS DE INTERCAMBIO IONICO

La red estructural de la matriz polimérica de las resinas influye directamente en la capacidad de intercambio de las mismas. La matriz polimérica de las resinas de intercambio iónico es un copolímero de estireno y divinilbenceno(DVB). La polimerización vía radicales de una mezcla de estireno(con un grupo vinílico) y DVB(con dos grupos vinilo) con la ayuda de un iniciador de la polimerización da un polímero entrecruzado como el que se muestra en la figura 2.9, cuya estructura tridimensional es más complicada y se muestra en la figura 2.10. En forma simplificada la resina se puede representar como una cadena elástica irregularmente entrecruzada de la estructura mostrada en la figura 2.8.

Figura 2.8. Estructura simplificada del copolímero de estireno y DVB



Si la polimerización se lleva a cabo con gran cantidad de DVB, muchas forma puente producirán una estructura densa. Una resina de pequeño porcentaje de DVB (DVB/total de monómeros x 100) tiene pocos puentes y tiene una distribución estructural con poros de largo diámetro. El DVB actúa como un nudo en la distribución estructural y se conoce como agente de entrecruzamiento. El porcentaje de DVB se usa para indicar la rugosidad de la distribución estructural, y se denomina **grado de entrecruzamiento**.

Figura 2.9. Estructura del copolímero de Estireno y DVB

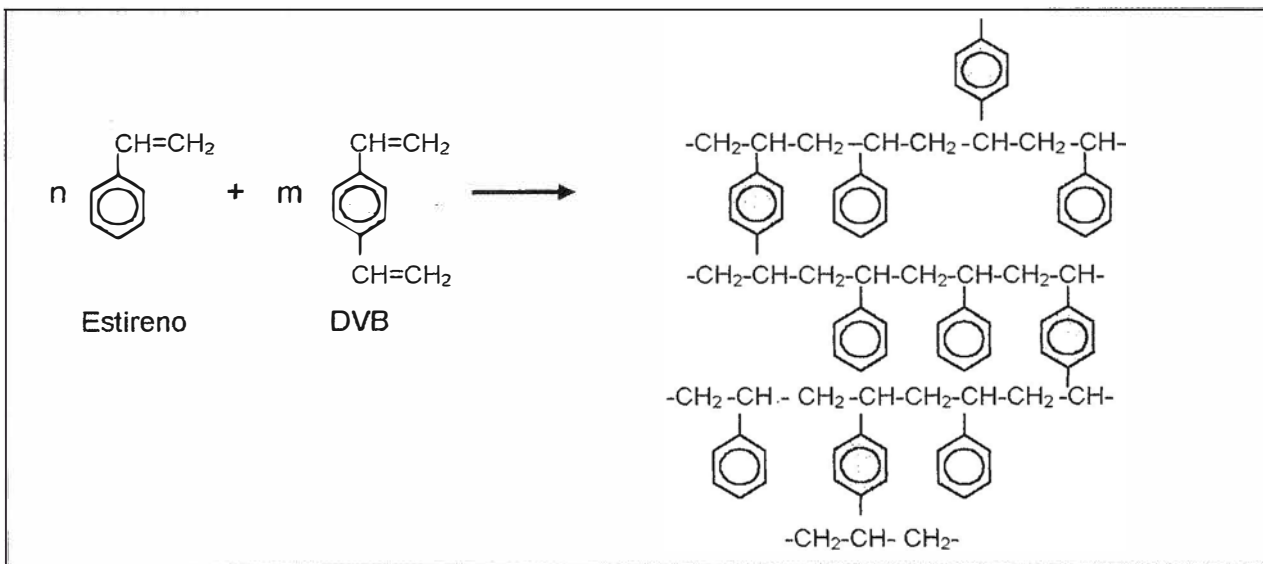
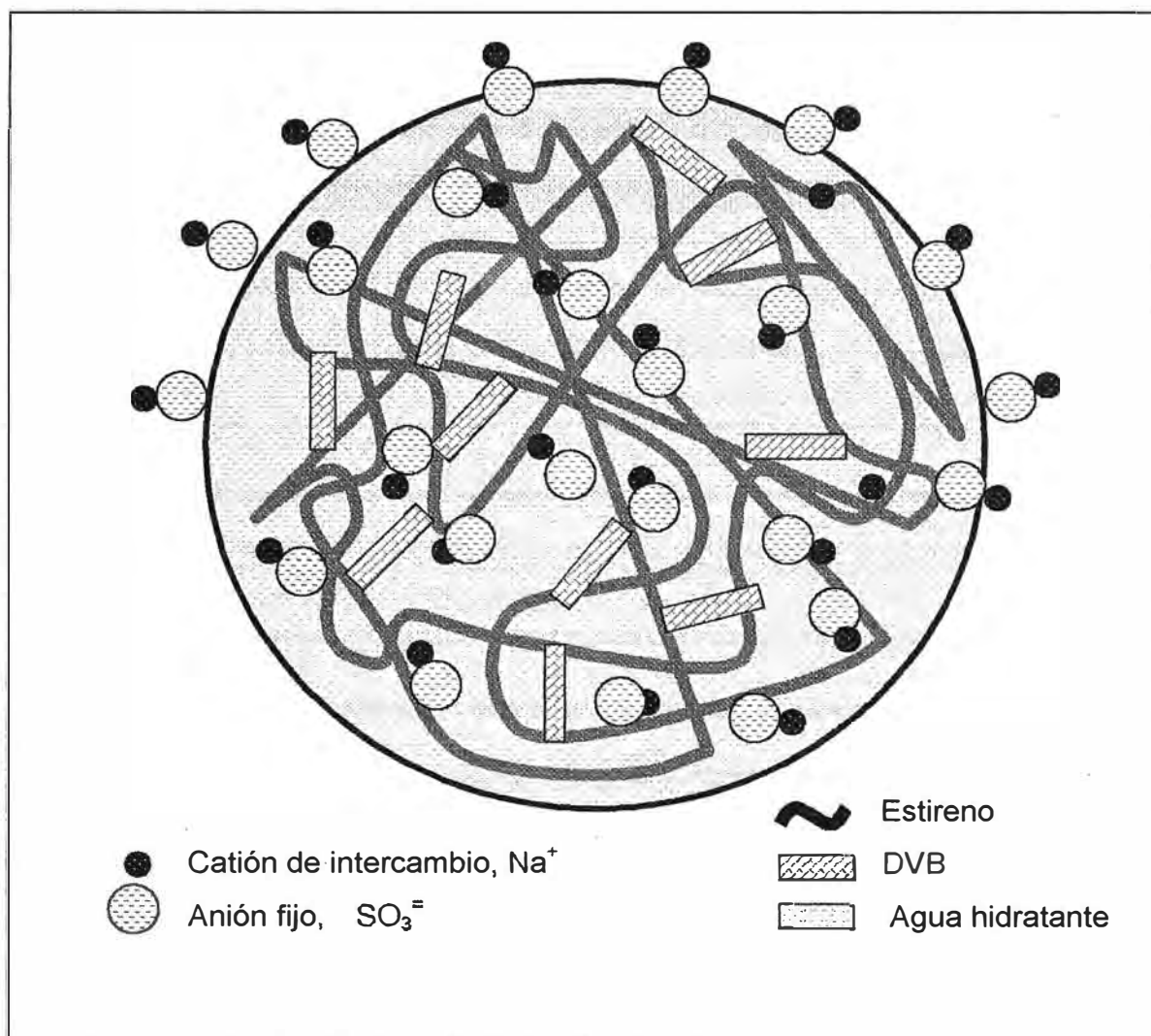


Figura 2.10. Modelo estructural de la resina de intercambio



Generalmente las resinas que tiene más del 8% de grado de entrecruzamiento son llamadas resina de alta unión entrecruzada y aquellas que tienen menos del 8% son resinas de baja unión entrecruzada.

Las resinas de intercambio catiónico fuertemente ácidas son fabricadas por inclusión de grupos ácidos sulfónicos hacia el polímero, las resinas de intercambio aniónicos son hechas por clorometilación, seguida por una reacción con aminas.

Cuando los grupos de intercambio son introducidos a la resina, reacciones secundarias de uniones entrecruzadas ocurren, así que al indicar el entrecruzamiento para estas resinas es solo una aproximación.

El copolímero de estireno-DVB no es hidrofílico. Cuando los grupos de intercambio son introducidos hacia este, adsorbe mucha agua y se hincha. Esta característica de adsorción es debida a la presión osmótica y a la hidratación de los iones fijos y de los

iones de intercambio. Cuando la resina adsorbe agua, las cadenas de la matriz polimérica se extienden proporcionalmente y esta fuerza de adsorción se mantiene en equilibrio con la fuerza elástica de la matriz polimérica. En esta forma, el estado de hinchamiento y el contenido de humedad de la resina se mantienen controlados. Las cadenas de alto entrecruzamiento se estiran con dificultad y así el contenido de humedad es limitado. Las resinas de bajo entrecruzamiento, sin embargo, tienen alto contenido de humedad y altas características de hinchamiento.

Cuando las resinas de intercambio iónico adsorben agua, se forman micro poros en la resina. Los iones de intercambio se difunden hacia los microporos y tiene lugar el intercambio iónico. El tamaño de los microporos es una característica muy importante de las resinas de intercambio iónico.

Las resinas de intercambio iónico producidas solo con estireno y DVB son casi transparentes y tienen una estructura tipo gel, denominadas resina de intercambio tipo gel, que son diferentes de las resinas tipo poroso.

Algunas propiedades de las resinas de intercambio iónico están relacionadas con el grado de entrecruzamiento, entre estas se puede citar:

- a. **Velocidad de reacción.** Cuando una resina tiene bajo grado de entrecruzamiento la velocidad de reacción es rápida, porque los microporos se agrandan y la difusión de los iones es más fácil.
- b. **Cambio de volumen.** El volumen de la resina de intercambio varía con los diferentes iones de signo contrario (catión o anión) o cuando son remojados en una solución de electrolitos; estos volúmenes se incrementan cuando el porcentaje de entrecruzamiento es bajo. Tales cambios de volumen traen algunas veces muchos problemas en la práctica, por ejemplo cuando las resinas de bajo entrecruzamiento son usados en columnas, estas a veces obstruyen la columna por un repentino cambio de volumen, causando problemas en el proceso.
- c. **Coeficiente de selectividad.** El alto grado de entrecruzamiento trae un coeficiente de selectividad mayor.

- d. **Oxidación de resinas aniónicas fuertemente básicas.** Si se oxida una resina aniónica fuertemente básica, decrece la capacidad de intercambio debido al deterioro del grupo de intercambio. Cuando menor es el entrecruzamiento mas fácil la oxidación.
- e. **Ensuciamiento de las resinas aniónicas.** Un alto grado de entrecruzamiento en las resinas aniónicas ocasiona una gran tendencia a ser dañado por sustancias orgánicas.
- f. **Eficiencia de regeneración.** Las resinas catiónicas fuertemente ácidas y las aniónicas fuertemente básicas tienen grupos de intercambio que contienen fuertes electrolitos y no pueden ser regenerados fácilmente, especialmente cuando el grado de entrecruzamiento es alto. Cuando menor es el grado de entrecruzamiento mas fácil la regeneración.

2.4.4. RESINAS DE INTERCAMBIO TIPO POROSO

Por un método especial de polimerización pueden ser obtenidas las resinas de intercambio con poros visibles. La estructura de estas resinas es básicamente la misma que el de las resinas tipo gel, pero diferenciándose en que estas poseen poros.

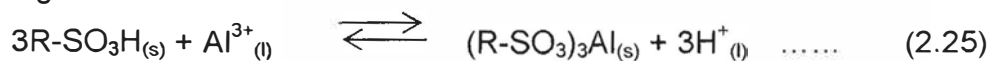
Estas tienen dos tipos de poros, macro y microporos, en el estado hinchado. Las resinas de intercambio tipo poroso se dividen en dos grupos, según su grado de porosidad:

- a. **Resinas porosas con más bajo grado de entrecruzamiento.** Aunque ellas tienen pocos macroporos, sus microporos son muy largos en el estado hinchado, haciéndolas efectivas para el tratamiento de aguas. Estas resinas son llamadas resinas de intercambio tipo poroso.
- b. **Resinas altamente porosas con más alto grado de entrecruzamiento.** Estas resinas tienen alta porosidad y área superficial mas larga, y son eficientes para el intercambio iónico en solventes no polares y para iones largos. En soluciones acuosas son inferiores a las resinas tipo poroso porque ellas tienen un grado mas alto de entrecruzamiento y micro poros pequeños. Dichas resinas son llamadas resinas de intercambio iónico del tipo altamente poroso.

Las resinas tipo poroso tienen baja capacidad de intercambio por volumen con respecto a las resinas tipo gel, pero son superiores en la velocidad de reacción, capacidad de decoloración, resistencia al ensuciamiento orgánico y durabilidad física.

2.4.5. SELECTIVIDAD IONICA

Para cargar una resina de intercambio catiónica fuertemente ácida, se pasa una gran cantidad de solución de HCl a través de ella, lavándola luego continuamente con agua desionizada, la capa de resina puede ser regenerada a la forma hidrógeno. Para hacer la prueba de selectividad se hace pasar una solución diluida que contenga tres iones mezclados: Al^{3+} , Ca^{2+} y Na^+ , estos iones son capturados e intercambiados en la capa de resina. En una primera etapa, estos iones no podrán ser detectados en el efluente ya que saldrán solo los iones H^+ , como se observa en las reacciones de intercambio siguientes:



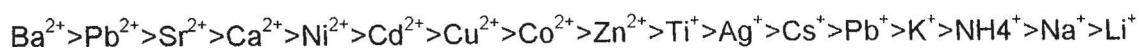
El Al^{3+} es adsorbido en la parte superior de la capa de resina, seguidas por bandas descendentes de Ca^{2+} y Na^+ , con una banda inferior de resina en la forma hidrógeno la cual todavía no realiza intercambio.

La razón para la ocurrencia de una banda por cada ión puede ser explicada por la diferencia de afinidad entre la resina de intercambio iónico y los iones, o sea la resina de intercambio iónico tiene diferente selectividad de adsorción para diferentes iones.

Para el caso de las resinas de intercambio catiónico fuertemente ácidas:

- a. Cuando una solución acuosa de baja concentración a temperatura normal es tratada con resina de intercambio catiónico fuertemente ácida, la selectividad de adsorción empieza a crecer conforme se incrementa la carga de los iones ($\text{Na}^+ < \text{Ca}^{2+} < \text{Al}^{3+} < \text{Th}^{4+}$). Cuando la carga es idéntica, iones con mayor número atómico tienen mayor selectividad ($\text{Li}^+ < \text{Na}^+ < \text{Rb}^+ < \text{Cs}^+$, $\text{Mg}^+ < \text{Ca}^{2+} < \text{Ba}^{2+}$) aunque esta diferencia no es muy notoria como en el caso de las cargas.
- b. El caso mencionado concierne a soluciones diluidas. Cuando la concentración de iones se incrementa, la diferencia de selectividad decrece y algunas veces se revierte.

En conclusión, la selectividad de las resinas de intercambio catiónico fuertemente ácidas para varios cationes sigue la siguiente secuencia, en orden decreciente de la carga del ión:

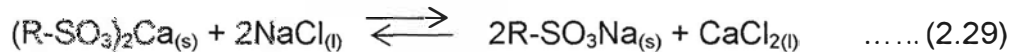


La selectividad para el ión hidrógeno se encuentra entre la del sodio y la del litio en el caso de las resinas fuertemente ácidas, y es mucho mayor que el sodio y el litio con resinas débilmente ácidas.

Por ejemplo: Cuando una resina de intercambio catiónico fuertemente ácida es cargada en una columna, y una solución de cloruro de calcio se pasa a través de ella, los iones calcio tienen mayor selectividad que los iones sodio, y ocurre la siguiente reacción de intercambio:



los iones calcio son capturados y los iones sodio son eluados. Este método es comúnmente usado en ablandamiento de agua. La resina con los iones calcio capturados puede ser regenerada a la forma sodio con una solución altamente concentrada de NaCl, y puede ser utilizada repetidamente.



Cuando una solución de NaCl concentrada es usada en esta reacción, la selectividad por los iones sodio se eleva y procede la reacción (2.29).

CAPÍTULO 3 : OPERACIONES INDUSTRIALES DE PURIFICACION Y RECUPERACIÓN DEL ÁCIDO GLUTÁMICO

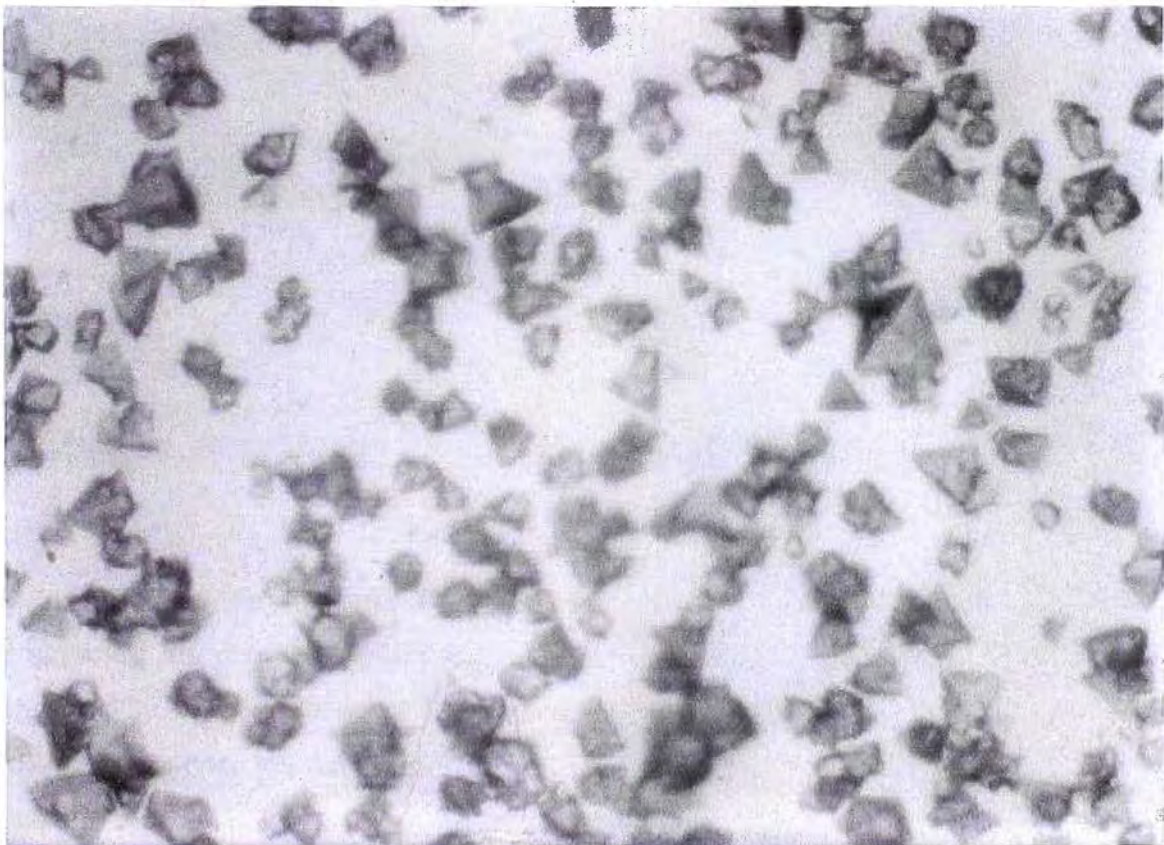
3.1 DESCRIPCIÓN GENERAL

La cristalización, es la operación utilizada para la purificación del ácido glutámico a partir del denominado caldo fermentado, éste último es el producto de fermentación bacteriana con alto contenido de aminoácido (12 g/dL de ácido glutámico), así como se pueden encontrar bacterias, otras impurezas como cenizas, calcio, potasio, entre otras.

La purificación se lleva a cabo en dos cristalizaciones, tal como se muestra en la columna central de la figura 3.3. La primera cristalización se realiza en el punto isoeléctrico del ácido glutámico ($\text{pH} = 3,22$) donde se logra formar cristales de forma piramidal-tetraédrica al que se le designa como cristal "alfa" (fase sólida), el licor madre (fase líquida) se denomina **licor madre 1**. La separación del cristal y el licor se realiza en separadores centrífugos.

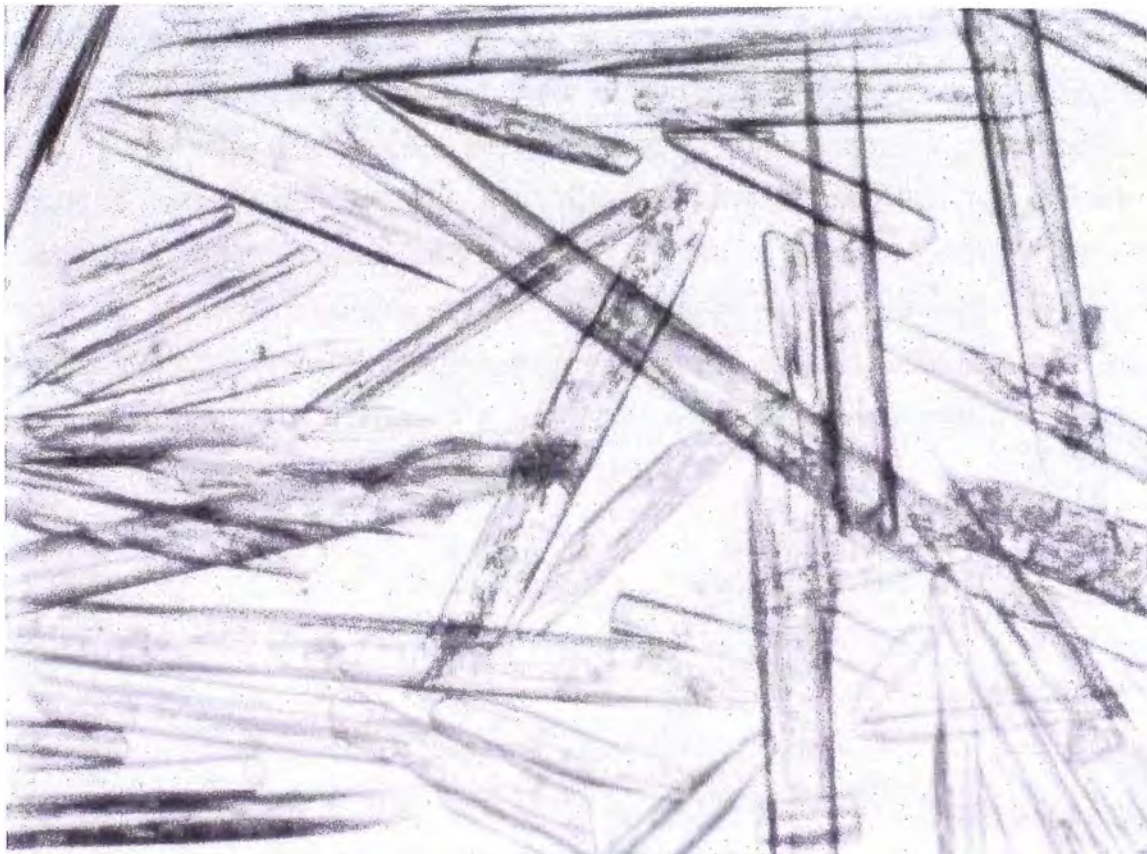
En la figura 3.1 se muestra los cristales alfa del ácido glutámico.

Figura 3.1. Cristales alfa del ácido glutámico



La segunda cristalización permite mejorar sustancialmente la purificación del cristal alfa, logrando retirar las impurezas que estuvieron o pudieron ser atrapadas en la estructura cristalina, para esto se realiza una recristalización por calentamiento y rápido enfriamiento. De este modo se obtienen los cristales denominados "beta" de alta pureza, cuya estructura se muestra en la figura 3.2. Se usa agua para lavar el cristal beta, esta agua de lavado se re-utiliza para lavar los cristales alfa, generando así en ésta última operación el **licor madre 2**, que también contiene ácido glutámico, que es factible de recuperar.

Figura 3.2. Cristales beta del ácido glutámico



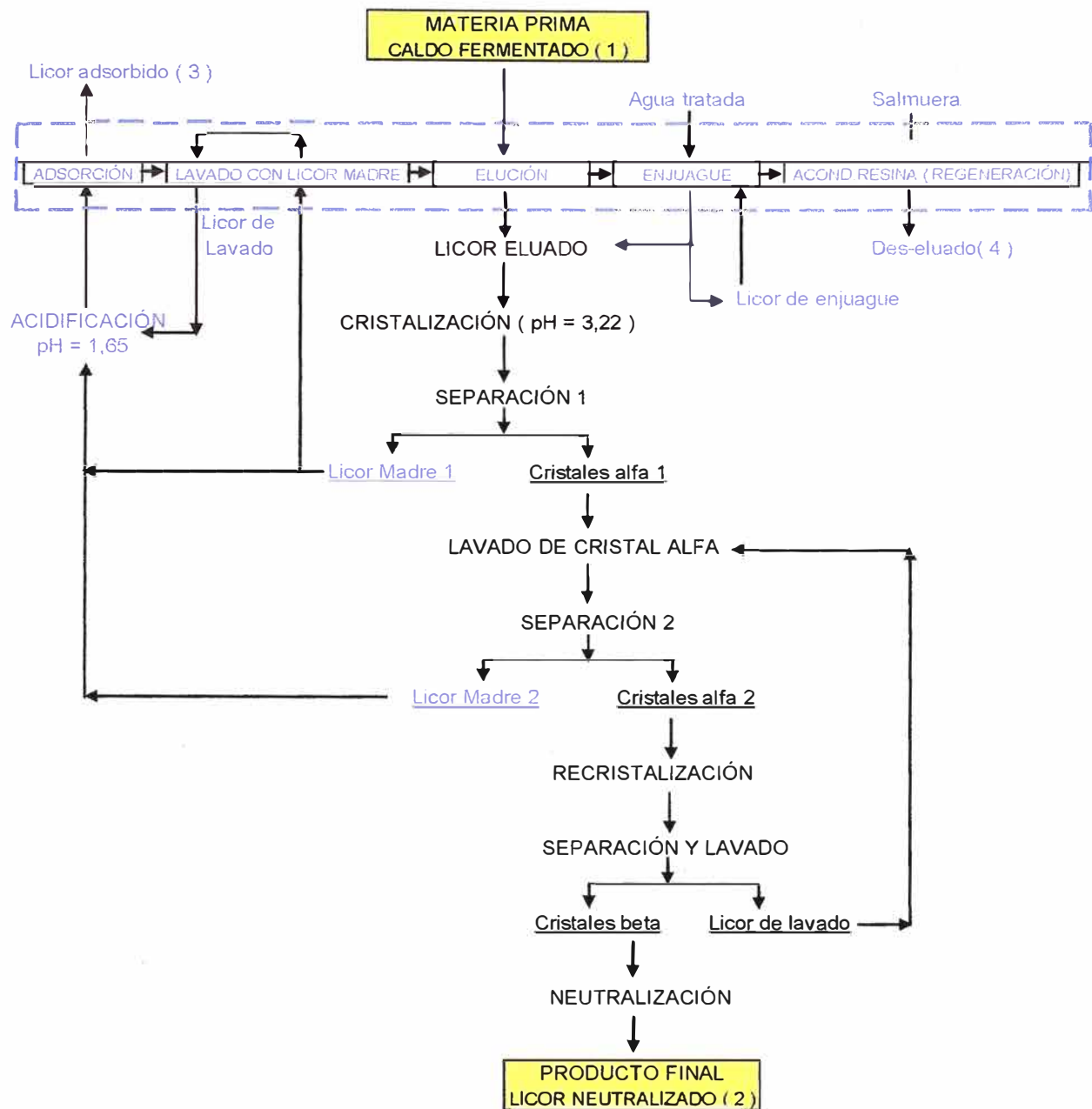
La etapa de purificación del aminoácido en estudio, culmina disolviendo y neutralizando los cristales beta (70 % de la masa total en proceso) con hidróxido de sodio al 19%; obteniéndose el **licor neutralizado**. Este licor pasa a otras operaciones donde se obtienen los cristales de Glutamato Monosódico Monohidratado, con una pureza del 99.9%.

Puesto que el licor madre 1 y el licor madre 2, contienen ácido glutámico es factible recuperar este aminoácido por medio del intercambio iónico en lechos fijos de resina catiónica. Esta operación se lleva a cabo en los equipos denominados **torres de resina**, lo que permite incrementar la recuperación global hasta en un 20% más.

Las operaciones de recuperación en las torres de resina son señaladas por la línea discontinua en la figura 3.3. Para llevar a cabo ésta recuperación, los licores madre 1 y 2 son acidificados a un pH de 1,65, al cual el aminoácido se presenta en estado catiónico para que pueda ser **adsorbido** en la resina catiónica, al efluente se le conoce como licor adsorbido (que es desechado). Se continúa con el **lavado con licor madre**, que se lleva a cabo con el licor madre 1 para mejorar el pH del medio. En el paso siguiente, se realiza el retiro del aminoácido capturado por la resina catiónica en la Adsorción, mediante el proceso de **elución** adicionando eluyentes básicos tales como: el caldo fermentado (ligeramente básico $\text{pH} \geq 7,0$, antes de ser cristalizado) y el hidróxido de sodio (concentrado al 50%), lográndose desplazar los cationes del aminoácido con sodio, amonio, calcio, y otras formas catiónicas. Luego se procede al **enjuague** del lecho de recuperación con agua. El producto de la elución y el enjuague pasan a la operación cristalización. Finalmente la resina debe ser acondicionada para un nuevo ciclo de operación mediante operaciones como la **regeneración** con salmuera (NaCl), **retrolavado** y **lavado de resina** con agua.

En la figura 3.3 que a continuación se muestra, se indican las operaciones realizadas para purificar el aminoácido a partir del caldo fermentado hasta obtener el licor neutralizado. Puede también ser apreciado como han sido combinadas las operaciones de purificación con las de recuperación del aminoácido, para que el conjunto sea optimizado.

Figura 3.3: Flujo esquemático sobre la purificación y recuperación del ácido glutámico



Leyenda	
1	Ingreso de caldo fermentado, ácido glutámico sin refinar.
2	Salida de licor neutralizado, ácido glutámico refinado.
 	Recuperación del ácido glutámico por medio de torres de resina.
3	Licor adsorbido, pérdida de ácido glutámico.
4	Des-eluado, pérdida de ácido glutámico.

3.2 OPERACIONES INDUSTRIALES DE RECUPERACIÓN

3.2.1 OBJETIVO GENERAL

Las operaciones en las torres de resina tienen el objetivo de recuperar el ácido glutámico presente en los licores madres 1 y 2, generados en la purificación por cristalización del aminoácido.

3.2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

Para lograr el objetivo general de la recuperación se realizan cinco operaciones: adsorción, lavado con licor madre, elución, enjuague y acondicionamiento de la resina (regeneración), cada uno con un objetivo específico.

- a. La adsorción; tiene por objetivo adsorber el ácido glutámico catiónico ($\text{pH}=1,65$) presente en licores madre 1 y 2, por intercambio iónico en el lecho fijo de resina catiónica.
- b. El lavado con licor madre; permite incrementar el pH del lecho fijo, después de finalizar la adsorción, usando para ello licor madre 1.
- c. La elución o desorción; tiene la finalidad de recuperar el aminoácido adsorbido en el lecho de resina durante la adsorción, por sustitución con otros cationes presentes en eluyentes básicos como el caldo fermentado, hidróxido de sodio al 50% y otros.
- d. La operación de enjuague; permite continuar la recuperación del ácido glutámico presente en el lecho de resina - luego de la elución - , por adición de licor de enjuague y de agua.
- e. El objetivo de la regeneración; es acondicionar (regenerar) la resina con solución de cloruro de sodio (salmuera), intercambiando cationes sodio (Na^+) por los cationes presentes en la resina (Ca^{2+} , K^+ , etc), para retornarla a su condición original e iniciar un siguiente lote de adsorción. Para ello se adiciona la solución de cloruro de sodio a una densidad equivalente a 12 °Be.

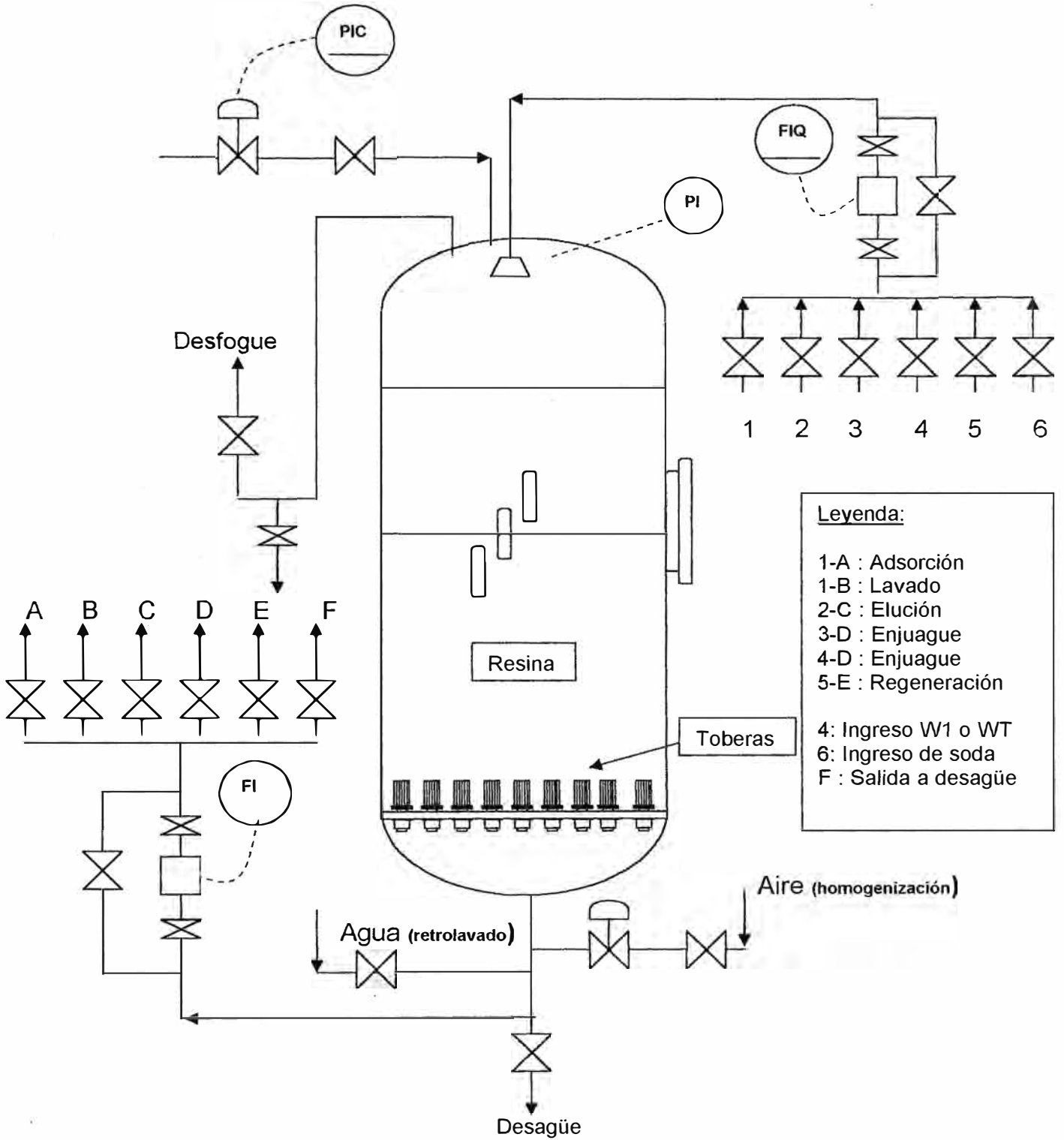
3.2.3 DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO DE RECUPERACIÓN

Las operaciones industriales de recuperación del ácido glutámico se realiza en el equipo denominado **torre de resina**, que tiene las dimensiones siguientes: altura 7 m y diámetro 3 m . En la figura 3.4 se detallan las líneas, válvulas y controladores de una torre. La leyenda de la figura muestra las válvulas que deben de estar habilitadas para realizar la operación allí indicada. Por ejemplo para realizar la adsorción se apertura las válvulas 1 y A, para el ingreso y salida respectivamente. También se aprecia la disposición de la **resina de intercambio catiónico** (21 KL) la que reposa sobre una plancha metálica y tiene en promedio 120 orificios donde se ubican las **toberas** de PVC.

Los licores involucrados en las operaciones de recuperación tienen pH muy variables, desde un pH bajo ($\text{pH}=1,65$) correspondiente al licor de pH ajustado hasta un pH alto ($\text{pH}\geq 13$) como el del hidróxido de sodio al 50%. Debido a esto las torres de resina en la parte interna cuentan con un recubrimiento de caucho natural, el cual es resistente a ácidos minerales diluidos, álcalis y sales (el caucho es atacado en medios oxidantes, aceites y disolventes orgánicos); de igual modo las líneas y válvulas de movimiento de los licores, como el de los licores madres y el de licor de pH ajustado tienen recubrimiento interno de caucho natural, algunas líneas como para el licor adsorbido y des-eluado son de PVC, la línea de adición de hidróxido de sodio es de fierro.

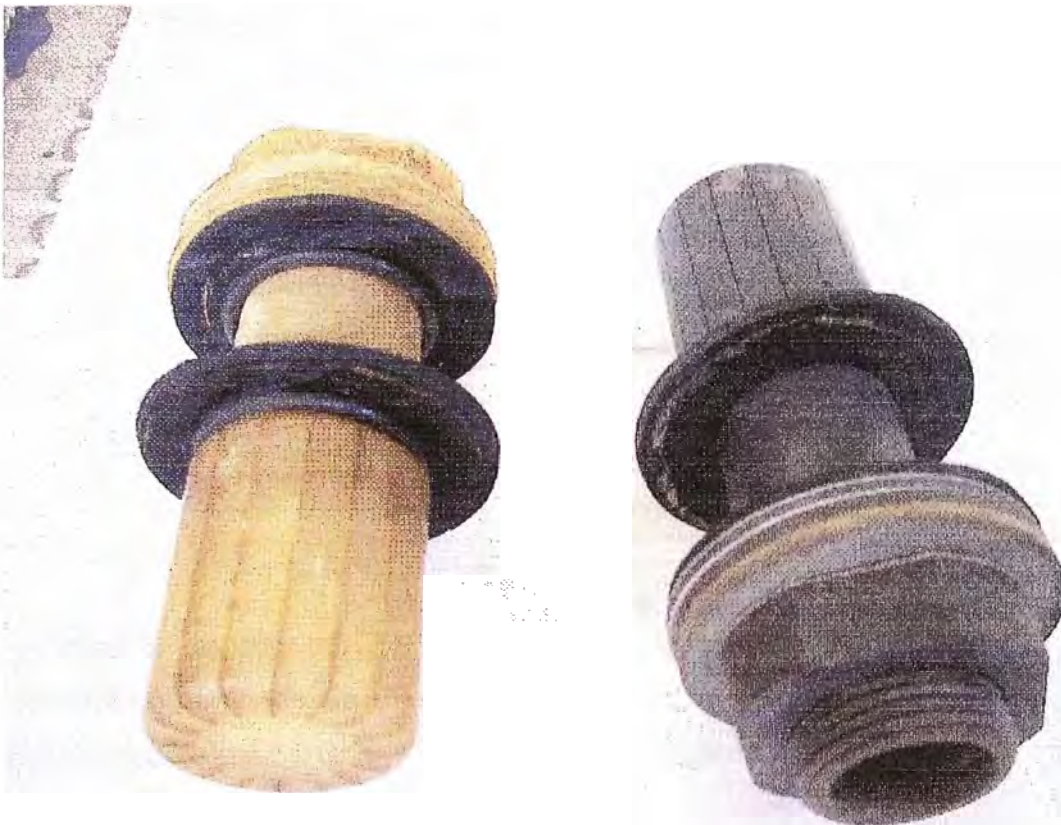
Las operaciones en las torres de resina son básicamente manuales, pero estas disponen de algunos controladores, que en cierta forma facilitan dichas operaciones. Cada torre tiene indicadores de flujo magnético (FIQ, FI), a la entrada y salida de la torre, lo que permite, con ayuda de válvulas manuales, controlar el flujo de ingreso y salida de los licores. El control de la presión interna en las torres durante las operaciones es muy importante, por lo que cada torre cuenta con un controlador e indicador de presión (PIC), el cual permite automáticamente controlar la presión interna de trabajo a un valor determinado (set point). El ingreso de aire para realizar la homogenización interna en la torre, se da por la parte inferior y la operación es delicada, por el riesgo existente de la ruptura de toberas, que de darse ocasiona la interrupción de todas las operaciones, por lo que esta operación es manual y permanentemente supervisada, las válvulas neumáticas on/off solo se habilitan cuando es necesario homogenizar el medio por ingreso de aire.

Figura 3.4. Torre de resina



Las toberas juegan un papel muy importante en las torres de resina, el material de construcción es de PVC y su función es permitir el flujo de los fluidos entre el lecho de resina hacia la parte inferior de la torre (flujo descendente) y hacia la parte superior (flujo ascendente) sin que la resina sea eliminada del equipo. El sentido del flujo dependerá de la operación que se este llevando a cabo en la torre, por ejemplo durante la elución es descendente y seguidamente se inyecta aire en forma ascendente, es aquí donde el riesgo de ruptura de la tobera es muy alto, debido a que pueden quedar atrapados los cristales del ácido glutámico en las ranuras de la tobera y si el ingreso del aire para la homogenización se hace bruscamente, las toberas pueden colapsar. En la figura 3.5 se muestran dos toberas usadas en las torres de recuperación.

Figura 3.5; toberas de las torres de recuperación.



A continuación, se detallan las operaciones involucradas para la recuperación del ácido glutámico, en las que se desarrolla el tema principal del presente trabajo: adsorción, lavado con licor madre, elución, enjuague y regeneración.

3.2.4 OPERACIONES DE RECUPERACIÓN

A. ADSORCIÓN

Para la recuperación del ácido glutámico es necesario tener al aminoácido en su forma catiónica, por lo que es necesario llevarlo a un pH de 1,65; de acuerdo a sus estados de ionización como se observa en el cuadro 2.5.

El aminoácido se recupera a partir del licor madre 1 que tiene una concentración de 2,4g/dL y el licor madre 2 con una concentración de 3,6 g/dL. Los dos licores mencionados se mezclan con el licor de lavado de las torres y el conjunto es acidificado a un pH = 1,65 con ácido sulfúrico al 98%, a esta mezcla se le conoce como licor de pH ajustado (LpHA) con una concentración promedio de 2,61 g/dL.

El producto de la adsorción (efluente), se conoce como el licor adsorbido o licor de salida, que se caracteriza fundamentalmente por presentar una baja concentración de aminoácido, en promedio 0,65 g/dL.

En el cuadro 3.1 siguiente, se aprecia la composición del licor de pH ajustado, respecto al ácido glutámico.

Cuadro 3.1. Composición del licor de pH ajustado respecto al ácido glutámico

COMPONENTE	VOLUMEN(KL)	CONC.(g/dL)	MASA AMINOÁCIDO (Kg)	% MASA
Licor Madre # 1	70.5	2.44	1720.2	55.0%
Licor Madre # 2	16	3.6	576	18.4%
Licor Reciclo	32	2.6	832	26.6%
Acido Sulfúrico al 98%	1.5	0	0	0.0%
Total	120	2.61	3128.2	100.0%

La mezcla de licor de pH ajustado será alimentado a las cuatro torres de resina paralelamente, cada torre con 21 KL de resina catiónica tipo PK- 212 (fuertemente ácida) y procesan 30KL de licor de pH ajustado cada una en promedio.

Para una la recuperación del aminoácido durante la adsorción, es necesario controlar y definir los parámetros siguientes:

- **Velocidad Espacial (SV).** Definida como el flujo de alimentación entre el volumen de resina. El valor alto de SV perjudica la adsorción, mientras uno menor favorece la operación. El valor recomendado para la adsorción es SV igual a 1.

- **Presión de Adsorción.** Las presiones elevadas no favorecen la adsorción. Un valor recomendado es de $0,8 \text{ Kg/cm}^2$. Esta presión permitirá el paso del licor alimentado a través del lecho fijo de resina.

La adsorción se desarrolla alimentando el licor de pH ajustado sobre el lecho húmedo por un tiempo de 2 horas, durante este tiempo debe mantenerse la misma velocidad de salida del licor adsorbido. Se procede a drenar completamente el interior del lecho durante 1 hora a la misma velocidad de alimentación del licor de pH ajustado. Al finalizar la adsorción el interior de la torre deberá quedar completamente drenado de licor. En cuadro 3.2, se muestran los parámetros de operación en la torre de adsorción.

Cuadro 3.2. Parámetros de operación durante la adsorción

Presión	$0,8 \text{ Kg/cm}^2$
Flujo de alimentación	15 KL/h
Flujo de salida	15 KL./h
SV	0,71
Nivel de lecho	1 KL
Volumen de LpHAj	30 KL
Volumen de resina total	21 KL
Capacidad de resina	$\geq 1,12 \text{ M equiv. / mL}$

B. LAVADO CON LICOR MADRE

En vista de que al finalizar la adsorción el pH del lecho de resina tiene un valor promedio de 1,65 , y para eluar el aminoácido retenido es necesario llevarlo a otra forma iónica que no sea la catiónica, es necesario variar el pH del medio.

El lavado con licor madre permite amortiguar el cambio brusco de pH que sufriría la resina (daño físico), si se pasaría de la adsorción a la elución en forma directa por la adición de un eluyente básico como el hidróxido de sodio. La variación del pH del medio también resultaría muy costosa, en vista del alto consumo de hidróxido de sodio u otro eluyente básico, por ello resulta práctico el uso de los mismos licores de proceso que permitan cumplir con la función del reactivo básico.

El licor alimentado tendrá como papel principal incrementar el pH alcanzado luego de la adsorción en el lecho fijo ($\text{pH} = 1,65$), a una condición cercana al pH del licor de lavado alimentado ($\text{pH} = 3,22$), al finalizar la operación de lavado.

Existe limitación en la cantidad de licor a ser alimentado, un exceso del volumen de licor retirará parte de aminoácido retenido en la adsorción. En consecuencia, el licor de lavado saliente elevará su concentración inicial y al mezclarse con el licor madre 1 y licor madre 2, incrementará la concentración del Licor de pH ajustado de una siguiente adsorción.

El volumen del licor de lavado es alimentado y acumulado en el lecho de resina, posteriormente es homogenizado con aire y luego se retira completamente mediante una presurización al interior del lecho de resina. Las condiciones de la operación del lavado se indican en el cuadro 3.3.

Cuadro 3.3; condiciones de operación durante el lavado con licor madre

Presión variable	2 Kg/cm ² y atmosférica
Flujo de alimentación	20 KL/h
Volumen de licor	8 KL./torre
pH del licor madre 1	3,22

C. ELUCIÓN

Está basado en los estados de ionización del ácido glutámico, dentro del lecho de resina se variará las condiciones de pH que permitan tener al aminoácido en un estado diferente a la catiónica, de tal modo de ser retirados y a la vez desplazados por otros cationes que presenten mayor preferencia por la resina.. Para esto se hará uso de insumos básicos, tales como hidróxido de sodio al 50% y licores de proceso.

Se hace ingresar caldo fermentado en dos partes inicialmente al lecho de resina; la primera de 7 KL y la segunda de 5 KL, iniciando así la elución. Cada ingreso se hace presurizando a 2 Kg./cm² el interior del lecho. Como paso siguiente se adiciona soda concentrada que es función del pH del caldo fermentado (200 L como promedio) y finalmente se adiciona 5 KL de caldo, con presión de 2 Kg./cm² en el interior de la torre, estas últimas operaciones permiten eluir la mayor cantidad de aminoácido del interior de la resina. Después de cada ingreso de caldo se presuriza y despresuriza el interior del lecho, con la finalidad de ocasionar turbulencia en la fase sólida-líquida a fin de contribuir en forma paulatina al mezclado de los componentes.

Al realizar la última adición de caldo y la última despresurización del sistema se procede a inyectar aire comprimido, para homogenizar el medio a un pH tal que permita recuperar la mayor cantidad posible del ácido glutámico. Esta operación normalmente se hace durante 25 a 30 minutos con aire a 1,0 Kg./cm². Como paso siguiente se drena la torre a un nivel menor de 1KL por debajo del nivel de resina y se procede al enjuague.

Las eluciones parciales (al alimentar los 12 KL. iniciales de caldo) y el eluado final (luego de inyectar aire) se acumulan en un tanque junto a parte del producto que se obtiene luego del enjuague, para la cristalización posterior del aminoácido.

Existen licores de pH básico y que son recuperados, se usan en la elución para disminuir el gasto de soda, estos son el aji licor y la soda de lavado.

El cuadro 3.4 presenta un resumen de las condiciones de operación de la elución.

Cuadro 3.4. Condiciones de operación durante la elución

Presión variable	2 Kg./ cm ² , presión atmosférica y 1,2 Kg./ cm ²
Eluyentes	Caldo fermentado, aji licor e hidróxido de sodio (50 %)
Volumen de caldo	76 KL / lote pH = 7,8
Volumen de soda	800 L / lote densidad = 1,5 g/ cm ³ al 50%.
Volumen de aji licor	400 L / lote pH = 6,44
SV	3

Es necesario recalcar que a través de la altura del lecho de resina existe un gradiente de pH, en el que se tienen pH menores en la parte inferior del lecho y mayores en la superior, esto debido al sentido del flujo descendente de los eluyentes. De esto se concluye que es necesario garantizar una homogeneidad de pH del lecho en su conjunto.

Por las condiciones variables de pH durante la elución en las torres, necesariamente tendrán que pasar y estar en un momento dado, en el punto isoléctrico del aminoácido (pH = 3,22), por lo que la solubilidad del aminoácido será mínima y se formarán cristales. Debe evitarse las condiciones que permitan incrementar el tamaño del cristal a un tamaño mayor al de los agujeros de las toberas de PVC, si esto llega a suceder provocará incrustación en las rendijas de las toberas y se inducirá a un sobre esfuerzo mecánico de las mismas y causará su ruptura, al homogenizar el medio con aire comprimido. Respecto al proceso de elución en su conjunto, la formación de cristales durante la elución también origina un mayor consumo de agua de enjuague y una pérdida en la recuperación por acumulación de estos en el interior de la resina. Esto se cuantificará en la masa obtenida en el des-eluado (producto obtenido luego de la regeneración de las torres)

D. ENJUAGUE

El enjuague se realiza en dos etapas; en la primera etapa se utiliza el licor de enjuague de un lote anterior de operación y en la segunda etapa el enjuague es con agua.

Primera etapa: El licor de enjuague se alimenta a las cuatro torres de resina paralelamente, al mismo tiempo que la salida pasa a ser parte del eluado principal en el tanque de cristalización. Durante el enjuague con el licor se mantiene un nivel de líquido 1 KL sobre el nivel de la resina y concluido el volumen alimentado de licor de enjuague, se procede a drenar el interior de la torre a un nivel de 0,5 KL menos respecto del nivel de resina y se continúa con el enjuague con agua. En el Cuadro 3.5 se muestran las condiciones del enjuague con licor.

Cuadro 3.5. Condiciones de operación durante el enjuague con licor

Presión	1,0 Kg./ cm ² .
Volumen de licor	36 KL / lote. 9 KL / torre.
Características del licor	pH = 5,8 densidad = 0,9 ° Be
Flujo de Alimentación	18 KL/h
SV	0,86

Segunda etapa: El enjuague con agua continúa al primer enjuague con licor, se realiza para continuar recuperando el aminoácido remanente en la resina. La adición de agua se hace, bajo las condiciones de operación mostradas en el cuadro 3.6.

Cuadro 3.6 Condiciones de operación durante el enjuague con agua

Presión	1,0 Kg./ cm ² .
Volumen de agua	50 KL / lote. 12,5 KL / torre.
Flujo de Alimentación	18 KL/h
Nivel de liquido (cama)	1 KL
SV	0,86

El enjuague con agua se procesa en dos partes: el primero forma parte del eluado principal y el segundo se constituye como el licor de enjuague. Ambos se diferencian en su densidad. La primera parte del enjuague con agua pasa al eluado principal hasta registrar una densidad de 3,5 °Be en la línea de salida de la torre de

resina. A partir de esta densidad la segunda parte del enjuague se denomina licor de enjuague, que se almacenan en otro tanque auxiliar. La alimentación de agua termina cuando el licor de enjuague saliente presenta una densidad de 0,5 ° Be.

E. REGENERACIÓN

El cloruro de sodio o salmuera se usa para regenerar la resina catiónica, esta operación se realiza luego de finalizar el enjuague. La salmuera se alimenta en forma continua, seguido de un lavado con agua. El producto en la corriente de salida es denominado des-eluado, la concentración de ácido glutámico presente en el efluente de la regeneración determinará las pérdidas en las torres de resina durante la elución, es decir la cantidad de aminoácido que no fue eluido o recuperado.

En el cuadro 3.7 se muestran las condiciones de la regeneración.

Cuadro 3.7. Condiciones de operación durante la regeneración

Presión	1,0 Kg./ cm ² , atmosférica
Regenerante	Salmuera a 12°Be.
Volumen de salmuera	40 KL / lote 10 KL / torre
Volumen de agua para lavado	40 KL / lote 10 KL / torre
Flujo	21 KL/h.
Nivel de líquido	1 KL
SV	1

El aminoácido presente en el des-eluado y en el licor adsorbido constituyen las dos corrientes de pérdidas de todas las operaciones de recuperación de ácido glutámico, a través de las torres de resina.

CAPÍTULO 4 : PROPUESTAS PARA MEJORAR LAS OPERACIONES DE RECUPERACIÓN DEL ÁCIDO GLUTÁMICO

En éste capítulo se dan a conocer los resultados que se obtienen de las pruebas que se llevan a cabo, con la finalidad de determinar condiciones de operación que permitan mejorar los procedimientos desarrollados en planta durante la recuperación de aminoácido presente en los licores madres 1 y 2 mediante el intercambio iónico en las torres de resina catiónica. Un resumen del objetivo, análisis y conclusiones de cada prueba específica, se expone a continuación:

1. Identificación de las variables que hacen más sensible el rendimiento de adsorción.

Nos permitirá determinar el efecto que tienen las variaciones de la concentración de ácido glutámico en el ingreso y salida y la variación del volumen en el ingreso y salida, sobre el rendimiento de la adsorción. Su finalidad es determinar a cuáles parámetros es más sensible el rendimiento de adsorción, para tomar acciones preventivas sobre los factores que disminuyan el rendimiento. Para este propósito, se hace uso del Análisis de Sensibilidad donde se estudia el comportamiento del rendimiento de la adsorción, respecto a un variable que cambia entre valores razonables (comprendidos entre un mínimo y máximo) manteniendo constante el resto de parámetros en sus valores esperados. Los valores de cada variable corresponden a los datos registrados durante las operaciones de planta.

2. Optimización del lavado con licor Madre

Se determina el volumen de licor madre 1 de lavado, que sea más favorable al proceso en su conjunto, para lograr un mejor incremento de pH del medio luego de la adsorción y a la vez tener una menor cantidad de aminoácido eluído durante la operación. Esta operación permite reducir el consumo de soda que se hace durante la elución.

3. Optimización durante la elución.

En la elución se estudia; optimizar el pH de recuperación y reducir el consumo de aire en la homogenización del medio en elución. Ambos análisis buscan que la elución sea más eficiente

- a. La evaluación del pH óptimo de recuperación, se realiza en un equipo piloto y se determina experimentalmente el pH de elución óptimo. Con esto se consigue reducir el consumo de hidróxido de sodio.
- b. La evaluación del consumo de aire, basado en el comportamiento del pH del medio desde el inicio hasta finalizar la elución. Se hacen pruebas comparativas del comportamiento del pH entre el procedimiento llevado en planta y el procedimiento propuesto en la elución, considerando el pH óptimo determinado en el ítem anterior.

4. Mejora de condiciones en el Enjuague del eluado.

Se busca determinar la densidad final adecuada ($^{\circ}\text{Be}$) del licor de enjuague que permita dar término a la operación de enjuague, esto permite un consumo óptimo del agua usada durante el enjuague y tiempo de operación que no altere el ciclo completo de recuperación.

5. Estudio de la Reducción del Consumo de regenerante (NaCl).

El objetivo es determinar la posibilidad de reducción del consumo de regenerante (NaCl), como consecuencia de disminuir la frecuencia de regeneración de las torres de resina. Para se realiza primero un análisis de cationes en la corriente de alimentación (salmuera y agua), corriente de salida (deseluado) y en la resina antes y después de la regeneración. Finalmente para comprobar esta posibilidad se evalúa en planta la capacidad de la resina (CR) con la frecuencia propuesta de regeneración.

4.1 IDENTIFICACIÓN DE LAS VARIABLES QUE HACEN MÁS SENSIBLE EL RENDIMIENTO DE ADSORCIÓN

4.1.1. MÉTODO

Se hará uso del Análisis de Sensibilidad para algunas variables que interviene en la adsorción, luego se evaluará como éstas afectan en el rendimiento de la operación. Este análisis se realizará, modificando una variable y manteniendo las restantes en sus valores esperados o ideales para así evaluar el comportamiento del rendimiento de la adsorción.

Los términos empleados en este análisis, son:

A. Índice de Variación (β), conceptuado como la relación del valor de una variable entre su valor esperado o ideal:

$$\beta = \frac{V_i}{\bar{V}} \dots\dots\dots (4.1)$$

donde: V_i : es el valor de la variable.

\bar{V} : es el valor esperado o ideal de la variable.

B. Rendimiento de la Adsorción ($n\%$), éste es el parámetro que cuantifica el comportamiento de la adsorción efectuada. Es una relación de la masa del aminoácido retenido en la resina y la totalidad del aminoácido presente en la corriente de ingreso hacia las torres de recuperación. La relación del porcentaje de rendimiento esta dado por:

$$\% n = \frac{(\text{Masa alimentada} - \text{Masa de salida})}{\text{Masa alimentada}} \dots\dots\dots (4.2)$$

siendo :

Masa alimentada = Volumen alimentado* Concentración alimentada = $V_a * C_a$

Masa salida = Volumen salida * Concentración salida = $V_s * C_s$

Entonces en la ecuación (4.2), reemplazando la masa alimentada y de salida:

$$\% n = \frac{V_a * C_a - V_s * C_s}{V_a * C_a}$$

operando, se obtiene la ecuación (4.3) siguiente:

$$\% n = 1 - \frac{V_s \cdot C_s}{V_a \cdot C_a} \dots\dots\dots (4.3)$$

C. Rendimiento mínimo de la Adsorción, éste rendimiento se determina por la máxima pérdida permisible del aminoácido durante la adsorción, la cual se basa en datos históricos.

Esto quiere decir, que la máxima cantidad de ácido glutámico permisible en el efluente, es 1 098 Kg de aminoácido para un lote completo. El equivalente para la pérdida por una torre de resina es de 274,5 Kg, correspondiente a un rendimiento de 64,8 %. Más adelante se muestra este cálculo, página 63.

4.1.2. PARAMETROS RELEVANTES EN LA ADSORCIÓN

Se han considerado analizar las variables: concentración y volumen de alimentación, concentración y volumen de salida, para evaluar el rendimiento de la adsorción, en vista que estas operativamente pueden ser controladas.

A. Volumen alimentado en la adsorción: V_a

Este es el volumen de licor que será alimentado a la torre de resina, la cantidad está ligada a la disponibilidad del licor madre 1 y 2 en planta. El volumen de licor disponible en planta a la vez está en función del: volumen y concentración del caldo fermentado que se procesa en la cristalización, la cantidad de agua que se use durante el enjuague en la elución o problemas de equipo que generen un menor consumo de licor en un lote y se acumule para otro. Por ejemplo, el rompimiento de toberas de las torres de resina.

B. Concentración de la alimentación: C_a

Es la concentración del aminoácido presente en el licor alimentado a las torres de resina, su concentración se ve afectada por las características de los licores 1 y 2 , los cuáles provienen de separaciones centrífugas del ácido glutámico cristalizado y su concentración dependerá de la eficiencia de los separadores centrífugos y de la misma operación de cristalización.

C. Volumen de salida: V_s

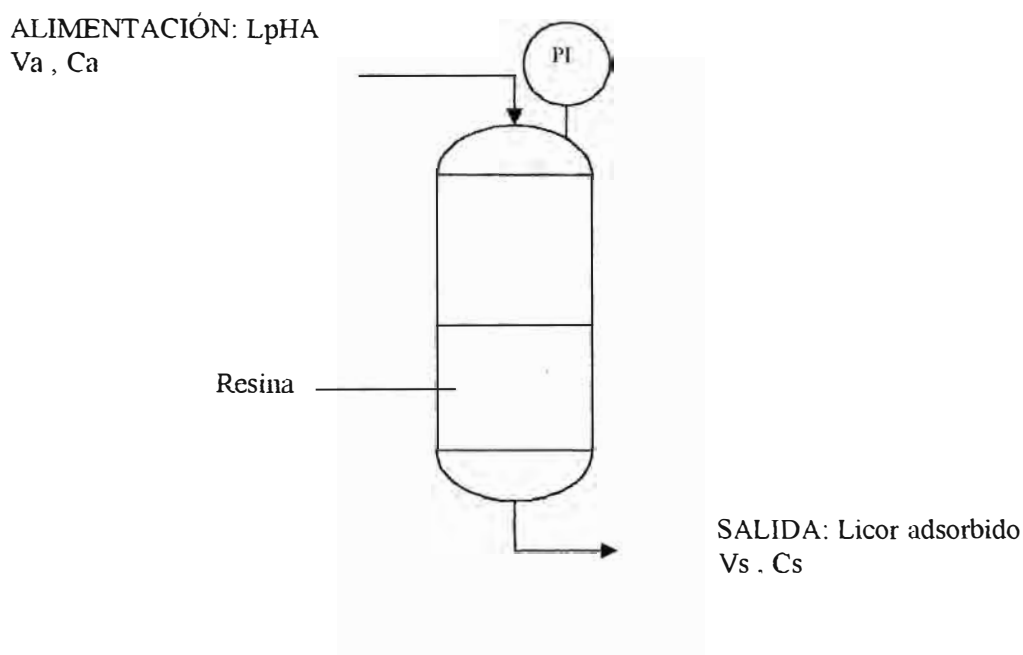
El volumen de salida es el volumen del efluente obtenido y dependerá del volumen de licor de pH ajustado alimentado o volumen usado en la adsorción y también del nivel de lecho en la resina antes de iniciar la adsorción.

D. Concentración de salida: C_s

Esta concentración es la cantidad de aminoácido presente en el efluente y depende de las condiciones de operación en las que se lleva a cabo la adsorción. Entre las que se puede mencionar: la presión de adsorción, velocidad espacial (flujo de alimentación / volumen de resina), capacidad de la resina, temperatura, lodos en el licor alimentado, entre otros.

En el Figura 4.1, se muestran las variables involucradas durante la adsorción, a las que está referido el presenta trabajo.

Figura 4.1. Variables durante la adsorción.



4.1.3. VALORES ESPERADOS DE CADA VARIABLE

Cada variable de alimentación y salida: V_a , C_a , V_s y C_s tienen un valor esperado o ideal, estos valores son los ideales para una buena adsorción de acuerdo a los datos disponibles en planta.

En la ecuación (4.3) de la página 61 se calcula el rendimiento, reemplazando los valores esperados o ideales de cada variable, para obtener la masa de alimentación, masa de salida y el rendimiento esperado, valores mostrados en el cuadro 4.1.

Cuadro 4.1. Valores esperados de las variables de la adsorción

Alimentación			Salida			Rendimiento % n
Va (KL)	Ca (g/dL)	Ma (Kg)	Vs (KL)	Cs (g/dL)	Ms (Kg)	
30	2,6	780	40	0,65	260	66,7 %

Existe un rendimiento mínimo permisible para la adsorción, el mismo que se basa en datos históricos registrados en las pérdidas del licor adsorbido.

El valor máximo permitido de ácido glutámico presente en el licor adsorbido por cada torre es de $1098/4 = 274,5$ Kg, vale decir que el equivalente en rendimiento (%n) de acuerdo a la ecuación (4.2) será el mínimo.

$$\% n = \frac{(\text{Masa alimentada estándar} - \text{Masa de salida})}{\text{Masa alimentada estándar}}$$

$$\%n = \frac{780 - 274.5}{780} * 100 = 64.8\%$$

Este valor representa el rendimiento mínimo de la adsorción.

4.1.4. MÍNIMOS Y MÁXIMOS DE CADA VARIABLE

Cada variable presenta un valor mínimo y máximo, por lo que se puede calcular los respectivos índices de variación. Cada uno de estos valores ha sido tomado de los datos históricos registrados durante el proceso real en planta.

Por ejemplo, para el caso de la variable "Ca", se tiene el índice de variación máximo y mínimo de acuerdo a la ecuación (4.1):

$$\beta \text{ MÁX} = \frac{\text{Ca MÁX}}{\text{Ca ESP}} = \frac{2,90}{2,60} = 1,12$$

$$\beta \text{ MÍN} = \frac{\text{Ca MÍN}}{\text{Ca ESP}} = \frac{2,45}{2,60} = 0,94$$

En el cuadro 4.2 se muestran los máximos y mínimos de cada variable y sus respectivos índices de variación.

Cuadro 4.2. Índices máximo y mínimo de las variables de la adsorción

	Va (KL)	Ca (g/dL)	Vs (KL)	Cs (g/dL)
Máximo	35,0	2,90	45,0	0,83
Mínimo	25,0	2,45	35,0	0,60
$\beta_{\text{MÁXIMO}}$	1,17	1,12	1,13	1,28
$\beta_{\text{MÍNIMO}}$	0,83	0,94	0,88	0,92

Los valores mínimos y máximos de cada variable pueden ser originados por una serie de causas, por ejemplo: la concentración de alimentación “Ca” será alta si en su composición se presenta un volumen de licor madre 2 fuera de lo normal (más de 16 KL por 120 KL de LpHA), también puede suceder que la concentración del licor madre 1 sea mayor al valor estándar (>2,6 g/dL) como el caso donde la separación de fases en las centrífugas es deficiente, o una tercera causa puede deberse, al lavado deficiente con licor madre en las torres que trajo como consecuencia el incremento excesivo de la concentración del aminoácido en éste licor.

4.1.5. VARIACIÓN DEL RENDIMIENTO DE LA ADSORCIÓN

A. Rendimiento de la adsorción vs. variación del volumen de alimentación (Va)

Para éste fin se evalúa el rendimiento de la adsorción al variar los valores del volumen de alimentación, mientras se mantienen los valores esperados o ideales de las demás variables.

En la ecuación (4.1), para la variable volumen de alimentación:

$$\beta = \frac{Va}{Va} \dots\dots\dots (4.4)$$

despejando Va de la ecuación (4.4) y reemplazando en la ecuación (4.3)

$$\% n = 1 - \frac{Vs \cdot Cs}{(\beta \cdot Va) \cdot Ca} \dots\dots\dots (4.5)$$

Para determinar el rendimiento de la adsorción frente al volumen alimentado, será necesario tener las otras variables en sus valores esperados o estándar (\bar{x}).

Por lo tanto, la ecuación (4.5) se expresa como:

$$\% n = 1 - \frac{\bar{Vs} \cdot \bar{Cs}}{(\beta \cdot \bar{Va}) \cdot \bar{Ca}} \dots\dots\dots (4.6)$$

reemplazando el valor numérico de cada variable estándar, en la ecuación (4.6):

$$\begin{array}{ll} \bar{V}_s & = 40 \text{ KL} & \bar{C}_s & = 0.65 \text{ g/dL} \\ \bar{V}_a & = 30 \text{ KL} & \bar{C}_a & = 2.6 \text{ g/dL} \end{array}$$

Al operar, se tiene:

$$\% n = 1 - \frac{1}{3 \cdot \beta} \dots \dots \dots (4.7)$$

B. Rendimiento de la adsorción vs. variación de la concentración de alimentación

En forma similar el valor de la concentración de alimentación “Ca” se modificará, mientras las demás se mantendrán en su valor esperado.

En la ecuación (4.1), para la variable concentración de alimentación:

$$\beta = \frac{C_a}{\bar{C}_a} \dots \dots \dots (4.8)$$

despejando Ca de la ecuación (4.8) y reemplazando en la ecuación (4.3):

$$\% n = 1 - \frac{V_s \cdot C_s}{V_a \cdot (\beta \cdot \bar{C}_a)} \dots \dots \dots (4.9)$$

considerando las variables estándar para Vs, Cs y Va se logra

$$\% n = 1 - \frac{1}{3 \cdot \beta} \dots \dots \dots (4.10)$$

C. Rendimiento de la adsorción vs. variación del volumen de salida (Vs)

Aquí el valor del volumen de salida se varía, a diferencia de las otras variables que se mantienen en sus valores estándar, luego se calcula el rendimiento de la adsorción.

En la ecuación (4.1), para la variable volumen de salida:

$$\beta = \frac{V_s}{\bar{V}_s} \dots \dots \dots (4.11)$$

despejando Vs de la ecuación (4.11) y reemplazando en la ecuación (4.3):

$$\% n = 1 - \frac{(\beta \cdot \bar{V}_s) \cdot C_s}{V_a \cdot C_a} \dots \dots \dots (4.12)$$

considerando las variables estándar para Cs, Va y Ca en la ecuación (4.12), se logra la ecuación (4.13) :

$$\% n = 1 - \frac{\beta}{3} \dots \dots \dots (4.13)$$

D. Rendimiento de la adsorción vs. variación de la concentración de salida (Cs)

En este caso se varía la concentración de salida Cs, mientras que las otras se mantienen en su valor esperado para luego calcular el rendimiento.

En la ecuación (4.1), para la variable volumen de salida:

$$\beta = \frac{C_s}{C_s} \quad (4.14)$$

despejando Cs de la ecuación (4.14) y reemplazando en la ecuación (4.3):

$$\% n = 1 - \frac{V_s * (\beta * \bar{C}_s)}{V_a * C_a} \quad (4.15)$$

considerando las variables estándar de Vs, Va y Ca en la ecuación (4.15) se logra

$$\% n = 1 - \frac{\beta}{3} \quad (4.16)$$

E. Comportamiento del rendimiento de la adsorción en función de las variables

En las ecuaciones (4.7),(4.10),(4.13) y (4.16) se evalúa el rendimiento de la Adsorción en función de las variables Va, Ca, Vs y Cs para diversos valores del coeficiente de variación β. Nótese que las ecuaciones (4.7) y (4.10) son iguales, mientras que la ecuación (4.13) y (4.16) también son iguales.

El índice de variación oscilará entre un valor mínimo y uno máximo, éstos tomarán valores de acuerdo a cada variable analizada. Consultar el tema (4.1.4) .

Ejemplo de cálculo :

Comportamiento del rendimiento de la adsorción en función a la concentración de alimentación del licor de pH ajustado.

Para la variable Ca, se tienen los valores siguientes:

$$\begin{aligned} \bar{C}_a &= 2,60 \text{ g/dL} \\ C_a \text{ máx.} &= 2,90 \text{ g/dL} \\ C_a \text{ mín.} &= 2,45 \text{ g/dL} \end{aligned}$$

por lo tanto el índice de variación máximo y mínimo de la concentración de alimentación, será:

$$\beta_{\text{MÁXIMO}} = \frac{2,9}{2,6} = 1,12 \quad \beta_{\text{MÍNIMO}} = \frac{2,45}{2,60} = 0,94$$

asignando valores en forma aleatoria entre 1,12 a 0,94 para el índice de variación, en la ecuación (4.10) se calcula el rendimiento de la adsorción.

$$\% n = 1 - \frac{1}{3\beta}$$

Para:

- $\beta = 0,94$; $\% n = 64,5 \%$
- $\beta = 1,0$; $\% n = 66,7 \%$
- $\beta = 1,12$; $\% n = 70,2 \%$

Por lo tanto, en el caso de la concentración de alimentación Ca, para cada valor del índice de variación existe un valor del rendimiento, tal como se muestra en el cuadro 4.3.

Cuadro 4.3. Rendimiento de adsorción respecto al índice de variación de “Ca”

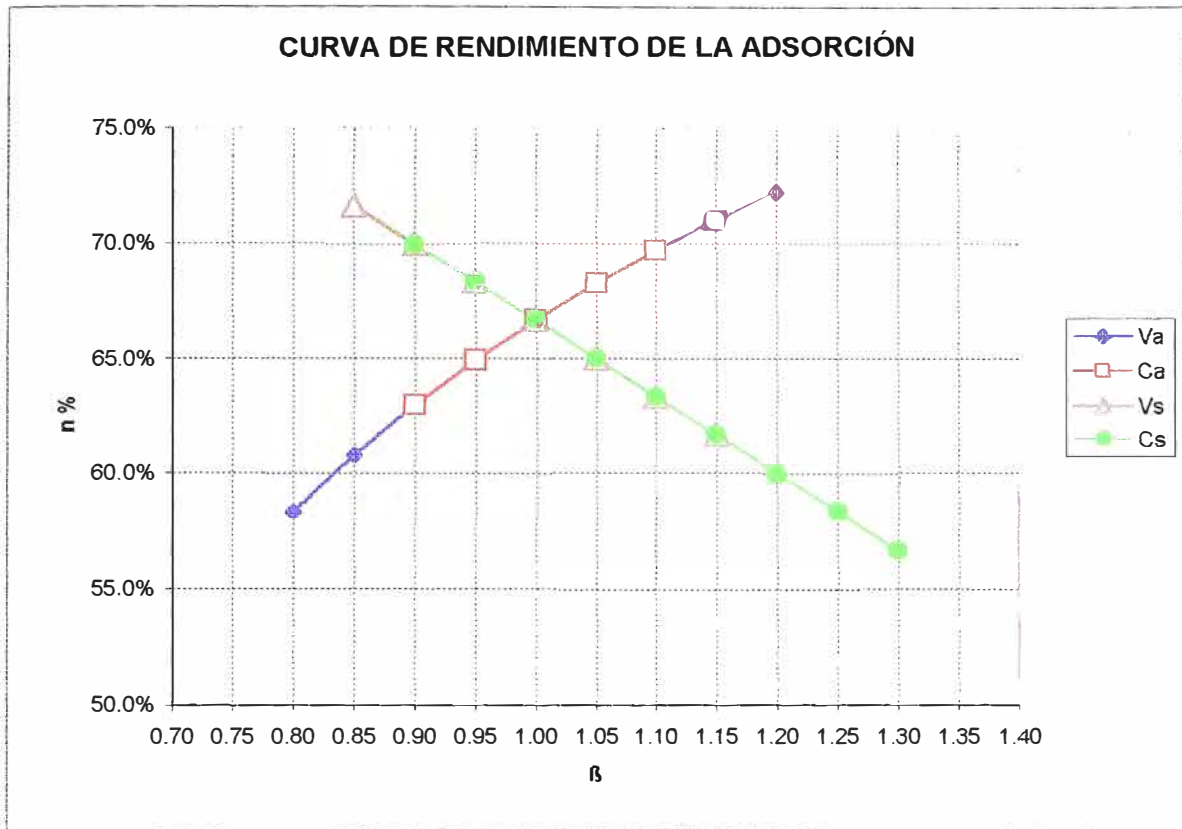
β	0,94	1,0	1,05	1,1	1,12
n%	64,5%	66,7 %	68,3 %	69,7 %	70,2 %

De manera análoga, se puede calcular el rendimiento de la adsorción respecto a la variación de Va, Vs, Ca y Cs. En el cuadro 4.4 siguiente se muestra el rendimiento de la adsorción para cada índice de variación de las variables y las curvas correspondientes en el figura 4.2.

Cuadro 4.4 : Rendimiento de la adsorción respecto al índice de variación para las variables Va, Ca, Vs y Cs

ÍNDICE DE VARIACIÓN β	RENDIMIENTO DE LA ADSORCIÓN EN FUNCIÓN DE LAS VARIABLES			
	Va	Ca	Vs	Cs
0,80	53,8 %			
0,85	60,8 %		71,7 %	
0,90	63,0 %	63,0 %	70,0 %	70,0 %
0,95	64,9 %	64,9 %	68,3 %	68,3 %
1,0	66,7 %	66,7 %	66,7 %	66,7 %
1,05	68,3 %	68,3 %	65,0 %	65,0 %
1,10	69,7 %	69,7 %	63,3 %	63,3 %
1,15	71,0 %	71,0 %	61,7 %	61,7 %
1,20	72,2 %			60,0 %
1,25				58,3 %
1,30				56,7 %

Figura 4.2 : Comportamiento gráfico del Rendimiento de la adsorción respecto al coeficiente de variación de las variables Ca, Va, Cs y Vs.



f. Comportamiento del Rendimiento de la Adsorción expresado como masa de aminoácido no adsorbido

En el cuadro 4.4, se observa que el rendimiento de la adsorción varía entre un valor mínimo de 53,8 % a un valor máximo de 72,2 % como consecuencia de las variaciones en las variables involucradas durante la adsorción.

Los rendimientos encontrados deben ser expresados en unidades de masa de aminoácido para que puedan ser valorados económicamente en el capítulo 5. Para estos cálculos se recurre a la definición del rendimiento de la adsorción, ecuación (4.3):

$$\% n = 1 - \frac{Vs \cdot Cs}{Va \cdot Ca}$$

donde $Vs \cdot Cs = Ms$; masa de aminoácido no adsorbido o de salida

$Va \cdot Ca = Ma$; masa de aminoácido alimentado para la adsorción

por lo tanto:

$$\% n = 1 - \frac{Ms}{Ma} \dots \dots \dots (4.17)$$

para determinar la masa de salida para cada valor del rendimiento de adsorción, se fija la masa de alimentación esperada " \overline{M}_a " en 780 Kg/torre a partir del cuadro 4.1. Entonces, despejando M_s de la ecuación (4.17):

$$M_s = (1 - n \%) * \overline{M}_a \dots\dots\dots (4.18)$$

Los valores de la masa de salida (M_s), que resulten de la ecuación (4.18) para cada valor del rendimiento comprendido entre 53,8% a 72,2% tienen que ser comparados con la masa máxima permitida en el licor adsorbido cuyo valor es 274,54 Kg/lote, para evaluar la cantidad de aminoácido que ha sido perdido o ganado.

Ejemplo de cálculo

Determinaremos la masa del aminoácido presente en el licor adsorbido para un rendimiento de 53,8 %, 64,8 % y 72,2%, en una torre de resina y para el lote completo.

Se conoce que " \overline{M}_a " = 780 Kg/torre

$M_s = (1 - n \%) * \overline{M}_a$	}	Para:	
		<u>n = 53,8 %;</u>	$M_s = (1 - 0,538) * 780$
			$M_s = 360,36 \text{ Kg/torre}$
		<u>n = 64,8 %;</u>	$M_s = (1 - 0,648) * 780$
			$M_s = 274.56 \text{ Kg/torre}$
		<u>n = 72,2 %;</u>	$M_s = (1 - 0.727) * 780$
	$M_s = 212,94 \text{ Kg/torre}$		

comparando los valores encontrados con el máximo permitido en el licor adsorbido :

- n = 53,8 % \Rightarrow 274,54 – 360,36 = -85,82 Kg/torre (desfavorable)
- n = 64,8 % \Rightarrow 274,54 – 274,56 = 0 Kg/torre
- n = 72,2 % \Rightarrow 274,54 – 212,94 = +61,6 Kg/torre (favorable)

Lo calculado anteriormente indica que: en el primer caso existe una pérdida de aminoácido, en el segundo caso no existe pérdida alguna y en el último caso se favorece la adsorción, todos respecto a la pérdida máxima permisible.

La masa total pérdida o ganada en el lote completo por las cuatro torres se calcula multiplicando la pérdida o ganancia por un factor de cuatro.

$$n = 53,8 \% \quad \Rightarrow \quad (-85,82\text{Kg/torre}) * 4\text{torres} = -343,28 \text{ Kg/lote}$$

$$n = 64,8 \% \quad \Rightarrow \quad (0 \text{ Kg/torre}) * 4 \text{ torres} = 0 \text{ Kg}$$

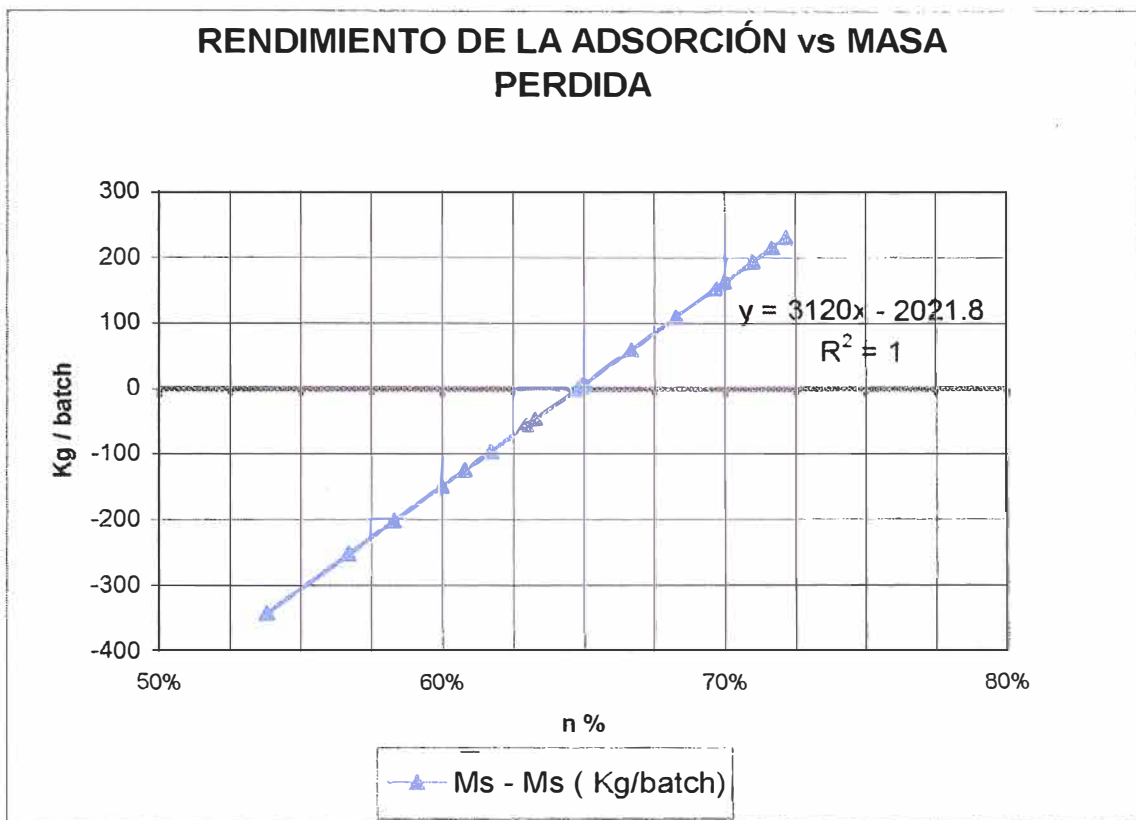
$$n = 72,2 \% \quad \Rightarrow \quad (+61,6 \text{ Kg/torre}) * 4 \text{ torres} = +246,4 \text{ Kg/lote}$$

En forma similar, se evalúan para el resto de los rendimientos para una sola torre, tal como se muestra en el cuadro 4.5 y figura 4.3 siguientes.

Cuadro 4.5 : Masa de aminoácido presente en la corriente de salida de acuerdo al rendimiento de la adsorción.

n %	Ms(Kg/torre)	$\bar{M}_s - M_s$ (Kg/torre)	$\bar{M}_s - M_s$ (Kg/lote)
53.8%	360.36	-85.82	-343.28
56.7%	337.74	-63.20	-252.80
58.3%	325.26	-50.72	-202.88
60.0%	312.00	-37.46	-149.84
60.8%	305.76	-31.22	-124.88
61.7%	298.74	-24.20	-96.80
63.0%	288.60	-14.06	-56.24
63.3%	286.26	-11.72	-46.88
64.8%	274.56	-0.02	-0.08
64.9%	273.78	0.76	3.04
65.0%	273.00	1.54	6.16
66.7%	259.74	14.80	59.20
68.3%	247.26	27.28	109.12
69.7%	236.34	38.20	152.80
70.0%	234.00	40.54	162.16
71.0%	226.20	48.34	193.36
71.7%	220.74	53.80	215.20
72.2%	216.84	57.70	230.80

Figura 4.3 : Curva de la masa de aminoácido presente en la corriente de salida de acuerdo al rendimiento de la adsorción.



4.1.6. OBSERVACIONES

a. En la figura 4.2 y de las ecuaciones (4.7) y (4.10), se observa que la variación del volumen de alimentación " V a " y de la concentración de alimentación " Ca " , tienen un comportamiento similar frente al rendimiento y se comporta de acuerdo a la ecuación:

$$\% n = 1 - \frac{K1}{\beta} \dots\dots\dots (4.18)$$

donde :

$$K1 = \frac{1}{3}$$

b. En forma similar en la figura 4.2 y en las ecuaciones (4.13) y (4.16), para las variables de salida " Vs" y " Cs", existe un comportamiento similar que obedece a la ecuación:

$$\% n = 1 - K2 * \beta \dots\dots\dots (4.19)$$

donde :

$$K2 = \frac{1}{3}$$

- c. Del análisis de sensibilidad se puede concluir que el rendimiento de la adsorción es más sensible al volumen de alimentación (V_a), seguido de la concentración de salida (C_s), volumen de salida (V_s) y concentración de alimentación (C_a).
- d. Para valores comparativos de β entre 0,9 y 1,15 del cuadro 4.4, la variación de la concentración de salida y volumen de salida arrojan menores valores de rendimiento que los reportados por la concentración de alimentación y volumen de alimentación. En condiciones favorables para V_a y C_a se reporta un 71% de rendimiento y para V_s C_s en condiciones favorables un 70%; de igual modo en condiciones menos favorables para C_a y V_a arrojan un 63% de rendimiento, mientras que para C_s y V_s es un 61.7%.
- e. El rendimiento mínimo permitido (64,8%), en la ecuación (4.18) permite encontrar el valor tope para " V_a " y " C_a ", cuando las condiciones de salida se encuentran en el valor esperado o ideal.

$$68.4 \% = 1 - \frac{(1/3)}{\beta}$$

$$\text{Entonces } \beta = 0,947$$

De la definición de β (ecuación 4.1) , encontramos V_a y C_a :

$$\begin{aligned} 0,947 &= V_a / 30 & ; & V_a = 28,4 \text{ KL} \\ 0,947 &= C_a / 2,6 & ; & C_a = 2,46 \text{ g/dL} \end{aligned}$$

los resultados se muestran en el cuadro 4.6

Cuadro 4.6. Condiciones mínimas de alimentación que permiten un buen rendimiento de adsorción

β	n %	V_a (KL)	C_a (g/dL)
0,947	64,8 %	28,4	2,46

Comentarios:

- Si la variable V_a es mayor a 28,4 KL y mientras se pueda mantener las condiciones de salida en sus valores esperados, el rendimiento será bueno. Pero si las condiciones de salida C_s y V_s no están en el valor esperado o ideales el rendimiento será inferior al mínimo permitido.
- Si la variable C_a es mayor a 2,46 g/dL y se pueda mantener las condiciones de salida en el valor esperado, el rendimiento será bueno. Pero si las condiciones de salida C_s y V_s no están en el valor esperado el rendimiento será inferior al mínimo permitido.

- f. El rendimiento mínimo permitido (64,8%), en la ecuación (4.19) permite encontrar el valor tope para " Vs " y " Cs ", a través del índice de variación igual a 1,065. Los resultados se muestran en el cuadro 4.7

Cuadro 4.7. Condiciones máximas de salida que permiten un buen rendimiento de adsorción

β	n %	Vs (KL)	Cs (g/d l)
1,056	64,8 %	42,2	0,69

Comentarios:

- Cuando las condiciones de alimentación Va y Ca, están en el valor esperado o ideal y la variable Vs sea menor a 42,2 KL el rendimiento será bueno. Pero si la variable Vs es mayor, el rendimiento de la adsorción será inferior al mínimo permitido.
- Cuando las condiciones de alimentación Va y Ca, están en el valor esperado o ideal y la variable Cs sea menor a 0,69 g/dL el rendimiento será bueno. Pero si la variable Cs es mayor, el rendimiento será inferior al mínimo permitido.

4.1.7. SUGERENCIAS Y RECOMENDACIONES

- a. Respecto a la concentración de salida (Cs) y volumen de salida (Vs) salida, se sugiere:
- Controlar la presión de adsorción en 0,8 Kg/ cm² o menor a esta.
 - Mantener una razón de velocidad de salida igual a la de entrada, con el objeto de tener un lecho húmedo durante la adsorción y evitar canalizaciones en el contacto sólido- líquido.
 - Rectificar la capacidad de la resina periódicamente.
 - Mantener el lecho de resina antes de iniciar la adsorción en un medio neutro. Evitar que esté en medio básico, en vista que parte del aminoácido inicial dejará de estar en forma catiónica.
 - Garantizar que el lecho de resina no presente cationes como Ca²⁺, Fe²⁺, Fe³⁺ u otro catión de mayor carga que interfiera en la selectividad de la resina por el aminoácido durante adsorción. Ya que el calcio (presente en la materia prima) y el hierro (proveniente de tanque, tuberías, etc.) puede disminuir la capacidad de la resina.
 - Retirar restos de material extraño al lecho de resina; tal como materia orgánica, resina partida, etc.

b. Respecto a las variables de alimentación (Ca y Va), se recomienda:

- Controlar y mantener el pH de la alimentación en 1,65.
- La alimentación no debe presentar lodos, estos lodos deben ser disgregados o ser separados previamente.
- El licor de alimentación debe presentar niveles mínimos de calcio (menor a 0,05 ppm o 0,05g/mL).
- Controlar la concentración de los licores que intervienen en la preparación del licor de pH ajustado.

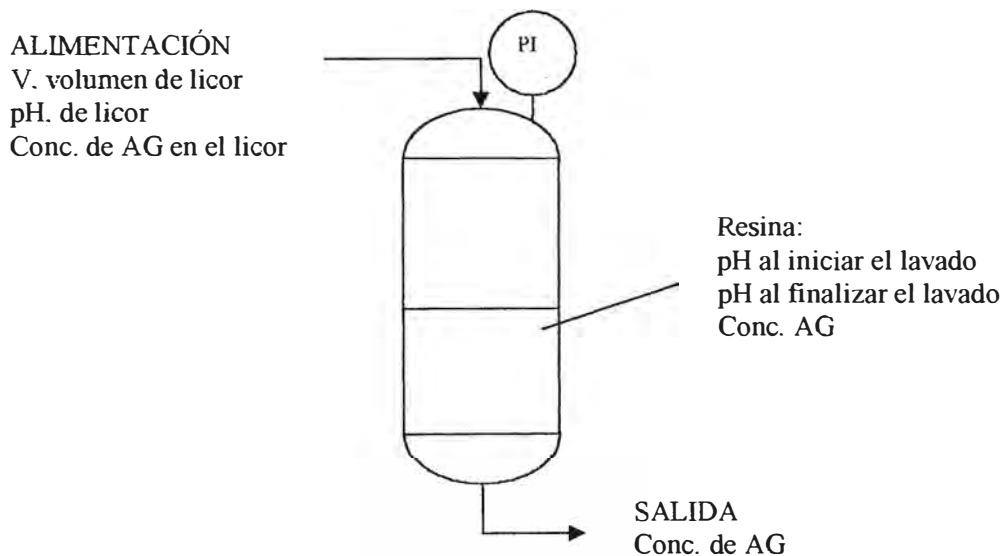
4.2 OPTIMIZACIÓN DEL LAVADO CON LICOR MADRE

4.2.1. PROCEDIMIENTO

- El cálculo del volumen óptimo para el lavado se basa en las mediciones de concentración y pH antes y después del lavado, referidas al lecho y al licor de salida.
- Se preferirá la condición que aumente en mayor proporción el pH del medio con una menor concentración del licor de lavado saliente.
- Se prueban cuatro condiciones de lavado para un lecho de resina de 21 KL (7KL, 8KL, 9KL y 10KL de licor de lavado), donde se cuantifica el comportamiento del pH y la concentración por efecto del lavado con el licor.
- Para todas las situaciones se mantienen los procedimientos llevados a cabo en planta, durante el lavado con licor madre 1.

En el figura 4.4, se muestran las variables a las que esta referido el procedimiento descrito.

Figura 4.4. Variables durante el lavado con licor madre.



4.2.2. RESULTADOS EXPERIMENTALES

En el cuadro 4.8, se muestran los resultados de cada variable para un volumen de licor usado en el lavado del lecho:

- Condición de pH y concentración del licor usado para el lavado.
- Condiciones de pH antes y después del lavado en el lecho de resina. También se muestra la concentración del lecho al finalizar la adsorción.

c. Finalmente se muestra la concentración del licor de lavado saliente.

Cuadro 4.8. Lavado del lecho de resina para diferente volumen alimentado de licor madre 1

		Volumen de licor para lavado			
		7 KL	8 KL	9 KL	10 KL
Licor de lavado alimentado.	pH	3,25	3,26	3,30	3,23
	g / dL	2,32	2,44	2,37	2,38
Condiciones en el lecho de resina	pH inicial	1,60	1,68	1,74	1,60
	pH final	2,14	2,23	2,40	2,31
	Conc. g/dL	2,00	1,90	1,88	1,98
Licor de salida	Conc. g/dL	2,85	2,87	2,79	2,81

4.2.3. TRATAMIENTO DE DATOS

Del cuadro 4.8, las conclusiones pueden ser confusas en vista de que la condición del licor alimentado para el lavado afectará el resultado tanto en el interior del lecho de la resina como en el licor de lavado saliente, por lo que será necesario homogenizar los criterios a través de un tratamiento de datos.

Para esto se definirá los siguientes parámetros de medición:

A. Incremento de pH del medio (%) : representará cual fue el incremento de pH del lecho. Cuanto mayor sea el valor, más conveniente será para los propósitos fijados.

$$\% \text{ Incremento de pH} = \frac{pH_f - pH_o}{pH_o} \dots\dots\dots (4.20)$$

donde :

- pH_o ; pH en el lecho antes del lavado con el licor o pH inicial del lecho.
- pH_f ; pH en el lecho finalizado el lavado con el licor.

B. Eficiencia de pH (%) : reportará qué tanto se aprovechó el licor de lavado.

$$\% \text{ Eficiencia de pH} = \frac{pH_f - pH_o}{pH_{Licor}} \dots\dots\dots (4.21)$$

donde :

- pH_o ; pH en el lecho antes del lavado con el licor o pH inicial del lecho.
- pH_f ; pH en el lecho finalizado el lavado con el licor.
- pH_{Licor} ; pH del licor usado para lavar el lecho.

c. **Masa eluída por el Licor de Lavado** : este valor será el limitante y determina la cantidad de aminoácido eluído por el lavado con el licor. Una menor cantidad de producto eluído será más conveniente.

$$\text{Masa eluada} = (C_f - C_0) * V_{\text{Licor}} \dots\dots\dots (4.22)$$

donde :

- C_0 ; concentración del licor alimentado para el lavado.
- C_f ; concentración del licor finalizado el lavado, licor saliente.
- V_{Licor} ; volumen de licor usado para el lavado.

d. Resultado del Tratamiento de Datos

Si deseamos evaluar los parámetros de medición arriba mencionados en las ecuaciones (4.20), (4.21) y (4.22), para el caso de un lavado con 8 KL. de licor procedemos como sigue:

$$\% \text{ Incremento de pH} = \frac{2,23 - 1,68}{1,68} * 100 = 32,7 \%$$

$$\% \text{ Eficiencia de pH} = \frac{2,23 - 1,68}{3,26} * 100 = 16,9 \%$$

$$\text{Masa eluada (Kg)} = (2,87 - 2,44) * 8 * 10 = 34,4\text{Kg}$$

De los datos del cuadro 4.8 y el tratamiento de datos arriba descrito para el porcentaje de incremento de pH, porcentaje de eficiencia de pH y la masa eluada, se obtienen los valores dados en el cuadro 4.9 para diferentes valores de licor de lavado.

Cuadro 4.9: Parámetros de medida del lavado a diferente volumen de alimentación

Parámetros de medida	Volumen de Licor para Lavado			
	7 KL	8 KL	9KL	10 KL
% del Incremento de pH	33,8%	32,7%	37,9%	44,4%
% Eficiencia de pH	16,6%	16,9%	20,0%	22,0%
Masa eluada (Kg)	37,10	34,40	37,80	43,00

4.2.4. REDUCCIÓN DEL CONSUMO DE SODA

- a. Todas las pruebas de volumen de licor de lavado arrojan resultados favorables respecto al incremento del pH del lecho de resina.
- b. Contrariamente para todos los casos de lavado, se demuestra que existe elución del ácido glutámico. Aquí se considera el efecto del lavado sobre la concentración del licor de pH ajustado.
- c. De esto se desprende que es necesario evaluar la reducción en el uso soda y comparar con la masa eluída durante el lavado.
- d. Para poder determinar el ahorro efectivo de soda, se recurre a la experiencia de campo. Para las condiciones del lecho de resina y los licores del aminoácido se sabe que por cada 0,1 unidad de pH que se desee incrementar se hará uso de 8 L de soda al 50%, para un rango de pH entre 1,6 a 2,3. Esto se verifica mediante una prueba de Laboratorio.
- e. El incremento de pH por efecto del lavado con licor madre, esta dado por la relación siguiente:

$$\text{Incremento de pH del lecho de resina} = \text{pH}_f - \text{pH}_0 \dots\dots\dots (4.23)$$

donde:

pH₀; pH en el lecho antes del lavado con el licor o pH inicial del lecho.
 pH_f; pH en el lecho finalizado el lavado con el licor.

- f. Incremento del pH vs el ahorro de soda por lavado con licor madre.

Para el caso de 8 KL de licor de lavado, el ahorro de soda será:

$$\begin{aligned} \text{Incremento de pH} &= (2,23 - 1,68) = 0,55 \\ \text{Ahorro de soda} &= (0,55 / 0,1) * 8 \text{ L} = 44 \text{ litros.} \end{aligned}$$

En forma análoga en el cuadro 4.10, se muestra el resultado del incremento de pH y el ahorro de soda que se logra, para diferente volumen de licor de lavado.

Cuadro 4.10. Ahorro de soda por efecto del lavado

	Volumen de licor para lavado			
	7KL	8KL	9KL	10KL
Incremento de pH	0,54	0,55	0,66	0,71
Ahorro de soda (L)	43,2	44,0	52,8	56,8

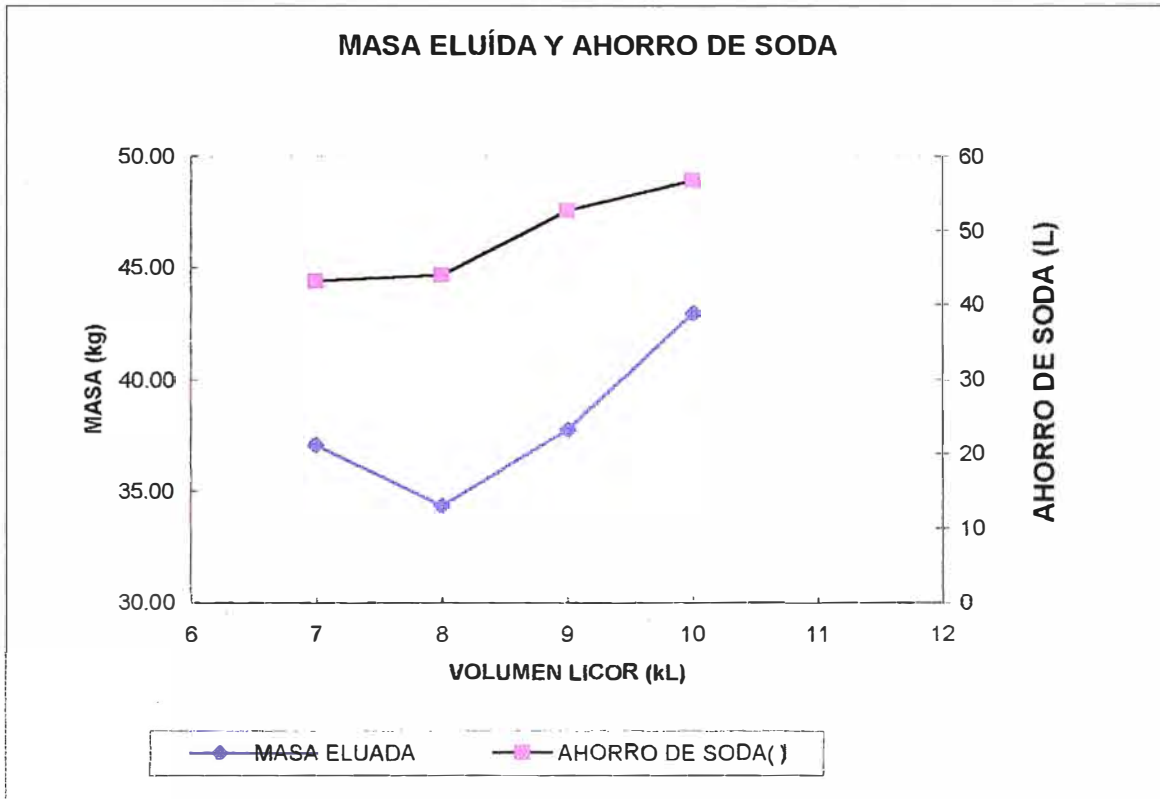
- g. Comparación entre la Masa eluada y el ahorro de soda

De los Cuadros 4.9 y 4.10 se obtienen el resumen sobre el efecto que se tiene al variar el volumen de lavado en las torres. Los resultados se muestran en el cuadro 4.11 y en la figura 4.3

Cuadro 4.11 : Lavado con licor madre 1, a diferente condición de volumen de licor alimentado.

	Volumen de Licor para Lavado			
	7KL	8KL	9KL	10KL
Masa eludía (Kg.)	37,10	34,40	37,80	43,0
Soda Ahorrada (L)	43,2	44,0	52,8	56,8

Figura 4.5 : Lavado con licor madre 1, a diferente volumen alimentado



4.2.5. COMPORTAMIENTO DEL LICOR DE ALIMENTACIÓN PARA LA ADSORCIÓN

- Como se detalla en el capítulo 3, el licor de lavado es recirculado e interviene en la preparación del licor de alimentación (LpHA) para la adsorción. Así mismo se ha determinado el rendimiento de la adsorción para diferentes condiciones de la concentración de alimentación, "Ca ", como se observa en el cuadro 4.4.
- Con los diferentes volúmenes de licor de lavado, se verá afecta la concentración Ca. Se muestra un ejemplo de cálculo: al preparar el licor de alimentación (licor de pH ajustado), usando 8KL de licor de lavado por cada torre. Considerando los valores esperados (ver Capítulo 4, sección 4.1.3) :

$$\begin{aligned} \text{Volumen} &= (30\text{KL/torre}) \cdot 4\text{torres} = 120\text{KL} \\ \text{Masa} &= 120\text{KL} \cdot 2,6 \text{ g /dL} = 3120\text{Kg} \\ \text{Concentrac.} &= 2,60 \text{ g / dL} \end{aligned}$$

Si se lava el lecho de resina con 10KL de licor, entonces se tiene 8KL adicionales de licor en la preparación del licor de pH ajustado para el lote completo.

$$\text{Volumen} = 120 \text{ KL} + 8 \text{ KL} = 128 \text{ KL}$$

$$\text{Masa} = 3\,120 \text{ Kg} + 4 \cdot 43 = 3\,292 \text{ Kg} \quad (\text{ver cuadro 4.11})$$

$$\text{Por lo tanto la concentración es: } (3\,292 / 128) \cdot 0,1 = 2,57 \text{ g/dL}$$

- c. La variación de la concentración del licor de pH ajustado y el ahorro de soda por el lavado con el licor madre, para un lote completo de operación, se resume en el cuadro 4.12:

Cuadro 4.12. Ahorro de soda frente a la concentración del Licor de pH ajustado debido a la operación de lavado

Volumen del licor de lavado	Licor de pH ajustado			Ahorro de soda (litros)
	Vol. (KL)	Masa (Kg)	Conc.(g/dL)	
7KL	116	3268,4	2,82	172,8
8KL	120	3257,6	2,71	176,0
9KL	124	3271,2	2,64	211,2
10KL	128	3292,0	2,57	227,2

4.2.6. CONCLUSIONES

- Se puede concluir que el resultado del lavado con licor madre, depende de las características del licor alimentado y de las condiciones del lecho de resina antes de iniciar ésta operación.
- De acuerdo a los resultados es más ventajoso realizar un lavado con un volumen de 10KL, el ahorro de soda es evidente y no afecta la concentración de alimentación a la adsorción "Ca". Operativamente esta condición no es viable, en vista que se requiere un mayor consumo de licor para el lavado, generando una reducción de la disponibilidad del licor y provoca retraso de operaciones.
- El volumen de licor de lavado está en función del volumen del lecho de resina. Las pruebas se realizaron para 21KL de resina.
- Del análisis efectuado se recomienda un lavado con 9 KL. de licor por cada torre de resina. La condición sugerida reemplaza a la condición restringida de lavado con 10KL de licor.

4.3 OPTIMIZACION EN LA ELUCIÓN

En este proceso se analizarán dos aspectos para la elución:

1. Evaluación del pH óptimo de recuperación del aminoácido.
2. Evaluación del consumo de aire, durante la homogenización.

4.3.1 EVALUACIÓN DEL pH ÓPTIMO DE RECUPERACIÓN EN LA ELUCIÓN

La planta industrial esta limitada para hacer pruebas experimentales que involucren variación de variables en una determinada operación sin haber sido sustentadas, por lo que fue necesario diseñar un equipo piloto en el que se puedan llevar a cabo los trabajos experimentales.

Para el propósito de este trabajo el equipo piloto diseñado, fue usado básicamente para determinar el valor de pH con el que se obtenga una mayor recuperación del aminoácido durante la elución.

A. Escalamiento

Para dimensionar la torre piloto, se tomaron en cuenta las dimensiones de la torre de planta y se mantuvo las relaciones geométricas de la misma. Estas relaciones se describen a continuación.

A.1 Relación altura – diámetro de la torre

Se mantuvo constante la relación entre la altura y el diámetro de la torre:

$$\left(H / D \right)_{\text{planta}} \cong \left(h / d \right)_{\text{piloto}}$$

donde $H = 7$ m, altura de la torre en planta.

$D = 3$ m, diámetro de la torre en planta.

$h =$ altura de la torre piloto.

$d =$ diámetro de la torre piloto.

A.2 Volumen de Resina

A partir de la relación entre el volumen de resina y el volumen de la torre, se llega a una relación entre las alturas de los mismos :

$$\left(H_R / H \right)_{\text{planta}} \cong \left(h_r / h \right)_{\text{piloto}}$$

donde $H_R = 3,4$ m y es la altura de la resina en la torre de planta
 $H = 7$ m y es la altura de la torre en planta
 $h_r =$ es la altura de la resina en la torre piloto
 $h =$ es la altura de la torre piloto

A.3 Parámetro SV

Definido como la relación entre el flujo de alimentación y el volumen de la resina

$$SV = \text{Flujo de alimentación} / \text{volumen de resina}$$

Este parámetro es importante durante la adsorción. Así cuando para un mismo volumen de resina, el SV es mayor a la unidad entonces el tiempo de contacto para adsorber el soluto será menor y es una condición negativa a la adsorción, lo contrario sucede si el SV es menor favorecerá la adsorción del soluto porque el tiempo de contacto entre las fases será mayor.

B. Dimensiones de la torre piloto

B.1 Cálculo de la altura de la torre piloto

$$\begin{aligned} \left(H / D \right)_{\text{planta}} &\cong \left(h / d \right)_{\text{piloto}} \\ \left(7 / 3 \right)_{\text{planta}} &\cong \left(h / d \right)_{\text{piloto}} \\ \left(h / d \right)_{\text{piloto}} &\cong 2,33 \end{aligned}$$

fijando el diámetro del equipo piloto; $d = 28$ cm.

entonces :

$$\begin{aligned} \left(h / 28 \text{ cm.} \right)_{\text{piloto}} &\cong 2,33 \\ h &= 65,24 \text{ cm} \end{aligned}$$

B.2 Cálculo del volumen de resina en la torre piloto

$$\begin{aligned} \left(H_R / H \right)_{\text{planta}} &\cong \left(h_r / h \right)_{\text{piloto}} \\ \left(3,4 / 7 \right)_{\text{planta}} &\cong \left(h_r / 65,24 \text{ cm} \right)_{\text{piloto}} \\ h_r &= 31,69 \text{ cm} \end{aligned}$$

B.3 Dimensiones de la torre piloto

$d = 28 \text{ cm}$, diámetro de la torre piloto

$h = 65 \text{ cm}$, altura de la torre piloto

$h_r = 32 \text{ cm}$, altura de la resina en la torre piloto

En las figuras 4.6 y 4.7, se resume las dimensiones del equipo piloto y el equipo de planta.

Figura 4.6: Equipo piloto



$h = 65 \text{ cm}$

$d = 28 \text{ cm}$

$h_r = 32 \text{ cm.}$

Figura 4.7 : Equipo planta



$H = 7 \text{ m}$

$D = 3 \text{ m}$

$H_r = 3,4 \text{ m}$

C. Pruebas para determinar el pH óptimo de elución

Se ha realizado la secuencia de operaciones de recuperación en la torre piloto, simulando la operación de la torre de planta. A continuación se muestra etapa a etapa los resultados de cada prueba experimental.

C.1 Adsorción

Para este propósito se adsorbió 20 L de licor de pH ajustado a un pH de 1,65 a una velocidad de alimentación de 10 L/h y una hora de drenado luego de finalizar la alimentación. La masa de alimentación y salida se muestra en el cuadro 4.13 y 4.14.

Cuadro 4.13. Masa de aminoácido en la corriente de ingreso

Licor de pH ajustado		
V (L)	Conc. (g/dL)	Masa de AG (g)
20	2,42	484

Cuadro 4.14. Masa de aminoácido en la corriente de salida

Licor adsorbido		
V (L)	Conc. (g/dL)	Masa de AG (g)
27,5	0,29	79,75

Por un sencillo balance de masa, el aminoácido recuperado es:

$$\text{Masa de AG adsorbido} = \text{Masa de AG en LpHA} - \text{Masa de AG en Licor Adsorbido}$$

$$\text{Masa de AG adsorbido} = (484 - 79,75) = 404,25\text{g} \quad \dots\dots\dots (4.24)$$

el porcentaje de recuperación o rendimiento es:

$$\% \text{ Recuperación de la adsorción} = (404,25 / 484) = 84\%$$

este porcentaje de recuperación es mayor al de planta, en vista de tener un menor SV, respecto al de planta.

$$\text{SV planta} = (15 \text{ KL} / \text{h}) / 21 \text{ KL} = 0,71$$

$$\text{SV piloto} = (10 \text{ L} / \text{h}) / 20 \text{ L} = 0,50$$

C.2 Lavado con licor madre

El lavado con licor madre se realizó con 8,8 L de licor a un pH de 3,21 . La alimentación del licor de lavado se realizó en un sólo instante y se procedió a homogenizar el pH con adición de aire. Pero sabemos que existe una elución mínima debido al lavado con licor. La masa alimentada de aminoácido para el lavado se muestra en el cuadro 4.15 y la masa de aminoácido saliente en el cuadro 4.16

Cuadro 4.15. Aminoácido presente en el licor de alimentación

Licor madre alimentado		
V (L)	Conc. (g/dL)	Masa de AG (g)
8,2	2,34	191,88

Cuadro 4.16. Aminoácido presente en el licor saliente de lavado

Licor madre de lavado		
V (L)	Conc. (g/dL)	Masa de AG (g)
8,8	2,36	207,68

Por lo tanto el aminoácido eluído será:

$$\text{Masa de AG eluído} = \text{Masa de AG en LM de lavado} - \text{Masa de AG en LM alimentado}$$

$$\text{Masa de AG eluído (207,68-191,88)} = 15,8\text{g} \dots\dots\dots (4.25)$$

C.3 Elución

Para la prueba se desarrolla la secuencia siguiente, después de efectuar la adsorción y el lavado con licor madre antes mencionado:

- a. Adición de 8,2 L de caldo fermentado al lecho de resina, manteniendo constante un nivel de lecho.
- b. Adición de 6,8 L de caldo fermentado al lecho de resina.
- c. Homogenización del medio por ingreso de aire. Medición de pH y concentración.
- d. Adición de soda al 50% y homogenización determinando el pH y la concentración del medio.

Este paso se repite para siete adiciones de soda, en los cuáles se obtienen un rango de pH amplio desde 5,32 a 6,81 en el que se encuentra el rango al que se trabaja en planta 6,2 a 6,4.

- e. Finalmente se evalúa el pH del medio y se compara con el porcentaje de recuperación obtenido, referido al aminoácido adsorbido en la primera operación.

C.3.1 La masa total del aminoácido a recuperar en todo este proceso será la suma del aminoácido captado en la adsorción más el aminoácido presente en el caldo fermentado y menos el aminoácido retirado (eluído) durante el lavado con licor madre.

$$M. \text{ AG total a recup} = \text{Masa de AG adsorbido} - \text{Masa de AG eluído} + \text{Masa de AG del CF}$$

En el cuadro 4.17, se calcula la masa de aminoácido presente en el caldo fermentado

Cuadro 4.17. Masa de aminoácido presente en el caldo fermentado

Caldo fermentado		
V (L)	Conc. (g/dL)	Masa de AG (g)
15	13,03	1954,5

Luego de (4.24) , (4.25) y la masa de caldo, se obtiene la masa de ácido glutámico :

Masa de AG total a recuperar (404,25-15,8+1954,5) = 2342,95 g(4.26)

C.3.2 La primera adición de caldo (8,2 L) genera un eluado parcial (Cuadro 4.18) en el que determinamos la masa del aminoácido.

Eluado parcial = Vol. Eluado parcial * Conc.

Cuadro 4.18. Masa del eluado parcial

Eluado parcial		
V (L)	Conc. (g/dL)	Masa de AG (g)
8,2	7,58	621,56

c.3.3 La adición progresiva del hidróxido de sodio, varía el pH del medio de la torre como se muestra en el cuadro 4.19.

Cuadro 4.19. pH del medio en la torre piloto a diversas adiciones de hidróxido de sodio

Condición	mL de soda Añadida	pH torre
1	0,0	5,32
2	50,0	5,49
3	40,0	5,61
4	60,0	5,72
5	50,0	6,00
6	20,0	6,12
7	29,0	6,47
8	13,0	6,81

Para cada condición se retiran 160 mL de muestra para analizar la concentración a excepción de la primera donde se toma 60 mL, por lo que para calcular el volumen real debe tomarse en cuenta. Entonces evaluamos el volumen real, es decir el volumen presente en el lecho de resina como se aprecia en el cuadro 4.20.

Cuadro 4.20. Volumen total de producto en proceso piloto

Condición	Volumen de producto (L)	mL de soda añadida	mL de muestra	Volumen real (L)
1	6,80	0,0	60,0	6,740
2	6,74	50,0	160,0	6,630
3	6,63	40,0	160,0	6,510
4	6,51	60,0	160,0	6,410
5	6,41	50,0	160,0	6,300
6	6,30	20,0	160,0	6,160
7	6,16	29,0	160,0	6,029
8	6,03	13,0	160,0	5,882

En el paso siguiente, se evalúa la recuperación del porcentaje de aminoácido en la elución, para esto es necesario calcular la masa involucrada en cada adición de soda.

$$\text{Masa de AG en proceso} = \text{Masa de AG en eluado parcial} + \text{Masa de AG en torre}$$

La masa de AG en el eluado parcial se ha deducido en la sección (C.3.2) y es 621,56 g.

Cuadro 4.21 : Masa de aminoácido en proceso piloto durante la elución

Condición	Ácido glutámico en la torre			Ácido glutámico en las muestras			Acido glutámico total (g)	Acido glutámico en proceso (g)
	mL	g/dL	masa (g)	mL	g/dL	masa(g)		
1	6.740	12.58	847.89	0.06	12.58	7.55	855.44	1477.00
2	6.630	13.08	867.20	0.16	13.08	20.93	895.68	1517.24
3	6.510	13.74	894.47	0.16	13.74	21.98	944.93	1566.49
4	6.410	14.41	923.68	0.16	14.41	23.06	997.20	1618.76
5	6.300	14.49	912.87	0.16	14.49	23.18	1009.57	1631.13
6	6.160	14.46	890.74	0.16	14.46	23.14	1010.57	1632.13
7	6.029	14.49	873.60	0.16	14.49	23.18	1016.62	1638.18
8	5.882	14.45	849.95	0.16	14.45	23.12	1016.09	1637.65

Finalmente, se evalúan la condición de pH y el porcentaje de recuperación en la elución de la torre piloto, teniendo presente la masa en proceso y la masa a recuperar de la sección (C.3.1) , cuyo valor es 2342,95 g .

Ejemplo de cálculo, para la condición 5 del cuadro 4.19, correspondiente a un pH = 6,0 y del cuadro 4.21, calculamos:

$$\text{Porcentaje de AG recuperado} = 1\ 632,13 / 2\ 342,95$$

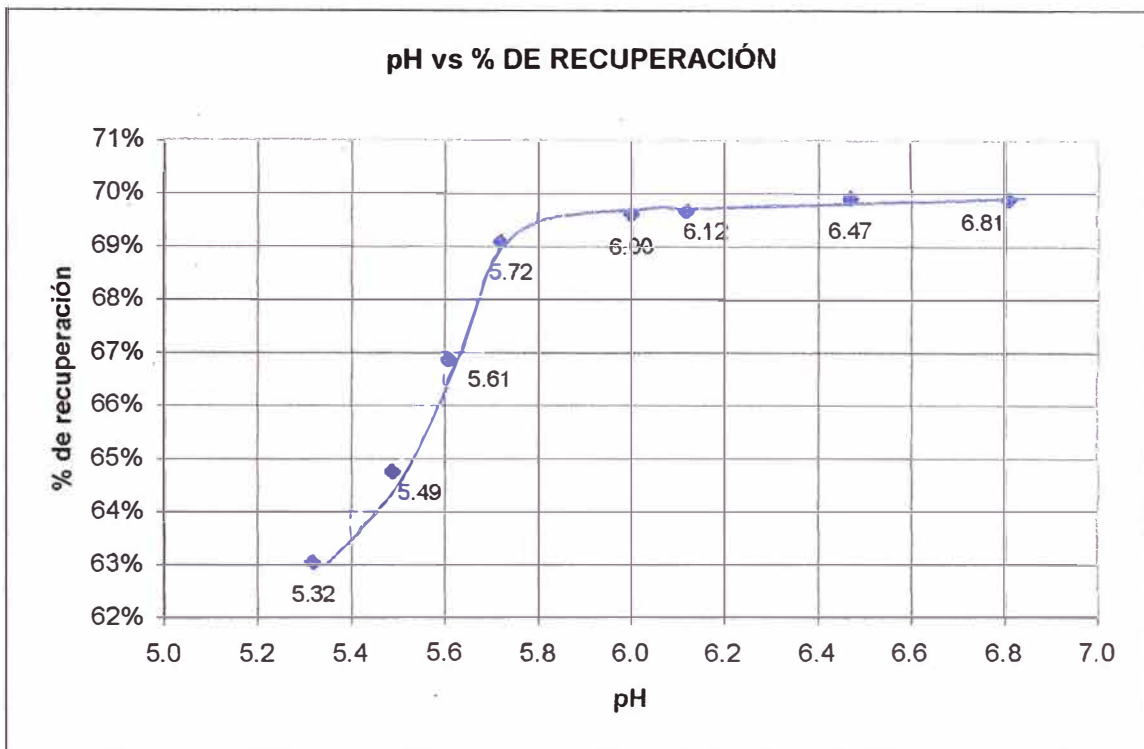
$$\text{Porcentaje de AG recuperado} = 69,66 \%$$

En forma análoga se realiza el cálculo para las demás condiciones, obteniéndose el resultado mostrado en el cuadro 4.22 y la figura 4.8 correspondiente.

Cuadro 4.22. % de recuperación del aminoácido a diversas condiciones de pH

Condición	pH de la Torre	Porcentaje de AG recuperado
1	5,32	63.04%
2	5,49	64.76%
3	5,61	66.86%
4	5,72	69.09%
5	6,00	69.62%
6	6,12	69.66%
7	6,47	69.92%
8	6,81	69.90%

Figura 4.8. % de recuperación del aminoácido vs pH



Por lo tanto el pH óptimo para lograr una mejor recuperación, de acuerdo a la figura 4.8 el pH se encuentra entre 5,7 a 6,0 correspondiendo la máxima recuperación a un valor de 5,8.

$$\text{pH óptimo} = 5,8$$

C.4 Eluado final total

Para objeto de la prueba, se procede a enjuagar con agua tratada el lecho de resina, obteniendo un nuevo eluado parcial que se suma a la masa de cada muestra extraída. El nuevo eluado parcial es la unión del primer eluado parcial (sección C.3.2) y todo el enjuague del lecho de resina con agua, los resultados se muestran en el cuadro 4.23.

Cuadro 4.23. Eluado final

Eluado total final		
V (L)	Conc. (g/dL)	Masa de AG (g)
37,6	5,08	1910,08
0,06	12,58	7,55
0,16	13,08	20,93
0,16	13,74	21,98
0,16	14,41	23,06
0,16	14,49	23,18
0,16	14,46	23,14
0,16	14,49	23,18
0,16	14,45	23,12

El aminoácido total involucrado en esta prueba será obtenido:

del nuevo eluado parcial	1910,08g
y el contenido de las muestras analizadas	166,14g
Total de aminoácido	2076,22g

$$\text{Porcentaje de recuperación} = \frac{2076.48}{2342.95} * 100 = 88.6\%$$

Rendimiento total 88.6%

El valor hallado es muy superior al que se da en planta, lo que es justificado según:

- El SV de la adsorción en planta es menor al del piloto (0,5 frente a 0,71).
- El tiempo de homogenización con aire del lecho de resina durante la elución en el equipo piloto transcurre hasta lograr un pH homogéneo y constante, es decir se hizo uso de aire sin ninguna limitación. Esta condición no es posible en planta y su estudio se detalla más adelante.
- Se debe recordar que el principal objetivo de esta sección es determinar el pH al cual se tiene una mejor recuperación del aminoácido, como ya se determinó.

C.5 Conclusión de la prueba en el equipo piloto

Las pruebas han arrojado que es posible disminuir el pH del medio de la torre en la elución, sin afectar la recuperación de aminoácido en esta operación. Esto permite que, al reducir estrictamente el pH desde 6,2 a 5,8 en la elución, se logra un ahorro de hidróxido de sodio equivalente a 160 L/lote de operación, tal como se calcula a continuación.

El valor estimado del ahorro de soda, se calcula a partir de la experiencia en planta que consiste en que: para incrementar 0,1 unidades de pH del medio en la elución, se hace uso de 10 litros de hidróxido de sodio.

Por lo tanto, si se rebaja de 6,2 - 5,8 = 0,4 unidades de pH (u pH) al cual se hace la elución, se estará reduciendo el consumo de soda en:

$$\frac{10 \text{ L}}{0,1 \text{ upH}} * 0,4 \text{ upH} = 40 \text{ L}$$

Los 40 L de soda corresponden a una torre en proceso. Para un lote completo de cuatro torres el uso de soda se rebaja en:

$$\left(\frac{40 \text{ L}}{\text{torre}} \right) \frac{4 \text{ torre}}{\text{lote}} = 160 \text{ L/lote}$$

El valor calculado, puede ser mayor, si se tiene presente que la elución en planta se realiza a un pH que puede alcanzar a 6,4 tal como se describe en el resumen final en el capítulo I. Para cumplir con el objetivo del trabajo se considera el valor conservador de un ahorro de soda de 160 L/lote.

4.3.2. EVALUACIÓN DEL CONSUMO DE AIRE DURANTE LA ELUCIÓN

La recuperación del aminoácido en el lecho de resina en planta se da con el uso de aire a una presión de 2,5 Kg./cm² con un flujo de aire de 15 m³/min durante 25 minutos a través del lecho fijo con un flujo ascendente, homogenizando el pH del medio.

A. Procedimiento

Para lograr el objetivo se procedió del modo siguiente:

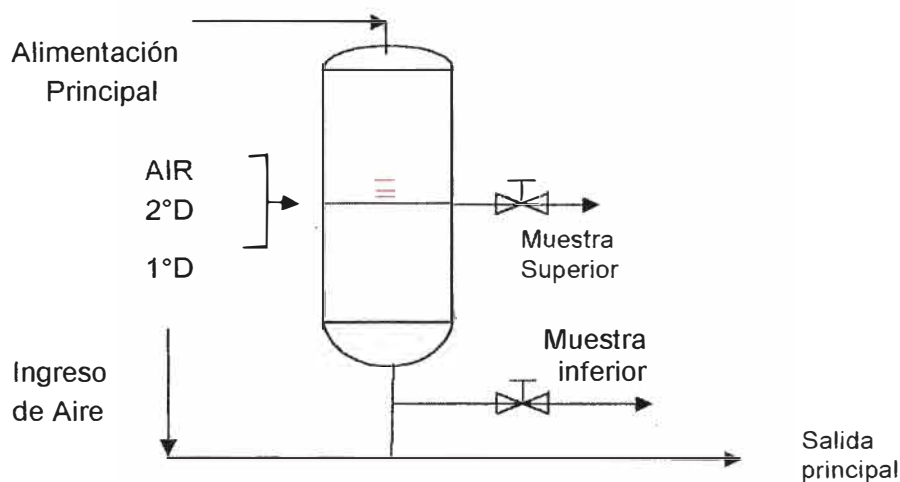
- a. Determinar puntos de muestreo, para medir el pH.
- b. Hacer mediciones de pH a medida que transcurre la elución completa.
- c. Se determinará la diferencia de pH entre el punto de muestra superior e inferior, para evaluar el grado de mezcla del lecho.
- d. Los dos pasos se realizaron para el proceso actual y para el propuesto.

En el desarrollo de la elución se emplea términos como:

- 1° D, primer drenado : equivale a tener un nivel de lecho y/o nivel de líquido de 1KL sobre el nivel del lecho fijo de resina.
- 2° D, segundo drenado: equivale a tener un nivel de lecho y/o nivel de líquido de 2KL sobre el nivel del lecho fijo de resina.
- AIR, nivel de aireado : equivale a tener un nivel de lecho y/o nivel de líquido de 3KL sobre el nivel del lecho fijo de resina.

En la figura 4.9, se muestran las corrientes de ingreso y salida, ingreso de aire, niveles de drenado y puntos de muestreo para la prueba de elución.

Figura 4.9. Esquema grafico para la prueba de elución



B. Análisis de la operación actual de elución

Luego de drenar el licor de lavado se inicia la elución, para lo cual el caldo fermentado se alimenta en dos fracciones, luego se alimenta soda y finalmente se adiciona una tercera y última fracción de caldo. Como paso siguiente se procede a mezclar el medio con aire presurizado por espacio de 25 minutos, de tal forma de lograr un pH mayor a 6,2 en el punto superior (ver figura 4.9).

Muchas veces el tiempo de homogenización se puede prolongar si no se tiene el pH deseado, caso contrario se corre el riesgo de tener atoro de las aberturas de las toberas las que pueden colapsar o tener un exceso de agua durante la operación de enjuague.

A continuación se muestran los resultados de la prueba de elución a la condición actual de operación en planta, para tener datos que serán comparados posteriormente con la prueba bajo las propuestas de este trabajo.

Las condiciones a las que se desarrolló el proceso de planta fueron:

Caldo fermentado (CF)	:	pH =7,76
		densidad =15° Be
Tiempo de aireado	:	25 minutos.
Volumen procesado de CF	:	16,6KL
Volumen de soda	:	160 L

La secuencia de operación y los datos registrados se indican el cuadro 4.24, donde se reportan las características de 24 muestras (o puntos para efectos comparativos en las figuras desarrollados posteriormente). La segunda columna; muestra el valor del pH de elución en el punto superior. La tercera columna, el valor del pH de elución en el punto inferior. Mientras que en la cuarta columna se calcula la diferencia que existe entre ambos puntos; superior e inferior, para evaluar el comportamiento de la homogenización del medio en elución respecto al pH.

Cuadro 4.24. Datos de la elución actual

MUESTRA (PUNTO)	pH		DIF. DE pH	OBSERVACIONES
	M. SUP.	M. INF.		
0				Inicio de elución
1	7,37			A 2 KL de CF alimentado.
2	7,35	2,41	4,94	A 4 KL de CF alimentado.
3	7,26	2,44	4,82	A 6 KL de CF alimentado.
4	7,29	2,76	4,53	Nivel de licor al 2° drenado.
5	7,30	3,47	3,83	Nivel de licor al 1° drenado y se despresuriza.
6	6,48	3,53	2,95	Inicio de salida del eluado parcial (a 8KL. de CF)
7	7,30	3,74	3,56	A 10 KL de CF alimentado.
8	7,48	4,11	3,37	A 12 KL de CF alimentado.
9	7,96	4,61	3,35	Nivel de licor al 2° drenado y se despresuriza Adición de 160 L de soda
10	9,25	4,68	4,57	Inicio de salida del eluado parcial(13,2 KL. de CF)
11	8,43	4,70	3,73	A 15 KL de CF alimentado.
12	8,13	4,76	3,37	Fin de alimentación de CF (16,6 KL. de CF)
13		4,99		Drenado a nivel de AIR, despresurización.
14	7,86	5,11	2,75	Se hace presión y se despresuriza
15	7,69	5,18	2,51	Se hace presión adicional y se despresuriza
16	7,66			Inicio homogenización
17	7,17			5min. homogenización
18	6,53			10min. homogenización
19	6,35			15min. homogenización
20	6,19			20min. homogenización
21	6,16			25min. homogenización
22		5,67		Drenado al nivel de 2° drenado.
23		5,82		Drenado al nivel de 1° drenado.
24		5,88		Fin de drenado de eluado.

Observaciones:

- a. La primera diferencia de pH (muestra 2), es de 4,94 unidades, es decir; no existe homogenización del medio en elución.
- b. La diferencia de pH antes de iniciar la homogenización es de 2,51 unidades(muestra 15).
Aún no hay homogenización completa.
- c. El valor de la diferencia entre el pH, finalizada la homogenización (muestra 21) con aire y al término del drenado (muestra 24), es:
 $6,16 - 5,88 = 0,28$ unidades.

C. Proceso de elución propuesta

La operación propuesta contempla alimentar caldo fermentado en una primera etapa una vez finalizado el lavado con licor madre y luego adicionar soda, paso siguiente se alimenta el caldo fermentado en dos etapas.

Caldo fermentado (CF)	:	pH = 7,63	densidad = 15,3° Be
Tiempo de aireado	:	17 minutos.	
Volumen de CF	:	17KL	
Volumen de soda	:	200 L	

Cuadro 4.25. Datos de la elución propuesta

MUESTRA (PUNTO)	pH		DIF. DE pH	OBSERVACIONES
	M. SUP.	M. INF.		
0				Inicio de la operación
1	7.26	2.36	4.90	Alimentación de 3,5 KL. de CF
2	7.07	3.60	3.47	Alim. 9 KL de CF y drenado a 2° D, se despresuriza.
3	6.86	4.14	2.72	Se hace presión y se despresuriza. Adicion de Soda y ají licor
4	9.12	4.02	5.10	Inicio de salida del eluado parcial
5	7.95	4.62	3.33	14 KL. de CF y drenado al 2°D, para despresurizar.
6	8.45	4.78	3.67	Salida a tanque de cristalización
7	7.56	5.11	2.45	17KL CF se drena a nivel de AIR y se despresuriza.
8	7.66	5.21	2.45	Se hace presión y se despresuriza.
9	7.43			1/4 de apertura de válvula de aire.
10	7.08			1/2 de apertura de válvula de aire.
11	6.62			3/4 de apertura de válvula de aire.
12	6.42			2 minutos de apertura de válvula a 3/4..
13	6.30			6 minutos de apertura de válvula a 3/4.
14	6.17			10 minutos de apertura de válvula a 3/4.
15	6.10			17 minutos de apertura de válvula a 3/4.
16		5.76		Drenado al nivel de AIR.
17		5.86		Drenado al nivel de 2° drenado.
18		5.92		Drenado al nivel de 1° drenado.
19		5.95		Fin de drenado de eluado.

Observaciones

- La primera diferencia de pH (muestra 1), es de 4,90 unidades.
- La diferencia de pH antes de iniciar homogenización (muestra 8) es de 2,45 unidades.
- El valor de la diferencia entre el pH finalizada la homogenización (muestra 15) y al término del drenado (muestra 19) es:

$$6,1 - 5,95 = 0,15 \text{ unidades.}$$

Por lo tanto; del cuadro 4.25 se observa que la secuencia de esta elución modificada o propuesta se ajusta a la condición de pH que se logra en la elución actual de planta (como se observa con el cuadro 4.24), a pesar de tener menor tiempo de homogenizado.

La observación "c" de la elución propuesta es menor al logrado en la condición de aireado con 25 minutos (elución actual), de esto se desprende que es posible tener un menor tiempo de aireado.

En el cuadro 4.25 las columnas con los valores de pH muestran que a partir de los 6 minutos de aireado ya se llega a una condición estable de pH. Recomendando un máximo 10 minutos de aireado.

En las figuras 4.10 y 4.11 (elaboradas a partir del cuadro 4.24 y 4.25), se muestran gráficamente el comportamiento del pH durante la elución actual y propuesta.

Figura 4.10. Comportamiento del pH en la elución actual

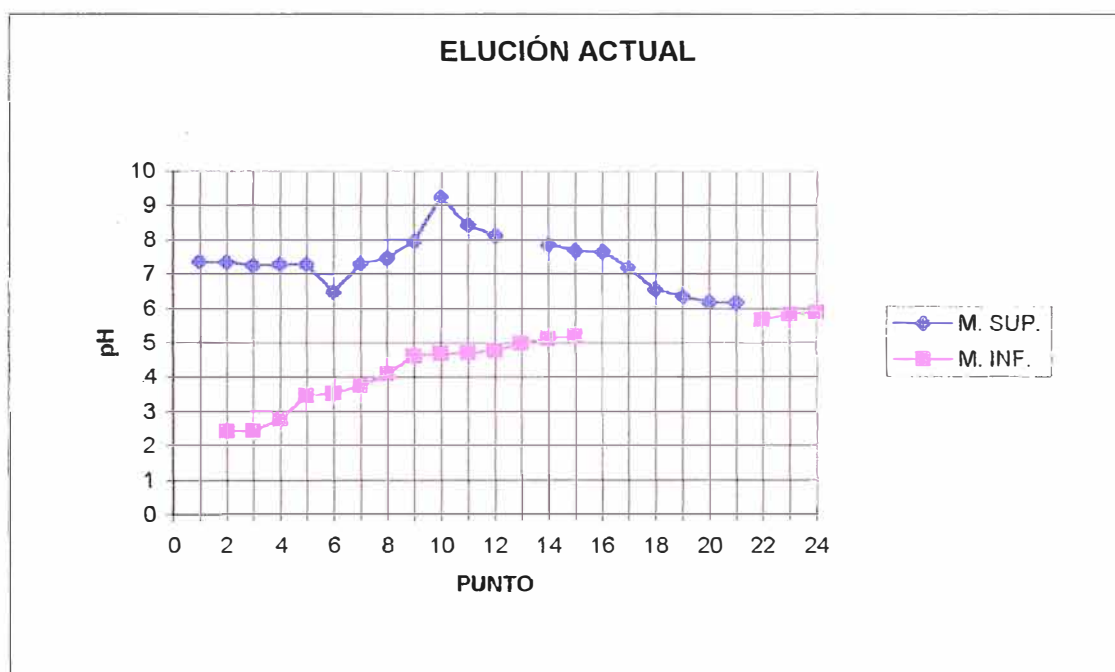
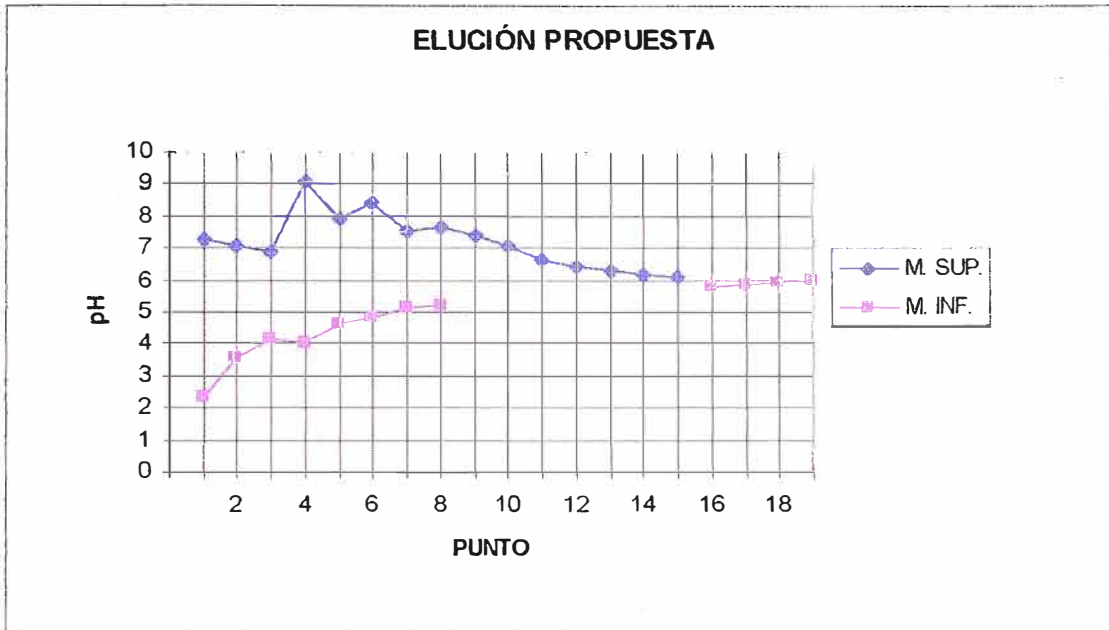


Figura 4.11. Comportamiento del pH en la elución propuesta



D. Conclusiones

- El procedimiento propuesto, consigue menores diferencias de pH frente al proceso normal antes de iniciar el ingreso de aire para la homogenización, lo que indica que hay una buena mezcla gracias a la secuencia de operación. (Comparar figuras 4.10 y 4.11).
- Como consecuencia del ítem "a", se tiene un menor consumo de aire entre el procedimiento propuesto, frente al llevado en planta normalmente.
- De tenerse en cuenta el pH óptimo calculado en la sección 4.3.1 (pH=5,8), el tiempo de uso de aire se vería reducido, por alimentar menos cantidad de soda en la elución.
- Para la secuencia de la elución propuesta, se estima ahorrar la cantidad de aire, siguiente:

$$\begin{array}{lclclcl} \text{Proced. actual} & : & 15 \text{ m}^3/\text{min} & * & 25 \text{ min} & = & 375 \text{ m}^3 \\ \text{Proced. propuesto} & : & 15 \text{ m}^3/\text{min} & * & 10 \text{ min} & = & 150 \text{ m}^3 \end{array}$$

$$\text{finalmente el ahorro será } (375 - 150) = 225 \text{ m}^3/\text{ torre}$$

4.4. MEJORA EN LAS CONDICIONES EN EL ENJUAGUE DEL ELUADO

4.4.1. CONDICION ACTUAL

Luego de la elución, es necesario realizar una operación de enjuague, con la finalidad de recuperar lo máximo posible del ácido glutámico retenido en las torres de resina. La operación de enjuague se realiza, primero con un licor de enjuague proveniente de un lote previo, para finalmente completar este enjuague con el uso de agua.

La situación actual de finalización o corte del enjuague es variable y se realiza de acuerdo a la capacidad del tanque auxiliar de recepción de enjuague o bajo diversos criterios, como la densidad de salida (0,5 °Be).

4.4.2. DESCRIPCIÓN DE LA OPERACIÓN ADSORCION-ELUCION-ENJUAGUE

Como ya se ha descrito anteriormente (capítulo 3, sección 3.2.4-D), las operaciones en las torres de resina comprende un ciclo que dura 8 horas, por tanto en un día se completan 3 ciclos de operación y cada ciclo involucra, consecutivamente, las operaciones de adsorción, lavado con licor madre, elución, enjuague y acondicionamiento de resina (regeneración, lavado o retrolavado). Estas operaciones se llevan a cabo paralelamente en las 4 torres. En la figura 4.12 se presenta un esquema a tener en cuenta en la realización de la prueba.

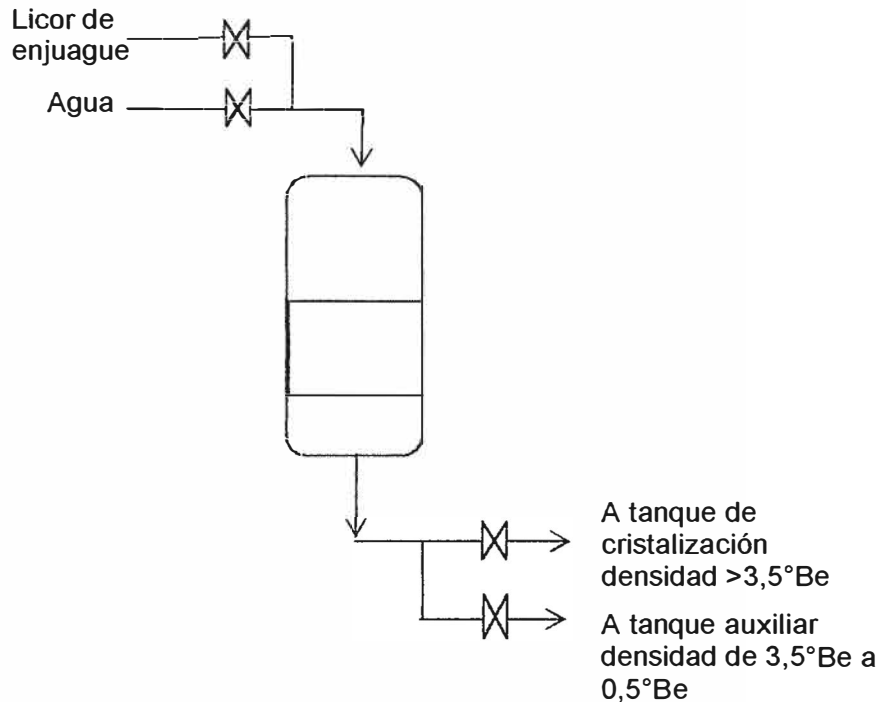
4.4.3. PROCEDIMIENTO

Para determinar el punto de finalización del enjuague se procedió de la siguiente manera:

- a. Se realizaron dos pruebas de seguimiento completo al proceso de adsorción –lavado con licor madre 1- elución - enjuague en la torre 2 ,esto con la finalidad de conocer el tiempo de duración del enjuague con agua hacia el tanque auxiliar.
- b. Para eso se dispuso la toma de muestras de licor a la salida de la torre cada cierto tiempo, y se evaluó, en cada muestra, el pH, la densidad (°Be) y la concentración de ácido glutámico en g/dL
- c. Finalmente, para facilitar el análisis de estos datos se los presenta gráficamente en función del tiempo. Los datos como resultado de la

primera prueba se muestran en el cuadro 4.26, figura 4.12, figura 4.13 y de la segunda prueba en cuadro 4.27, figura 4.14 y figura 4.15.

Figura 4.12. Corrientes de ingreso y salida durante la elución



4.4.4. RESTRICCIONES

Para evaluar el punto de finalización del enjuague, se consideran las siguientes restricciones:

- Dado que el proceso de adsorción – lavado con licor madre 1 - elución - enjuague es por lotes y se realizan 03 lotes completos por día en las torres de resina y teniendo en cuenta que la operación de acondicionamiento de resina dura en promedio 1 hora, el proceso de adsorción – lavado con licor madre 1 - elución - enjuague debe durar como máximo 7 horas, lo que actualmente no se toma en consideración.
- La capacidad del tanque de recepción de enjuague es 44 KL, y por motivos de operación en este tanque debe quedar un volumen remanente de 4KL. Por lo tanto, el volumen neto para operar es de 40 KL/4 torres = 10KL/torre y como el proceso de enjuague se realiza a 18 KL/h con un valor SV = 0,86 (cuadro 3.5), entonces el tiempo disponible para realizar el enjuague con agua hacia el tanque auxiliar es:

$$t_{\text{enjuague}} = \frac{10 \text{ KL}}{18 \text{ KL/h}} = 0,55 \text{ h} = 33 \text{ min}$$

Cuadro 4.26 Primera prueba de seguimiento adsorción-elución-enjuague

Vol. Aliment.(KL)	34
AG (g/dL)	2,68
pH	1,65
°Be	14
P(Kg/cm ²)	0,8
SV	0,71

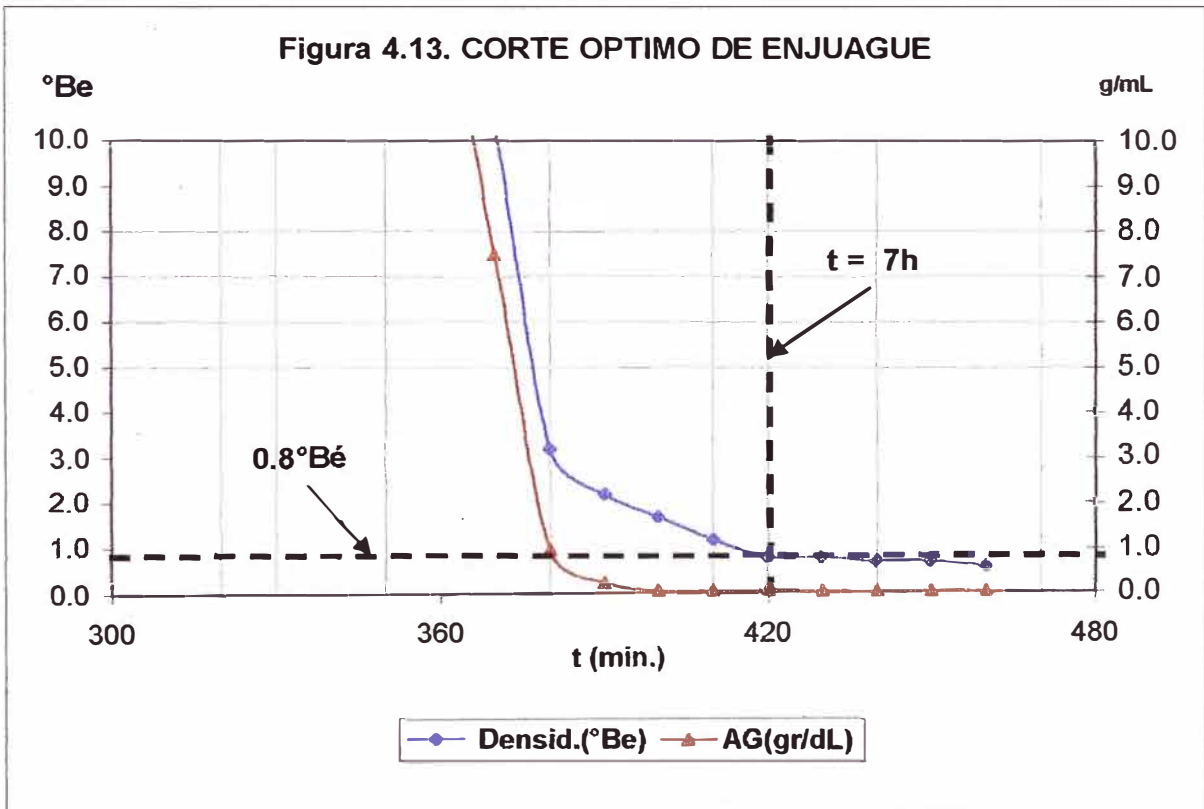
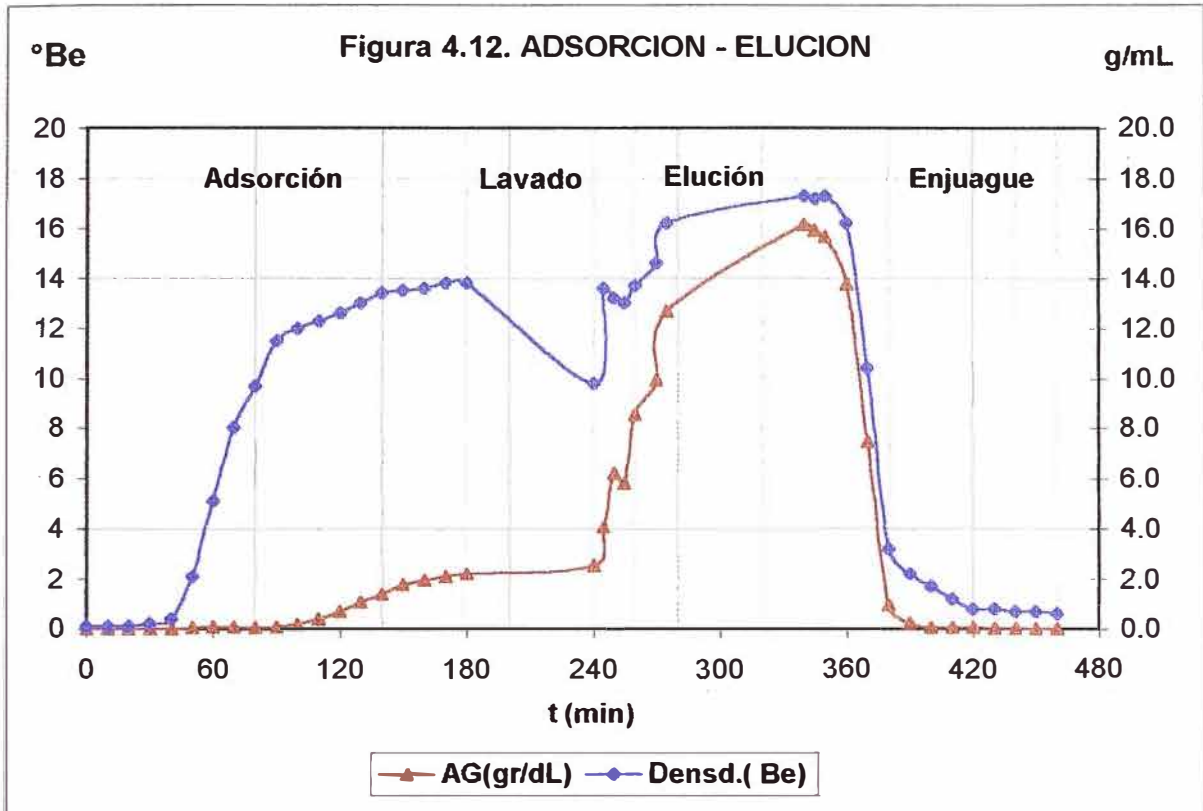
(a) Condiciones de adsorción

Vol. (KL) de CF	19
AG(g/dL) CF	12,95
pH	7,26
°Be	15,2
Vol. (KL) Licor enjuague	9
SV elución	3
SV enjuague	0,86

(b) Condiciones de elución-enjuague

		t(min)	pH	° Be	AG (g/dL)	
Ad so tación	1	0	6,66	0,1	0,00	
	2	10	6,64	0,1	0,00	
	3	20	6,64	0,1	0,00	
	4	30	6,64	0,2	0,00	
	5	40	6,45	0,4	0,01	
	6	50	5,70	2,1	0,04	
	7	60	5,42	5,1	0,07	
	8	70	5,00	8,0	0,07	
	9	80	4,05	9,7	0,06	
	10	90	2,42	11,5	0,08	
	11	100	2,09	12,0	0,18	
	12	110	1,97	12,3	0,39	
	13	120	1,86	12,6	0,68	
	14	130	1,83	13,0	1,07	
	15	140	1,70	13,4	1,39	
	16	150	1,66	13,5	1,75	
	17	160	1,66	13,6	1,93	
	18	170	1,66	13,8	2,10	
	19	180	1,65	13,8	2,19	
Elución	20	240	2,80	9,8	2,53	
	21	245	2,32	13,6	4,07	
	22	250	2,83	13,2	6,20	1ra despresurización
	23	255	2,75	13,0	5,80	
	24	260	4,27	13,7	8,54	2da despresurización
	25	270	4,66	14,6	9,94	
	26	275	5,28	16,2	12,66	3ra despresurización
	27	340	6,25	17,3	16,16	
	28	345	6,37	17,2	15,91	
Enjuague	29	350	6,42	17,3	15,66	
	30	360	6,43	16,2	13,74	
	31	370	6,40	10,4	7,47	
	32	380	6,37	3,2	0,96	← Salida del enjuague a tanque auxiliar
	33	390	6,34	2,2	0,24	
	34	400	6,45	1,7	0,05	
	35	410	6,48	1,2	0,05	
	36	420	6,4	0,8	0,04	
	37	430	6,62	0,8	0,03	
	38	440	6,65	0,7	0,03	
	39	450	6,70	0,7	0,01	
	40	460	6,81	0,6	0,01	

(c) Cuadro de seguimiento adsorción – elución – enjuague.



Cuadro 4.27. Segunda prueba de seguimiento de adsorción-elución-enjuague

vol. Aliment.(KL)	34
AG (gr/dL)	2,65
pH	1,65
°Be	14
P(Kg/cm2)	0,8
SV	0,71

(a) Condiciones de adsorción

Vol. (KL) de CF	19
AG(gr/dL) CF	13,01
pH	7,28
°Be	15,5
Vol. (KL) Licor de enjuague	9
SV elución	3
SV enjuague	0,86

(b) Condiciones de elución - enjuague

		t(min)	pH	°Be	GL(gr/dL)	
Adsorción	1	0	6,55	0,0	0,00	
	2	10	6,58	0,1	0,00	
	3	20	6,55	0,2	0,00	
	4	30	6,53	0,2	0,00	
	5	40	6,50	0,2	0,00	
	6	50	5,86	1,8	0,03	
	7	60	5,45	4,5	0,10	
	8	70	5,05	9,0	0,16	
	9	80	4,68	11,8	0,14	
	10	90	3,35	12,4	0,10	
	11	100	1,95	12,8	0,27	
	12	110	1,86	13,1	0,56	
	13	120	1,84	13,5	0,75	
	14	130	1,82	13,6	1,03	
	15	140	1,8	13,9	1,34	
	16	150	1,79	14,0	1,64	
	17	160	1,77	14,1	1,86	
	18	170	1,76	14,3	1,99	
	19	180	1,75	14,5	2,30	
Elución	20	240	2,45	14,2	2,75	
	21	245	2,46	14,1	3,42	
	22	250	3,08	13,6	5,25	1ra despresurización
	23	255	3,22	13,7	5,41	
	24	260	4,58	14,9	8,83	2da despresurización
	25	270	4,78	14,9	9,83	
	26	275	4,99	16,0	11,33	3ra despresurización
	27	335	5,64	17,5	15,33	
	28	340	5,85	18,1	15,58	
Enjuague	29	345	5,96	17,5	14,58	
	30	350	5,94	13,1	8,88	
	31	360	5,92	8,5	5,45	
	32	370	5,85	5,0	3,22	
	33	380	5,92	3,6	0,95	← Salida de enjuague a tanque auxiliar
	34	390	6,24	2,0	0,22	
	35	400	6,35	1,3	0,04	
	36	410	6,41	0,8	0,02	
	37	420	6,24	0,8	0,01	
	38	430	6,35	0,7	0,01	
	39	440	6,41	0,7	0,01	
	40	450	6,45	0,7	0,01	

(c) Cuadro de seguimiento adsorción – elución – enjuague.

Figura 4.14. ADSORCION - ELUCION

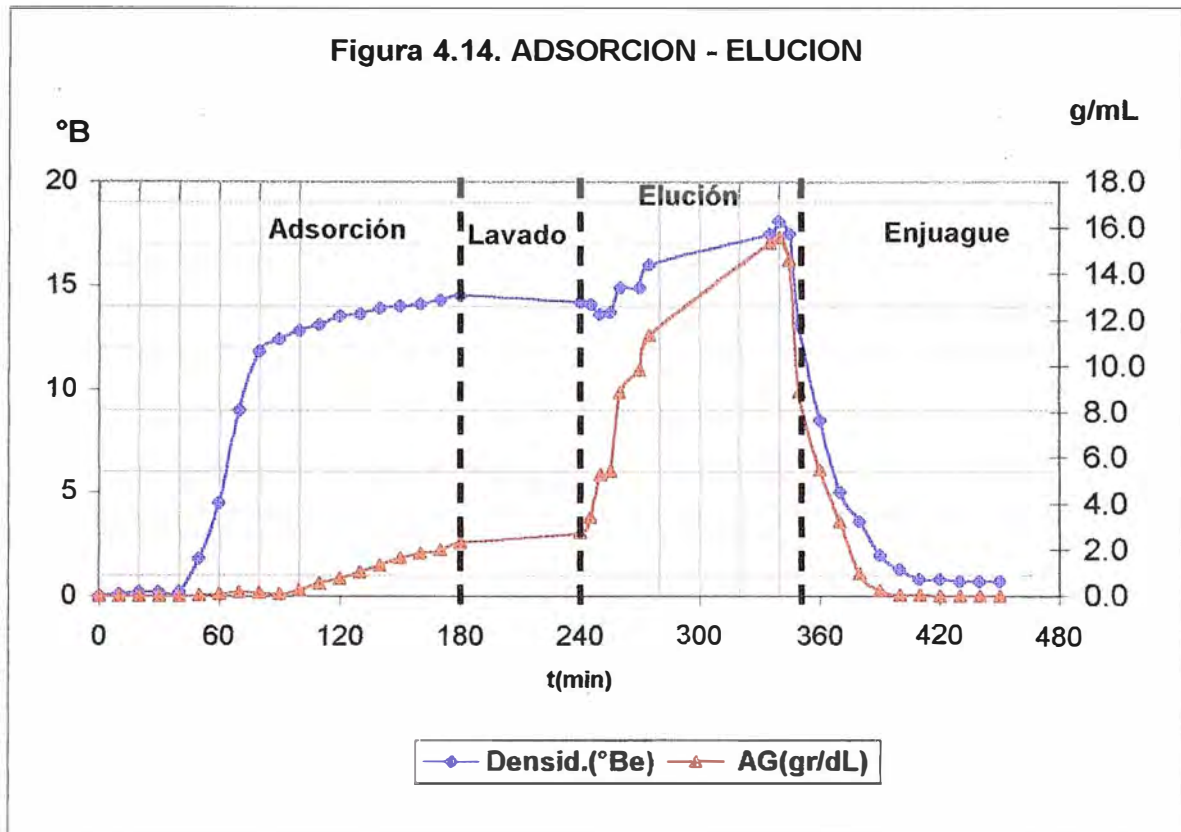
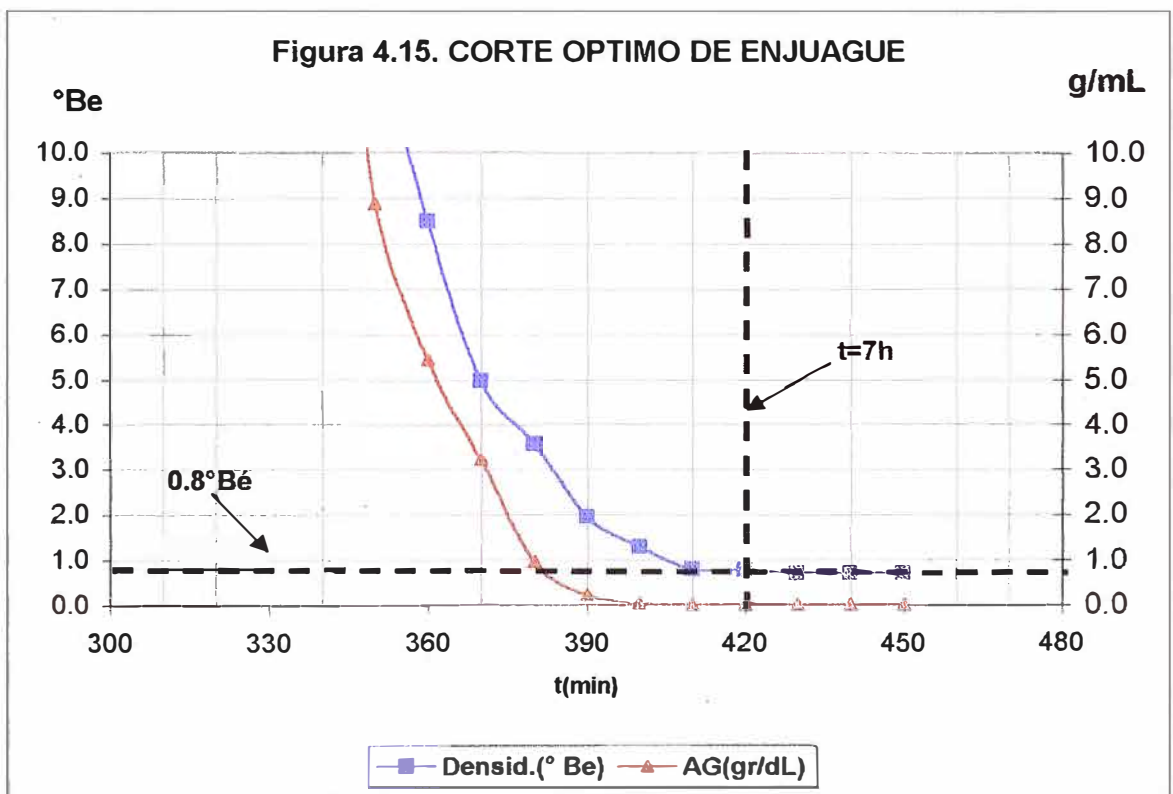


Figura 4.15. CORTE OPTIMO DE ENJUAGUE



4.4.5. RESULTADOS

De las figuras 4.13 y 4.15 se puede determinar que el punto de finalización del enjuague es 0,8°Bé, esta afirmación se sustenta en las siguientes razones:

- a. En este punto no se excede el tiempo que debe durar el lote de adsorción-lavado con licor madre 1-elución-enjuague, que es de 7 horas. En la primera prueba se logra una densidad de 0,8°Be a los 420 minutos (cuadro 4.26-c) y en la segunda prueba a los 410 minutos (cuadro 4.27-c); también se puede observar en dichos cuadros que el tiempo disponible para el enjuague al tanque auxiliar es de 40 minutos en promedio.
- b. Para realizar el corte de enjuague en 0,8 °Bé, la capacidad del tanque de enjuague es suficiente.
- c. Para densidades de corte más bajas, la recuperación de AG es mínima, así por ejemplo: en el cuadro 4.27-c para una densidad de 0.7 °Bé la concentración de AG es aproximadamente 0,01 g/dL y siendo la SV de enjuague 0,86 (18 KL/h) nos da una recuperación máxima de

$$\text{Flujo promedio} = 0.01\text{g/dL} * 18\ 000\text{L/h} = 1,8\ \text{Kg/h}$$

4.5 ESTUDIO DE LA REDUCCION DEL CONSUMO DE REGENERANTE

4.5.1 CONDICION ACTUAL

En el proceso actual se realiza la regeneración de una torre de resina cada 4 lotes de adsorción. La regeneración se realiza con salmuera preparada a una densidad de 12°Bé.

En el cuadro 4.28 se muestra la frecuencia de regeneración (REG) en cada torre, para las condiciones actuales de trabajo. Otras dos operaciones se llevan a cabo como parte del acondicionamiento de la resina, estas son: lavado con agua (LAV) y retrolavado (RET)

Cuadro 4.28. Frecuencia de regeneración de las torres

Lote	Torre 1	Torre 2	Torre 3	Torre 4
1	REG	LAV	RET	LAV
2	LAV	REG	LAV	RET
3	RET	LAV	REG	LAV
4	LAV	RET	LAV	REG
5	REG	LAV	RET	LAV
6	LAV	REG	LAV	RET
7	RET	LAV	REG	LAV
8	LAV	RET	LAV	REG

REG: regeneración, LAV: lavado y RET: retrolavado

4.5.2 DESCRIPCIÓN DE LA OPERACIÓN

La operación de regeneración de las torres de resina se lleva a cabo a las siguientes condiciones:

Velocidad espacial(SV)	:	1
Presión	:	1,0Kg/cm ²
Nivel de lecho (NC)	:	1,0KL

La operación consiste simplemente en alimentar la salmuera a las condiciones que se indican líneas arriba y luego realizar un enjuague con agua. Para realizar la regeneración se emplea 10 KL de salmuera y 10 KL para el enjuague.

4.5.3 PROCEDIMIENTO

Para conseguir el objetivo trazado se realizaron dos pruebas, siendo una consecuencia de la otra:

- a. La primera prueba consiste en realizar un balance de cationes antes y después de la regeneración. En esta prueba se cuantifica la presencia de los cationes: Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , K^+ , NH_4^+ , que son las que primordialmente se presentan en el intercambio catiónico.
- b. La segunda prueba consiste en realizar un seguimiento de dos torres y evaluar el comportamiento en cuanto al rendimiento, al modificar la frecuencia de regeneración (ver cuadro 4.28 y 4.31).

A. Balance de cationes

Este análisis se realizó con datos reportados por el laboratorio, para esto se sacó una muestra de la resina antes de ser regenerada, de la resina regenerada, de la salmuera, del agua que se empleo en el enjuague y el deseluado. Los datos que reporta el laboratorio están en ppm, razón por la que para facilitar el análisis se reportarán todos estos datos en ppm de $CaCO_3$

La relación de equivalencia de ppm de $CaCO_3$ con las ppm de los cationes involucrados fue calculada de la siguiente manera:

$$Eq_{CaCO_3} = Eq_X \quad \dots\dots\dots (4.27)$$

$$\left| \frac{W}{Peq} \right|_{CaCO_3} = \left| \frac{W}{Peq} \right|_X \quad \dots\dots\dots(4.28)$$

$$\left| \frac{W}{M/\Theta} \right|_{CaCO_3} = \left| \frac{W}{M/\Theta} \right|_X \quad \dots\dots\dots(4.29)$$

Para el $CaCO_3$:
 Masa molar (M) = 100
 Carga (Θ) = 2
 entonces al reemplazar en (4.29) :

$$\frac{W_{\text{CaCO}_3}}{\left(\frac{100}{2}\right)} = \frac{W_X}{\left(\frac{PM}{\Theta}\right)_X} \quad \dots\dots\dots(4.30)$$

pero 1 ppm = mg/litro

Expresando W en mg y dividiendo entre litros se tiene :

$$\text{ppm CaCO}_3 = \text{ppm } X \cdot \frac{50}{\left(\frac{M}{\Theta}\right)_X} \quad \dots\dots\dots(4.31)$$

Por ejemplo, para el ión Na⁺ el cálculo sería el siguiente:

$$M_{\text{Na}^+} = 23$$

$$\Theta_{\text{Na}^+} = 1$$

reemplazando tenemos :

$$\text{ppm CaCO}_3 = \text{ppm Na}^+ \cdot \frac{50}{\left(\frac{23}{1}\right)}$$

$$\text{ppm CaCO}_3 = \frac{50}{23} \text{ ppm Na}^+$$

Lo que significa que 50 ppm de Na⁺ es equivalente a 23 ppm como CaCO₃

En el cuadro 4.29, que sigue se muestra el resultado de la prueba.

Cuadro 4.29. Balance de cationes en ppm

	Ca ⁺⁺	K ⁺	Na ⁺	Mg ⁺⁺	NH ₄ ⁺
Agua	205	5	164	29	**
Salmuera	308	155	39588	161	1
Deseluado	48	2616	3584	57	4492
Resina A	920	2520	8920	400	9560
Resina B	1000	1840	16760	320	2440

Resina A: antes de regeneración
Resina B: después de regeneración

De la aplicación de la relación para llevar todas las concentraciones a ppm CaCO_3 se obtiene el cuadro 4.30

Cuadro 4.30. Balance de cationes en ppm CaCO_3

	Ca^{++}	K^+	Na^+	Mg^{++}	NH_4^+
Agua	512.5	6.5	360.8	118.9	**
Salmuera	770	201.5	87093.6	660.1	2.8
Deseluado	120	3400.8	7884.8	233.7	12577.6
Resina A	2300	3276	19624	1640	26768
Resina B	2500	2392	36872	1312	6832

Resina A: antes de regeneración
Resina B: después de regeneración

De los cuadros 4.29 y 4.30, se puede observar que durante la regeneración ocurre primordialmente un intercambio de cationes entre el ión NH_4^+ y el Na^+ , lo que estaría indicando que parte de la regeneración se produce durante la elución, pues el ión NH_4^+ solamente esta presente en cantidad apreciable en el caldo fermentado (como consecuencia del uso de la urea en la fermentación). Esto indicaría que es posible disminuir la frecuencia de regeneración de las torres de resina, y para confirmar esto se realiza la segunda prueba que consiste en modificar la frecuencia de regeneración de las torres y evaluar el comportamiento de la capacidad de la resina.

B. Evaluación de la resina con modificación de la frecuencia de regeneración

Para comprobar lo expuesto líneas arriba, se realiza una serie de pruebas en las torres 1 y 2, que consiste en no regenerar una misma torres sino hasta después de 8 lotes (ver cuadro 4.31) y evaluar las pérdidas por licor adsorbido, así como la capacidad de resina y compararlo con valores obtenidos con la actual frecuencia de regeneración (ver cuadro 4.28)

En el cuadro 4.31 se presenta la frecuencia propuesta de regeneración en las torres.

Cuadro 4.31. Frecuencia propuesta para regenerar las torres

Lote	Torre 1	Torre 2	Torre 3	Torre 4
1	REG	LAV	RET	LAV
2	LAV	RET	LAV	LAV
3	LAV	REG	LAV	RET
4	LAV	LAV	RET	LAV
5	RET	LAV	REG	LAV
6	LAV	LAV	LAV	RET
7	LAV	RET	LAV	REG
8	RET	LAV	LAV	LAV
9	REG	LAV	RET	LAV
10	LAV	RET	LAV	LAV
11	LAV	REG	LAV	RET

REG: regeneración, LAV: lavado y RET: retrolavado

C. Muestreo

El muestreo se realizó en forma similar, tanto para el caso de resina con la frecuencia actual de regeneración (cuadro 4.28) como para la resina con la frecuencia propuesta de regeneración (cuadro 4.31), y consistió en sacar una muestra del licor antes de ingresar a la torre evaluada (LpHA) y luego, al terminar la adsorción sacar otra muestra del licor adsorbido. Se halló la concentración de ácido glutámico de cada muestra, para luego por cálculos determinar cuanto de ácido glutámico captó la resina y conociendo el volumen de resina calcular la capacidad de resina (CR).

Para realizar los cálculos indicados se emplearon las abreviaciones y relaciones que se detallan a continuación:

Abreviaciones:

AG: ácido glutámico, **[AG]:** concentración de AG en gr/dL

LpHA: Licor de pH ajustado

L.ads: Licor adsorbido o Licor empobrecido

CR: Capacidad de resina

V: Volumen en KL.

W: masa en Kg

Relaciones:

1) Masa de ácido glutámico, W_{AG}

$$W_{AG}(\text{Kg}) = V * [AG] * 10 \quad \dots\dots(4.22)$$

Siendo: V el volumen de licor de pH ajustado en KL

2) Capacidad de resina, CR

CR en g de AG captado por litro de resina

$$W_{AG\text{captado}} = W_{AGLpHaj} - W_{AGLads}$$

$$W_{AG\text{captado}} = \{V * [AG] * 10\}_{LpHaj} - \{V * [AG] * 10\}_{Lads}$$

Por tanto :

$$CR = \frac{|\{V * [AG]\}_{LpHaj} - \{V * [AG]\}_{Lads}| * 10}{V_{\text{resina}}} \quad \dots\dots (4.33)$$

3) Porcentaje de rendimiento de adsorción, %n

$$\%n = \frac{W_{AG\text{captado}}}{W_{AG\text{alimentado}}} * 100$$

$$\%n = \frac{W_{AGLpHaj} - W_{AGLads}}{W_{AGLpHaj}} * 100$$

entonces :

$$\%n = \frac{|\{V * [AG]\}_{LpHaj} - \{V * [AG]\}_{Lads}| * 10}{\{V * [AG]\}_{LpHaj} * 10} * 100$$

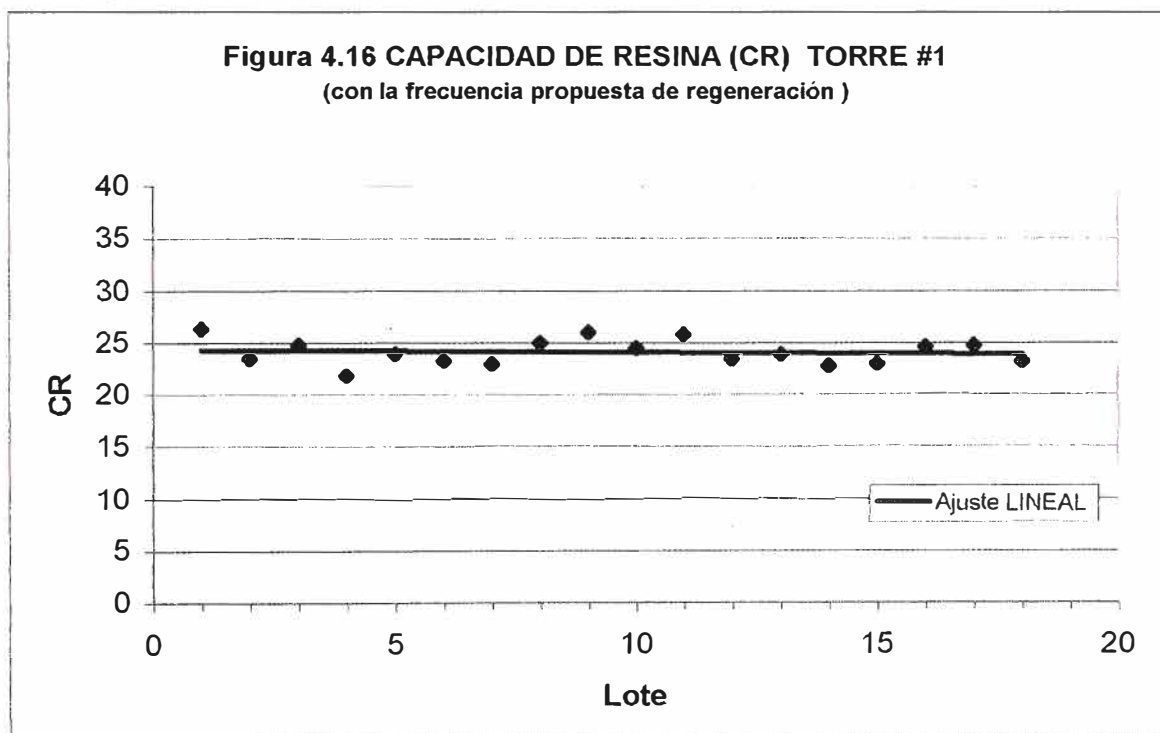
$$\%n = \frac{|\{V * [AG]\}_{LpHaj} - \{V * [AG]\}_{Lads}|}{\{V * [AG]\}_{LpHaj}} * 100 \quad \dots\dots(4.34)$$

En los cuadros 4.32, 4.33, 4.34 y 4.35 que se muestran a continuación, se tabulan los resultados de las pruebas. Del mismo modo se presentan las figuras comparativas 4.16, 4.17, 4.18 y 4.19, que permiten apreciar con más claridad los resultados.

Cuadro 4.32 Datos del seguimiento a la torre Nro.1 – Frecuencia propuesta de regeneración.

TORRE #1								
Lote	Volumen KL	LpHA		Volumen KL	L. Ads.		CR g AG/L res.	%n
		[AG] g/dL	WAG Kg		[AG] g/dL	WAG Kg		
1	30.50	2.67	814.35	39.50	0.65	256.75	26.302	68.472
2	30.50	2.61	796.05	38.80	0.77	298.76	23.457	62.470
3	30.50	2.61	796.05	38.00	0.71	269.80	24.823	66.108
4	30.50	2.51	765.55	38.50	0.79	304.15	21.764	60.270
5	30.00	2.69	807.00	38.50	0.78	300.30	23.901	62.788
6	30.00	2.58	774.00	38.50	0.73	281.05	23.252	63.689
7	30.00	2.55	765.00	39.00	0.71	276.90	23.024	63.804
8	30.00	2.63	789.00	40.00	0.65	260.00	24.953	67.047
9	30.00	2.69	807.00	40.00	0.64	256.00	25.991	68.278
10	30.00	2.77	831.00	40.50	0.77	311.85	24.488	62.473
11	30.00	2.75	825.00	40.20	0.69	277.38	25.831	66.378
12	30.00	2.67	801.00	40.50	0.75	303.75	23.455	62.079
13	30.00	2.63	789.00	41.00	0.69	282.90	23.873	64.144
14	30.00	2.61	783.00	41.00	0.73	299.30	22.816	61.775
15	29.50	2.57	758.15	41.00	0.66	270.60	22.998	64.308
16	29.00	2.71	785.90	40.00	0.66	264.00	24.618	66.408
17	29.00	2.65	768.50	40.00	0.61	244.00	24.741	68.250
18	29.00	2.61	756.90	40.00	0.66	264.00	23.250	65.121

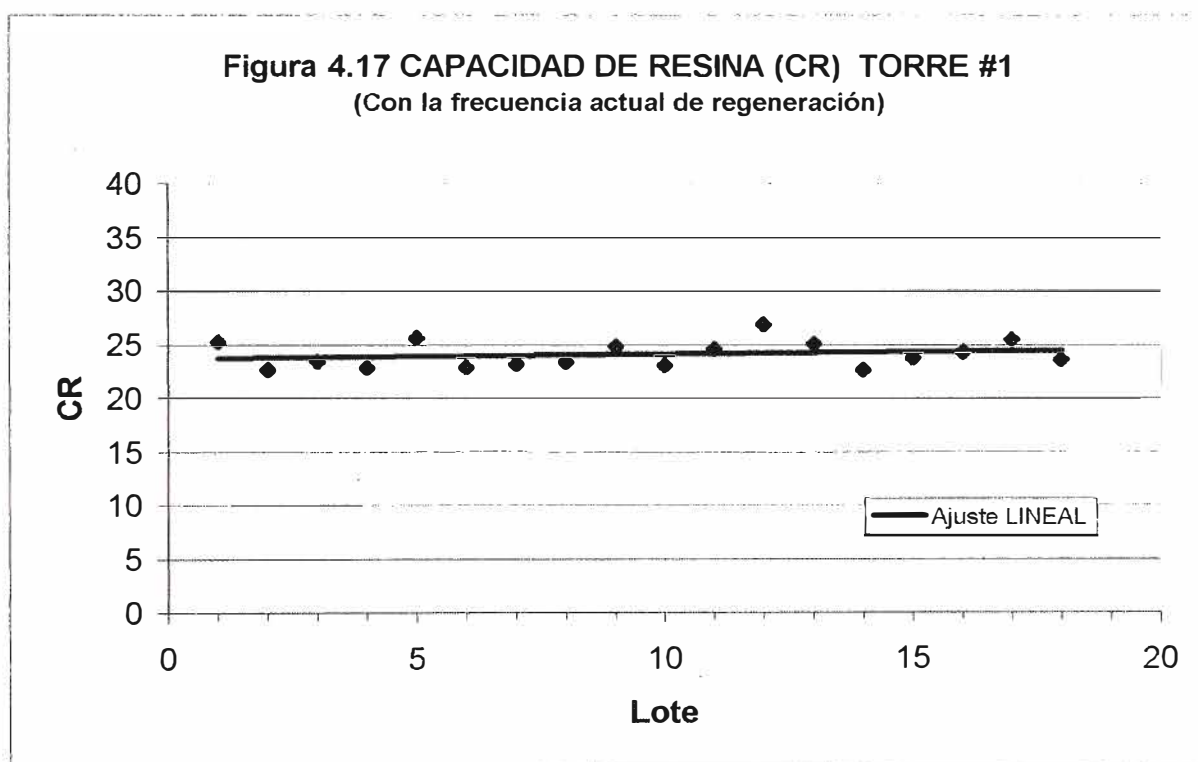
Nota: Volumen de resina en torre 1 = 21,2 KL



Cuadro 4.33 Datos de seguimiento a la torre №1 – Frecuencia actual de regeneración.

TORRE #1									
Lote	LpHA			L. Ads.			CR g AG/L res.	% Recuper.	
	Volumen KL	[AG] g/dL	WAG Kg	Volumen KL	[AG] g/dL	WAG Kg			
1	30.00	2.66	798.00	38.00	0.69	262.20	25.274	67.143	
2	30.00	2.60	780.00	41.00	0.73	299.30	22.675	61.628	
3	30.50	2.60	793.00	38.50	0.77	296.45	23.422	62.617	
4	30.50	2.56	780.80	40.00	0.74	296.00	22.868	62.090	
5	30.50	2.68	817.40	38.00	0.72	273.60	25.651	66.528	
6	30.50	2.60	793.00	41.00	0.75	307.50	22.901	61.223	
7	29.00	2.54	736.60	40.00	0.61	244.00	23.236	66.875	
8	28.50	2.58	735.30	38.00	0.63	239.40	23.392	67.442	
9	29.50	2.72	802.40	40.50	0.68	275.40	24.858	65.678	
10	30.00	2.62	786.00	40.00	0.74	296.00	23.113	62.341	
11	30.50	2.60	793.00	40.50	0.67	271.35	24.606	65.782	
12	31.00	2.66	824.60	41.00	0.62	254.20	26.906	69.173	
13	30.50	2.54	774.70	41.80	0.58	242.44	25.107	68.705	
14	30.00	2.64	792.00	41.50	0.75	311.25	22.677	60.701	
15	30.50	2.58	786.90	40.90	0.69	282.21	23.806	64.136	
16	30.00	2.66	798.00	41.50	0.68	282.20	24.330	64.637	
17	30.50	2.66	811.30	40.00	0.68	272.00	25.439	66.474	
18	30.00	2.68	804.00	41.00	0.74	303.40	23.613	62.264	

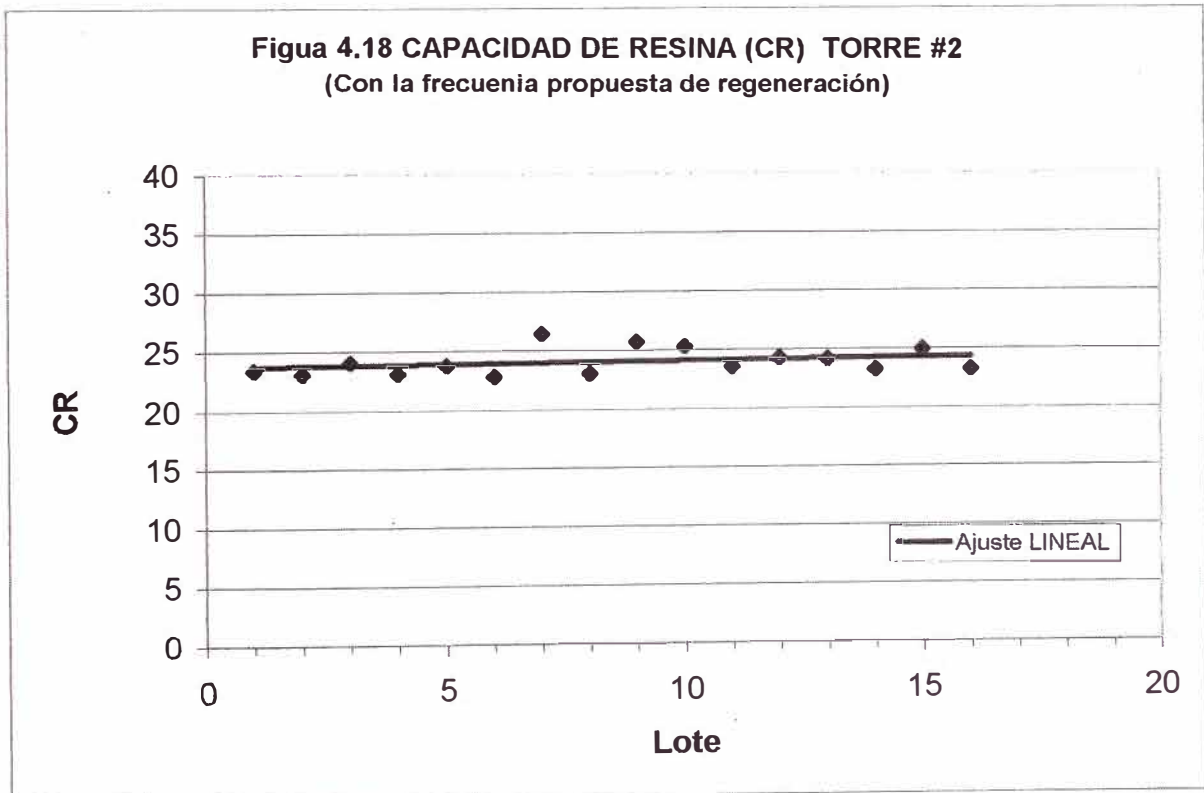
Nota: Volumen de resina en torre №1 = 21,2 KL



Cuadro 4.34 Datos de seguimiento a la torre Nro.2 – Frecuencia propuesta de regeneración.

TORRE #2								
Lote	LpHA			L. Ads.			CR	%
	Volumen KL	[AG] g/dL	WAG Kg	Volumen KL	[AG] g/dL	WAG Kg	g AG/L res.	Recuper.
1	30.50	2.54	774.70	39.00	0.70	273.00	23.444	64.761
2	30.50	2.54	774.70	39.50	0.71	280.45	23.096	63.799
3	30.50	2.58	786.90	39.50	0.69	272.55	24.035	65.364
4	30.00	2.58	774.00	40.00	0.70	280.00	23.084	63.824
5	30.00	2.62	786.00	39.00	0.71	276.90	23.790	64.771
6	30.00	2.56	768.00	40.00	0.70	280.00	22.804	63.542
7	30.50	2.66	811.30	39.00	0.63	245.70	26.430	69.715
8	30.50	2.68	817.40	41.00	0.79	323.90	23.061	60.374
9	30.50	2.58	786.90	37.00	0.64	236.80	25.706	69.907
10	30.50	2.76	841.80	40.00	0.75	300.00	25.318	64.362
11	30.50	2.70	823.50	41.00	0.78	319.80	23.537	61.166
12	30.50	2.66	811.30	41.00	0.71	291.10	24.308	64.119
13	30.50	2.64	805.20	40.00	0.72	288.00	24.168	64.232
14	30.50	2.64	805.20	41.00	0.75	307.50	23.257	61.811
15	30.50	2.72	829.60	41.00	0.72	295.20	24.972	64.417
16	30.50	2.56	780.80	41.00	0.69	282.90	23.266	63.768

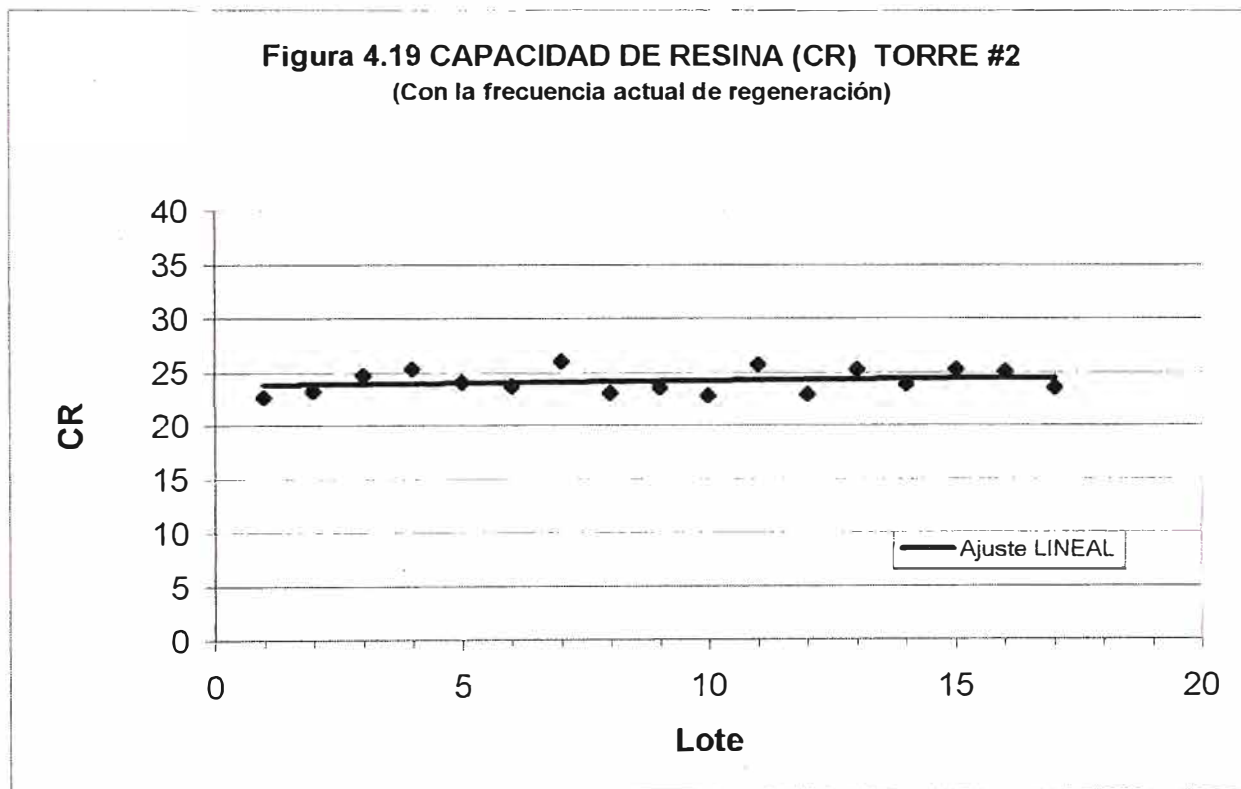
Nota: Volumen de resina en torre N^o= 21,.4 KL



Cuadro 4.35 Cuadro de datos de seguimiento a la torre Nro.2 – Frecuencia actual de regeneración.

TORRE #2)									
Lote	LpHA			L. Ads.			CR g AG/L res.	% Recuper.	
	Volumen KL	[AG] g/dL	WAG Kg	Volumen KL	[AG] g/dL	WAG Kg			
1	30.00	2.58	774.00	41.00	0.70	287.00	22.757	62.920	
2	30.50	2.68	817.40	42.00	0.76	319.20	23.280	60.949	
3	30.00	2.56	768.00	38.00	0.63	239.40	24.701	68.828	
4	30.50	2.70	823.50	38.00	0.74	281.20	25.341	65.853	
5	30.00	2.62	786.00	41.50	0.65	269.75	24.124	65.681	
6	31.00	2.64	818.40	41.50	0.75	311.25	23.699	61.968	
7	31.00	2.76	855.60	41.00	0.73	299.30	25.995	65.019	
8	31.50	2.60	819.00	41.00	0.79	323.90	23.136	60.452	
9	31.50	2.54	800.10	41.00	0.72	295.20	23.593	63.105	
10	32.00	2.54	812.80	41.50	0.78	323.70	22.855	60.175	
11	32.50	2.58	838.50	40.00	0.72	288.00	25.724	65.653	
12	31.50	2.60	819.00	41.50	0.79	327.85	22.951	59.969	
13	32.00	2.56	819.20	41.50	0.67	278.05	25.287	66.058	
14	32.50	2.52	819.00	41.00	0.75	307.50	23.902	62.454	
15	32.50	2.56	832.00	41.50	0.70	290.50	25.304	65.084	
16	32.50	2.60	845.00	40.50	0.76	307.80	25.103	63.574	
17	31.00	2.58	799.80	41.50	0.71	294.65	23.605	63.160	

Nota: Volumen de resina en torre №= 21,4 KL



4.5.4. RESULTADOS

De las figuras 4.16, 4.17, 4.18 y 4.19 se puede observar que los datos allí representados se ajustan a una tendencia lineal (con pendiente cero) en el tiempo, lo que significa que la capacidad promedio de la resina (CR) no se ve afectada con la nueva frecuencia de regeneración.

En el cuadro 4.36 se presenta un resumen estadístico del resultado de la prueba. En dicho cuadro se observa que para la torre 1 el promedio de la capacidad de resina para el caso de la frecuencia propuesta (24,09 g de AG/L-res) es prácticamente igual a la capacidad de resina con la frecuencia actual de regeneración (24,10 g de AG/L-res), lo mismo se observa para el rendimiento de la absorción (%n). Para el caso de la torre 2 también se observa similitud entre la CR para la resina con la frecuencia propuesta (24,02 g de AG/L-res) y la CR para la resina con la frecuencia actual de regeneración (24,19 g de AG/L-res), aunque el %n presenta diferencia, siendo para el caso de la frecuencia actual (63,58 %) menor que con la frecuencia propuesta de regeneración (64,37 %); esto se justifica debido a que al momento de realizar la prueba en esta torre para el caso de la frecuencia actual de regeneración el volumen disponible de licor madre era alto, por lo que se alimenta un volumen de LpHA mayor al estándar.

Cuadro 4.36. Resultados de la prueba de modificación de frecuencia de regeneración

		g AG/dL alimentad	g AG/dL salida	CR (g de AG/L-res)		%n	
				Promedio	Desv. Std	Promedio	Desv. Std
Torre 1	Frecuencia propuesta	2,64	0,70	24,09	1,22	64,66	2,47
	Frecuencia actual	2,62	0,69	24,10	1,22	64,75	2,69
Torre 2	Frecuencia propuesta	2,63	0,71	24,02	1,07	64,37	2,52
	Frecuencia actual	2,60	0,73	24,19	1,08	63,58	2,47

Como se desprende de los resultados de las pruebas realizadas en el capítulo 4, las mejoras propuestas representan modificaciones en las variables de operación para determinar o alcanzar un punto óptimo en alguna secuencia del proceso de recuperación del aminoácido; por lo tanto las mejoras propuestas no implican inversiones en bienes de capital.

El análisis económico está orientado en determinar los beneficios económicos como resultado de la comparación, de la forma operativa actual de la planta y lo que se obtendría de adoptarse las propuestas del presente trabajo.

Los cálculos económicos se han efectuado sobre la base de un año de operación en planta, con los datos siguientes:

➤ Número de Torres de Resina	=	4 torres de recuperación.
➤ Número de lote por día	=	3 lotes/día
➤ Días de operación al año	=	300 días/año
➤ Costo del ácido glutámico en el licor adsorbido (pérdida)	=	471,3 \$/TM
➤ Costo de la soda al 50%	=	270 \$/TM
➤ Costo de la sal industrial (s)	=	18,5 \$/TM
➤ Costo del agua tratada de planta	=	0,191 \$/m ³
➤ Costo del aire para elución	=	0,030 \$/m ³

El análisis económico contempla las siguientes consideraciones:

1. Valoración del aminoácido presente en el licor adsorbido
2. Ahorro de soda durante el lavado con licor madre.
3. Ahorro de soda y aire durante la elución
 - Ahorro de soda debido al pH óptimo de elución.
 - Ahorro de aire debido a la secuencia de elución propuesta
4. Evaluación del enjuague.
5. Reducción del consumo de regenerante.

5.1 VALORIZACIÓN DEL AMINOÁCIDO PRESENTE EN EL LICOR ADSORBIDO

En el capítulo 4, cuadro 4.5, se determina la masa por lote que se pierde o gana respecto a la máxima pérdida permisible en el licor adsorbido para el aminoácido durante la adsorción. A partir de estos valores puede calcularse y expresarse la masa anual y la respectiva valoración.

Ejemplo de cálculo :Se determinará la masa del aminoácido perdida o ganada debido al licor adsorbido para un rendimiento de 53,8 % y 72,2%, en forma anualizada.

Para $n\% = 53,8 \%$

La masa por lote	=	-343,28 Kg/lote
Para un día	=	(-343,28 Kg/lote)*3 lote
	=	-1029,84 Kg/día
Para un año de operación	=	(-1029,84 Kg/día)*(300 días)*(TM/1000Kg)
	=	-308,95 TM/año

Quiere decir que durante un año se perdería 308,95 TM de AG respecto al valor permitido

Para un $n\% = 72,2 \%$

La masa por lote	=	230,80 Kg/lote
Para un día	=	(230,80 Kg/lote)*3 lote
	=	692,40 Kg/día
Para un año de operación	=	(692,40 Kg/día)*(300 días)*(TM/1000Kg)
	=	207,72 TM/año

Quiere decir que durante un año se recuperaría 207,72 TM de AG adicional.

El resumen de los cálculos para cada rendimiento de la adsorción se muestra en el cuadro 5.1.

Cuadro 5.1. Masa de ácido glutámico en la corriente de salida de la adsorción

n %	$\bar{M}_s - M_s$ (Kg/lote)	$\bar{M}_s - M_s$ (Kg/día)	$\bar{M}_s - M_s$ (TM/año)
53.8%	-343.28	-1029.84	-308.95
56.7%	-252.80	-758.40	-227.52
58.3%	-202.88	-608.64	-182.59
60.0%	-149.84	-449.52	-134.86
60.8%	-124.88	-374.64	-112.39
61.7%	-96.80	-290.40	-87.12
63.0%	-56.24	-168.72	-50.62
63.3%	-46.88	-140.64	-42.19
64.8%	-0.08	-0.24	-0.07
64.9%	3.04	9.12	2.74
65.0%	6.16	18.48	5.54
66.7%	59.20	177.60	53.28
68.3%	109.12	327.36	98.21
69.7%	152.80	458.40	137.52
70.0%	162.16	486.48	145.94
71.0%	193.36	580.08	174.02
71.7%	215.20	645.60	193.68
72.2%	230.80	692.40	207.72

En seguida se determina el costo del aminoácido que se ha recuperado o no, en base al costo de aminoácido presente en el licor adsorbido que es de 471,3 \$/TM (valor proporcionado en planta), del modo siguiente:

Para n% = 53,8 %

$$\begin{aligned}
 \text{Pérdida anual de aminoácido} &= -308,95 \text{ TM/año} \\
 &= (-308,95 \text{ TM/año}) * (471,3 \text{ \$/TM}) * (\text{M\$/1000\$}) \\
 &= -145,61 \text{ M\$/año}
 \end{aligned}$$

Para n% = 72,2 %

$$\begin{aligned}
 \text{Recuperación anual de aminoácido} &= 207,72 \text{ TM/año} \\
 &= (207,72 \text{ TM/año}) * (471,3 \text{ \$/TM}) * (\text{M\$/1000\$}) \\
 &= 97,90 \text{ M\$/año}
 \end{aligned}$$

Los cálculos se presentan en el cuadro 5.2, donde se presenta el costo de aminoácido que ha sido recuperado o perdido en la adsorción, de acuerdo el rendimiento.

Cuadro 5.2. Costo del ácido glutámico en el licor adsorbido

n %	Ms-Ms (TM/año)	M\$ / año
53,8%	-308,95	-145,61
56,7%	-227,52	-107,23
58,3%	-182,59	-86,06
60,0%	-134,86	-63,56
60,8%	-112,39	-52,97
61,7%	-87,12	-41,06
63,0%	-50,62	-23,86
63,3%	-42,19	-19,89
64,8%	-0,07	-0,03
64,9%	2,74	1,29
65,0%	5,54	2,61
66,7%	53,28	25,11
68,3%	98,21	46,29
69,7%	137,52	64,81
70,0%	145,94	68,78
71,0%	174,02	82,02
71,7%	193,68	91,28
72,2%	207,72	97,90

5.2 AHORRO DE SODA DURANTE EL LAVADO CON LICOR MADRE

En los cuadros 4.10 y 4.11, del capítulo 4, se puede apreciar el ahorro de soda para cada lavado con un volumen diferente de licor madre como a continuación se muestra en el cuadro 5.3:

Cuadro 5.3. Ahorro de soda para diferente volumen de licor madre 1 de lavado

	Volumen de licor para lavado			
	7KL	8KL	9KL	10KL
Soda Ahorrada (L)	43,2	44,0	52,8	56,8

Para la comparación económica de nuestra propuesta frente a la condición que se llevaba a cabo en planta, se determinará el ahorro efectivo entre un lavado con 8 KL y con 9 KL, es decir:

$$52,8 \text{ L} - 44,0 \text{ L} = 8,8 \text{ L/torre}$$

es la cantidad de soda ahorrada debido a la propuesta, y corresponde a un lote y a una sola torre de resina. El ahorro para el proceso completo de las cuatro torres por año será:

$$8,8 * \frac{\text{L}}{(\text{torre})(\text{lote})} * 4 \text{ torres} * \frac{3 \text{ lote}}{\text{dia}} = 105.6 \text{ L de soda /dia}$$

considerando 300 días de operación:

$$(105,6 \text{ L / día}) * 300 \text{ días}$$
$$31\ 680 \text{ L / año}$$

Cálculo la masa de soda, para el costeo respectivo:

$$m = \delta * V$$

donde:

$$\delta = \text{es la densidad de la soda al 50\% igual a } 1,5 \text{ Kg/L.}$$
$$V = \text{volumen de soda}$$
$$m = \text{masa de soda}$$

entonces:

$$m = (1,5 \text{ Kg/L}) * (31\ 680 \text{ L/año}) * 0,5 * (\text{TM} / 10^3 \text{ Kg})$$
$$m = 23,76 \text{ TM/año}$$

Ahorro en el proceso = 23,76 TM/año * (Costo de la soda \$/TM)

Costo de la soda = 270 \$ / TM

Finalmente se tiene:

$$\text{Ahorro} = 23,76 \text{ TM/año} * (270 \text{ \$/TM}) = 6\ 415,2 \text{ \$/año} * (1 \text{ M\$/} 1\ 000\text{\$})$$

Ahorro = 6,4 M\$/año

5.3 AHORRO DE SODA Y AIRE DURANTE LA ELUCIÓN

Se evalúa el ahorro logrado en la elución por la determinación del pH óptimo de elución y la disminución del consumo de aire, dados a conocer en el capítulo 4, sección 4.3

5.3.1 AHORRO DE SODA DEBIDO AL pH ÓPTIMO DE ELUCIÓN

En capítulo 4, sección 4.3.1-C-C5 se ha determinado que la reducción del consumo de soda es de 160 L/lote, para pH óptimo de elución.

Entonces:

$$\begin{aligned} \text{Ahorro en un día} &= (160 \text{ L/lote}) * 3 \text{ lotes} \\ &= 480 \text{ L/día} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ahorro en un año} &= (480 \text{ L/día}) * 300 \text{ días} \\ &= 144\,000 \text{ L/año} \end{aligned}$$

El equivalente en masa, de acuerdo a la densidad (1,5 Kg/L) y concentración (50%), es:

$$\begin{aligned} m &= (1,5 \text{ Kg/l}) * (144\,000 \text{ l/año}) * 0,5 * (\text{TM} / 10^3 \text{ Kg}) \\ m &= 108 \text{ TM/año} \end{aligned}$$

El equivalente anual calculado en base a la soda ahorrada será:

$$\begin{aligned} \text{Ahorro} &= 108 \text{ TM/año} * (270 \text{ \$/TM}) \\ \text{Ahorro} &= 29\,160 \text{ \$/año} * (1 \text{ M\$/} 1\,000 \text{ \$}) \end{aligned}$$

Ahorro = 29,2 M\$/año

5.3.2 AHORRO DE AIRE DEBIDO A LA SECUENCIA DE ELUCIÓN PROPUESTA

En el capítulo 4, sección 4.3.2-D, se concluyó que la propuesta del nuevo procedimiento de elución permite reducir el aire en una torre de resina por cada lote, del modo siguiente:

$$\begin{array}{lclclcl} \text{Proced. Actual} & : & 15 \text{ m}^3/\text{min} & * & 25 \text{ min} & = & 375 \text{ m}^3 \\ \text{Proced. propuesto} & : & 15 \text{ m}^3/\text{min} & * & 10 \text{ min} & = & 150 \text{ m}^3 \end{array}$$

De donde resulta que el:

$$\text{Ahorro final} = (375 - 150) = 225 \text{ m}^3/ \text{ torre}$$

- a. Considerando como base cuatro torres de resina y tres lote por día, se obtiene el volumen de aire por día:

$$\begin{array}{l} \text{Volumen de aire/día} = (225 \text{ m}^3/ \text{ torre}) * (4 \text{ torres/lote}) * (3 \text{ lote/día}) \\ \text{Volumen de aire/día} = 2\,700 \text{ m}^3/ \text{ día} \end{array}$$

- b. Teniendo en cuenta 300 días de operación, se obtiene el volumen de aire por año:

$$\begin{array}{l} \text{Volumen de aire/año} = (2\,700 \text{ m}^3/ \text{ día}) * (300 \text{ días/año}) \\ \text{Volumen de aire/año} = 810\,000 \text{ m}^3 / \text{año} \end{array}$$

- c. De acuerdo a los costos de planta, se tiene que el aire usado (2 Kg/cm²) esta valorizado en 0,030 \$/m³ se deduce el ahorro anual:

$$\begin{array}{l} \text{Ahorro} = (810\,000 \text{ m}^3 / \text{año}) * (0,030 \text{ $/m}^3) \\ \text{Ahorro} = 24\,300 \text{ $ / año} * (1 \text{ M\$}/1\,000 \text{ $}) \end{array}$$

Ahorro = 24,3 M\$/año

5.4 EVALUACIÓN DEL ENJUAGUE

Al consultar el capítulo 4, sección 4.4.5 se concluyó que; el enjuague hasta una densidad de $0,8^{\circ}\text{Be}$, es el adecuado para dar por culminada la operación de enjuague en las torres. Pues la capacidad del tanque de recepción de enjuague es suficiente y el tiempo de duración de las operaciones de adsorción-lavado con licor madre 1-elución-enjuague no excede las 7 horas.

Realizar el corte del enjuague a menor densidad que $0,8^{\circ}\text{Be}$ no tiene relevancia económica. Por ejemplo; si se realiza el corte a $0,7^{\circ}\text{Be}$ la concentración de aminoácido es aproximadamente $0,01 \text{ g/dL}$ y para un SV de $0,86 (18 \text{ KL/h})$ se recupera:

$$\begin{aligned} \text{Recuperación de AA} &= 0,01\text{g/dL}*(18\text{KL/h}) \\ &= 1,8 \text{ Kg/h} \end{aligned}$$

Al valorizar este aminoácido presente en el agua de enjuague; sabiendo que el costo es de $471,3 \text{ \$/TM}$, se determina $0,85 \text{ \$/h}$ como costo de aminoácido:

$$\begin{aligned} \text{Costo de aminoácido} &= 1,8 \text{ Kg/h}*(471,3 \text{ \$/ } 1000\text{Kg}) \\ &= 0,85 \text{ \$/h} \end{aligned}$$

Para recuperar el aminoácido, se considerará el flujo de agua igual al flujo de recuperación del aminoácido, es decir 18 KL/h . Pero se sabe que el costo del agua es de $0,191 \text{ \$/KL}$.; entonces, el costo del agua en $\text{\$/h}$ será:

$$\begin{aligned} \text{Costo del agua} &= 18\text{KL/h} * (0,191 \text{ \$/KL}) \\ &= 3,5 \text{ \$/h} \end{aligned}$$

Se concluye que se invierte $3,5 \text{ \$/h}$ en agua tratada, para recuperara un equivalente de de aminoácido valorado en $0,85 \text{ \$/h}$.

Del ejemplo anterior queda demostrado que es conveniente recuperar el ácido glutámico hasta que la densidad de salida del agua de enjuague sea $0,8^{\circ}\text{Be}$.

5.5 REDUCCION DEL CONSUMO DE REGENERANTE

A continuación se realizan los cálculos para determinar el ahorro debido a la disminución del uso de regenerante como consecuencia de la modificación de la frecuencia de regeneración de las torres.

En el anexo "E", se puede observar que el comportamiento de la densidad con respecto al porcentaje de sal es lineal, por tanto la interpolación para hallar el porcentaje de sal a 12°Bé dará un valor correcto.

Una densidad de 12°Bé es equivalente a $1,09023 \text{ g/cm}^3$, por tanto para interpolar se considera los siguientes datos:

12% -----	$1,08365 \text{ g/cm}^3$
X -----	$1,09023 \text{ g/cm}^3$
16 % -----	$1,11401 \text{ g/cm}^3$

Entonces:

$$\frac{X - 12}{16 - 12} = \frac{1,09023 - 1,08365}{1,11401 - 1,08365}$$

De la relación anterior se despeja X:

$$X = 12,44 \%$$

Se concluye que una solución de NaCl de 12°Bé contiene el 12,44% en masa de NaCl.

5.5.1. CÁLCULO DEL CONSUMO DE SAL PARA LA CONDICIÓN ACTUAL

En la condición actual se esta regenerando una torre cada lote, si se emplea 10 KL de salmuera a 12°Bé en cada regeneración, entonces el consumo de sal por lote será:

La densidad de la salmuera a 12°Bé es $1,09023 \text{ g/cm}^3$, entonces:

$$\text{Peso salmuera} = 10 \text{ Kl} * \frac{10^6 \text{ cm}^3}{\text{Kl}} * 1,09023 \frac{\text{g}}{\text{cm}^3} * \frac{\text{Kg}}{10^3 \text{ g}}$$

$$\text{Peso de salmuera} = 10\ 902,3 \text{ Kg}$$

Cálculo del consumo de Cloruro de sodio:

Como una solución de NaCl a una densidad de 12°Bé contiene el 12 44 % de NaCl, se tiene:

$$\text{masa de NaCl} = 10\,902.3 * 0,1244$$

$$\text{masa de NaCl} = 1356,2 \text{ Kg/lote}$$

Por día se realizan 3 lotes de regeneración, entonces

$$\text{Masa de NaCl} = 1356,2 * 3 \text{ Kg/día} = 4068,6 \text{ Kg/día}$$

Considerando un trabajo continuo de 300 días al año, se tiene

$$\text{Masa de NaCl} = 4068,6 * 300 \text{ Kg/año}$$

$$\text{Masa de NaCl} = 1\,220\,580 \text{ Kg/año}$$

Por tanto el consumo de NaCl, con la frecuencia de regeneración actual será:

$$\text{Consumo de NaCl} = 1\,220,6 \text{ TM/año}$$

Siendo el precio de compra del NaCl sólido de 18,5 \$/TM, su costo anual será:

$$\text{Costo de NaCl} = 22\,581,1 \text{ \$/año} = 22,6 \text{ M\$/año}$$

5.5.2. Cálculo del ahorro de NaCl por año

Con la modificación de la frecuencia de regeneraciones que se propone esta operación se reduce a la mitad de veces, por tanto también el consumo de NaCl se reduce a la mitad, entonces el ahorro anual de NaCl será de 610.3TM/año, según el cálculo:

$$\text{Ahorro de NaCl} = 0,5 * 1\,220,6 \text{ TM/año}$$

$$\text{Ahorro de NaCl} = 610,3 \text{ TM/año}$$

Lo que expresado en dólares da:

$$\text{Ahorro en Dólares} = 610,3 \times 18,5$$

$\text{Ahorro en Dólares} = 11\,290,5 \text{ \$/año} = 11,3 \text{ M\$/año}$
--

A continuación, para el periodo de un año se muestra en el cuadro 5.6, los consumos de NaCl y el ahorro económico obtenido, con la frecuencia propuesta de regeneración

Cuadro 5.6. Ahorro económico con la frecuencia propuesta de regeneración

	Actual	Propuesta
Nro de regeneraciones	1 torre/lote	1 torre/2 lotes
Kg. de NaCl/lote	1356,2	1356,2
TM de NaCl/año	1220,58	610,3
Ahorro de NaCl/año	610,3 TM	
Ahorro M\$/año	11,3	

6. CONCLUSIONES Y SUGERENCIAS

6.1 Sobre la sensibilidad de las variables durante la adsorción

1. El orden de sensibilidad del porcentaje de rendimiento (%n) varía con respecto a las variables involucradas: V_a , C_a , V_s y C_s , del modo siguiente:

$$V_a > C_s > V_s > C_a$$

2. Respecto a la variable de salida " V_s " no deberá ser mayor a 42KL/torre. Un factor que ocasiona que el volumen " V_s " sea alto es que el nivel de lecho antes de iniciar la adsorción sea más de 1 KL., deberá ser lo mínimo posible. De esta manera no se ocasiona una dilución en concentración y pH a la corriente inicial de alimentación en la adsorción.
3. Sobre la concentración de salida, se debe garantizar que sea menor a 0,69 g/dL. Para esto la capacidad de la resina debe ser tomada en cuenta, analizando su capacidad. Una resina con muchos ciclos de operación ocasiona una deficiente adsorción por lo que la corriente de salida presentará alta concentración de AG. También debe ser tomada en cuenta la presión de adsorción que no deberá sobrepasar los 0,8 Kg/cm² establecido, repercute en un mayor SV y por lo tanto un menor tiempo de contacto entre el aminoácido en solución y la resina. Una tercera sugerencia es que el acondicionamiento de resina (regeneración o el lavado con soluciones diluidas de ácido clorhídrico), se lleve a cabo retirando todo catión que pueda interferir durante la adsorción. Por ejemplo, evitar que exista cationes de mayor selectividad que el aminoácido tal como hierro calcio y magnesio.

6.2 Sobre el lavado con licor madre

1. La propuesta de lavar con 9 KL de licor madre ofrece un ahorro 6,4 M\$/año, frente al lavado que se realizaba con 8 KL.
2. Existe la posibilidad de lograr un mayor ahorro de soda al realizar el lavado con mayor volumen de licor madre (10 KL.), siempre en cuando exista el stock suficiente de licor madre 1, para esta condición.
3. Se recomienda rectificar el volumen de licor madre para el lavado, cada vez que se varía el volumen de resina.

6.3 Sobre la elución

1. Se ha demostrado que la condición más adecuada de pH para recuperar el aminoácido durante la elución está en 5,8. Esta conclusión, sugiere que el pH de recuperación en planta se reconsidere, en vista que se realiza a pH que oscila entre 6,2 a 6,4 .
2. Una adecuada homogenización del lecho de resina no sólo se puede conseguir incrementando el consumo de aire, sino que puede ser alcanzado modificando la secuencia de alimentación de los eluyentes, tal como se propone en el capítulo 4, sección 4.3.2-C. Esto permite lograr reducir el tiempo de homogenización desde de 25 minutos a un máximo de 10 minutos.
3. Se experimentó diversas condiciones de secuencia de alimentación de eluyentes para suprimir el uso de aire, pero no se obtuvo un buen resultado. Por ello, se concluye que es necesario hacer uso del aire para el mezclado del medio durante la elución.

6.4 Sobre el enjuague

1. Se ha logrado determinar que es posible estandarizar el punto de finalización del enjuague con el control de la densidad del licor de salida en 0,8 °Be. Para este punto la capacidad del tanque auxiliar de recepción es suficiente, además la duración del ciclo de operación (8 h) no se ve afectado.
2. Finalizar el enjuague a menos de 0,8 °Be no se justifica económicamente por las siguientes razones:
 - A partir de 0,7 °Be la densidad del licor de enjuague disminuye lentamente (es casi constante)
 - El costo de agua empleada para recuperar más AG es mayor al costo del AG que se recuperaría.

Y también, por lo anterior queda descartado realizar alguna inversión que involucre aumentar la capacidad de recepción del tanque auxiliar.

6.5 Sobre la regeneración

La propuesta de modificar el ciclo de regeneración de las torres de resina es viable, logrando de esta manera disminuir el consumo anual de regenerante (NaCl) a la mitad. Esto es posible debido a que durante la elución ocurre una parcial sustitución de cationes gracias a la presencia del ion NH_4^+ en el caldo fermentado y también a la posibilidad que tiene la resina operar parcialmente regenerada.

7. BIBLIOGRAFÍA

1. Primo Yúfera, Eduardo.; Química orgánica básica y aplicada de la molécula a la industria. Tomo I y II. Editorial Reverté, S.A., 1995.
2. Morrison-Boyd.; Química Orgánica. Parte III : Biomoléculas. Fondo Educativo Interamericano, S.A
3. Borel, Paul -Jacques .; Bioquímica Dinámica. Editorial Médica Panamericana S.A
4. Lehninger, Albert L.; Bioquímica : Las bases moleculares de la estructura y función celular. Ediciones Omega S.A., 1999
5. Martin, David –Mayer, Peter –Rodwell, Víctor; Bioquímica de Harper. Editorial El Manual Moderno, S.A de C.V. México 1984.
6. Delfín A., Irma –Chino V., Soledad; Biomoléculas. Universidad Nacional Autónoma de México, 1998
7. Ajinomoto co, inc. Tokyo, japan.; Amino acids tables and charts
8. Ajinomoto co, inc. Tokyo, Japan.; Amino acids specifications
9. Ajinomoto co, inc. Tokyo, Japan.; Chemistry and biochemistry of aminoacids.
10. Cohn, Edwin J. –Edsall, John ; Proteins, amino acids and peptides as ions and bipolar ions. American Chemical Society Monograph Series. Hafner Publishing Company – New York and London 1965.
11. Block, Richard J.; The amino acid composition of proteins and foods. Analytical methods and results. Charles C. Thomas Publisher-USA 1945, 1947.
12. Mitsubishi Chemical Industries Limited.; Diaion : Manual of ion exchange resins I y II. Edición Revisada
13. Coulson, j m.; Ingeniería Química, Tomo II. Editorial Reverté 1979.
14. Kemmer, Frank (Nalco Chemical Company). Manual del agua – su naturaleza, tratamiento y aplicaciones. Capítulo 4 y 17. Editorial Mc Graw Hill, 1979.
15. Geankoplis, Christine.; Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias. Cap. 12. Editorial Continental, 1982
16. Treybal, Robert.;Transferencia de masa. Cap. 11. 2da edición, editorial McGraw Hill, 1988
17. Perry, Robert.; Manual de Ingeniero Químico. Sección 3 y 27. 6ta edición, editorial McGraw Hill, 1998
18. García Garibay, Mariano – Quintero Ramirez, Rodolfo – Lopez Munguía, Rodolfo; Biotecnología Alimentaria. Editorial Limusa México, 1998.

19. Crueger, Wulf –Crueger, Anneliese; Biotecnología Manual de Microbiología Industrial. Editorial Acribia S.A – España, 1993.
20. Babiche F., Ivan –Tiza, Ronald.; Estudio técnico económico para la optimización del sistema actual de tratamiento de agua de potable e industrial en el centro nuclear RACSO. Tesis de Grado; Universidad Nacional de Ingeniería, 1996.
21. Agreda P., Rubén –Díaz C., Miguel; Estudio y optimización de las condiciones de adsorción de un aminoácido en un torre de intercambio iónico industrial. Tesis de Grado; Universidad Nacional de Ingeniería, 2000
22. Romero R., Franz; Diseño de un sistema de decolorización de soluciones azucaradas por intercambio iónico. Tesis de Grado; Universidad Nacional de Ingeniería, 1996
23. Shibuya M, Jorge; Factibilidad de Producción de Lisina en el Perú. Tesis de Grado; Universidad Nacional de Ingeniería, 1972.
24. Moya G., Vicente; Estudio de variables de operación para mejorar la calidad de melaza en la fabricación de glutamato monosódico. Tesis de Grado; Universidad Nacional Mayor de San Marcos. 1996

8. GLOSARIO

Ácido pantoténico; elemento del complejo de la vitamina B. Ampliamente distribuido en plantas y tejidos animales, es un elemento importante para la nutrición humana.

Carbono alfa : es aquel carbono inmediato al grupo carboxilo de un ácido orgánico.

Hiperamonemia : Niveles anormalmente altos de amoniaco en la sangre. Si no se trata, esta enfermedad conduce a asterixis, vómitos, letargia, coma y muerte.

Licor madre(LM): Componente líquido proveniente de la separación de un magma. Llamamos licor madre 1 al licor proveniente de la primera separación, licor madre 2 al proveniente de la segunda separación.

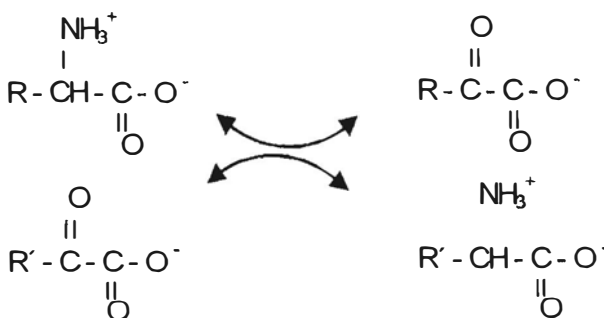
Licor de pH ajustado(LpHA): Licor madre cuyo pH es ajustado a 1,65, antes de ingresar a la operación de adsorción.

Neutransmisor : es cualquiera de los numerosos agentes químicos que modifican o producen impulsos nerviosos entre las sinapsis, vale decir la región que rodea el punto de contacto entre dos neuronas o entre una neurona y un órgano que produce un efecto, como la secreción glandular, como resultado de la estimulación nerviosa.

Nivel de lecho o nivel de cama (NC): volumen de líquido por encima del nivel de resina en las torres. Es importante controlarlo durante las operaciones de adsorción, elución, enjuague y regeneración.

Magma: Líquido con alto contenido de cristales tipo alfa, como consecuencia de la primera cristalización en la purificación del ácido glutámico.

Transaminación : implica la interconversión de un par de aminoácidos y un par de cetoácidos. Estos generalmente son α - amino y α – cetoácidos donde una enzima transaminasa induce la transferencia de un grupo amino al alfa-cetoácido.



9. ANEXOS.

9.1 Anexo A : Aminoácidos comunes

9.2 Anexo B : Principales usos de los aminoácidos

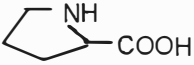
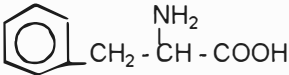
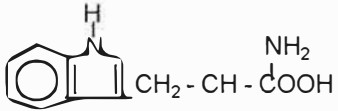
9.3 Anexo C : Relación de principales productos de empresas que participan en la muestra del índice de volumen físico de la producción, procesamiento y conservación de productos alimenticios. – MITINCI – Lima Perú

9.4 Anexo D : Propiedades de la resina empleada en el presente trabajo

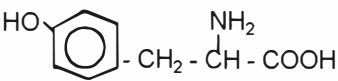
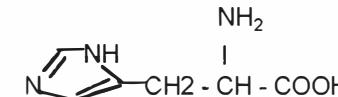
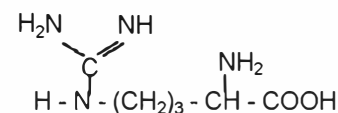
9.5 Anexo E : Cálculo de la densidad de salmuera

9.6 Anexo F : Metodología de análisis del ácido glutámico

ANEXO A : AMINOÁCIDOS COMUNES

NOMBRE	ABREVIATURA	FÓRMULA	PESO MOLECULAR	CARACTERÍSTICA
Glicina	Gli G	$\begin{array}{c} \text{NH}_2 \\ \\ \text{H} - \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	75	Con cadena alifática Sin grupo R.
L-alanina	Ala A	$\begin{array}{c} \text{NH}_2 \\ \\ \text{CH}_3 - \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	89	Con cadena alifática Grupo R hidrófobo
L-valina	Val V	$\begin{array}{c} \text{NH}_2 \\ \\ (\text{CH}_3)_2\text{CH} - \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	117	Con cadena alifática Grupo R hidrófobo
L-leucina	Leu L	$\begin{array}{c} \text{NH}_2 \\ \\ (\text{CH}_3)_2\text{CHCH}_2 - \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	131	Con cadena alifática Grupo R hidrófobo
L-isoleucina	Ile I	$\begin{array}{c} \text{CH}_3 \quad \text{NH}_2 \\ \quad \\ \text{CH}_3\text{CH}_2 - \text{CH} - \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	131	Con cadena alifática Grupo R hidrófobo
L-prolina	Pro P		115	Con cadena alifática Grupo R hidrófobo
L-fenilalanina	Fe F		165	Con cadena aromática Grupo R hidrófobo
L-metionina	Met M	$\text{H}_3\text{C} - \text{S} - (\text{CH}_2)_2 - \begin{array}{c} \text{NH}_2 \\ \\ \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	149	Con cadena azufrada Grupo R hidrófobo
L-tripófano	Trip W		204	Con cadena aromática Grupo R hidrófobo
L-serina	Ser S	$\text{HO} - \text{CH}_2 - \begin{array}{c} \text{NH}_2 \\ \\ \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	105	Con cadena hidroxílica Grupo R polar sin carga

ANEXO A : AMINOÁCIDOS COMUNES (CONTINUACIÓN)

NOMBRE	ABREVIATURA	FÓRMULA	PESO MOLECULAR	CARACTERÍSTICA
L-treonina	Treo T	$\begin{array}{c} \text{CH}_3 \quad \text{NH}_2 \\ \quad \\ \text{HO} - \text{CH} - \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	119	Con cadena hidroxílica Grupo R polar sin carga
Ácido L-aspártico	Asp D	$\begin{array}{c} \text{NH}_2 \\ \\ \text{HOOC} - \text{CH}_2 - \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	133	Con cadena ácida Grupo R polar con carga (-) a PH=7
Ácido L-glutámico	Glu E	$\begin{array}{c} \text{NH}_2 \\ \\ \text{HOOC} - (\text{CH}_2)_2 - \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	147	Con cadena ácida Grupo R polar con carga (-) a PH=7
L-cisteína	Cis C	$\begin{array}{c} \text{NH}_2 \\ \\ \text{HS} - \text{CH}_2 - \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	121	Con cadena azufrada Grupo R polar con carga (-) solo a pH alto
L-tirosina	Tir Y		181	Con cadena aromática Grupo R polar con carga (-) solo a pH alto
L-lisina	Lis K	$\begin{array}{c} \text{NH}_2 \\ \\ \text{H}_2\text{N} - (\text{CH}_2)_4 - \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	146	Con cadena básica Grupo R polar con carga (+) pH = 7
L-histidina	His H		155	Con cadena básica Grupo R polar con carga (+) pH = 7
L-arginina	arg R		174	Con cadena básica Grupo R polar con carga (+) pH = 7
L-asparagina	Asp N	$\begin{array}{c} \text{NH}_2 \\ \\ \text{H}_2\text{N} - \text{OC} - \text{CH}_2 - \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	132	Con cadena amídica Grupo R polar
L-glutamina	Glu Q	$\begin{array}{c} \text{NH}_2 \\ \\ \text{H}_2\text{N} - \text{OC} - (\text{CH}_2)_2 - \text{CH} - \text{COOH} \end{array}$	146	Con cadena amídica Grupo R polar

Fuente : QUIMICA ORGÁNICA BÁSICA Y APLICADA por Eduardo Primo Yúfera. Editorial Reverté SA 1995, tomo I

ANEXO B
PRINCIPALES APLICACIONES DE LOS AMINOÁCIDOS

Aminoácidos	Aplicaciones
Glicina	Edulcorante, nutrición humana, agente terapéutico (distrofia muscular) y en cosméticos.
L-alanina	Aumento del sabor (producción de bebidas).
L-arginina	Infusiones, saborizante amargo, terapia (enfermedades del hígado: hiperamonemia y en desórdenes hepáticos), cosméticos.
L-asparagina	Terapia.
Ácido aspártico	Terapia, potenciador de sabor, producción de aspartamo.
L-cisteína	Producción de pan, antioxidante, terapia(bronquitis).
Ácido L-glutámico	Potenciador de sabor.
L-glutamina	Terapia(úlceras).
L-histidina	Terapia(agente en úlceras duodenales y gástricas), nutrición humana, indispensable en la regeneración de la hemoglobina.
L-isoleucina	Infusiones, nutrición humana.
L-leucina	Infusiones, nutrición humana.
L-lisina	Nutrición humana y animal.
D,L-metionina	Nutrición humana y animal, terapia(hepatitis), intoxicaciones y como agente lipotrópico.
L-fenilalanina	Infusiones, terapia, producción de aspartamo.
L-prolina	Infusiones.
L-serina	Cosméticos.
L-treonina	Aditivo para alimentos de animales.
L-tripófano	Infusiones, nutrición humana y animal, saborizante amargo.
L-tirosina	Infusiones.
L-valina	Infusiones, saborizante amargo y nutrición humana.

Fuente: "Biotecnología Alimentaria" por Mariano García. Editorial LIMUSA-México 1998.

ANEXO C

RELACIÓN DE PRINCIPALES PRODUCTOS DE EMPRESAS QUE PARTICIPAN EN LA MUESTRA DEL INDICE DE VOLUMEN FÍSICO DE LA PRODUCCIÓN, PROCESAMIENTO Y CONSERVACIÓN DE PRODUCTOS ALIMENTICIOS.

DESCRIPCIÓN	UM	Enero - Diciembre		%
		2000	2001	
01 Hot Dog – Salchichas	Kg	10 159 000,0	10 329 000,0	1,7
02 Jamón	Kg	2 903 000,0	2 952 000,0	1,7
03 Jamonada	Kg	6 692 000,0	6 991 000,0	4,5
04 Carne de Ave Beneficiada	TM	609 798,0	622 128,0	2,0
05 Carne de Vacuno Beneficiada	TM	136 233,0	137 791,0	1,1
06 Conserva de Pescados y Mariscos	TM	77 229,0	79 000,0	2,3
07 Harina de Anchovetas, otras especies y residuos	TM	2 241 529,0	1 637 900,0	-26,9
08 Jugos y Refrescos Diversos	Kg	29 900 345,2	29 782 787,0	-0,4
09 Mermeladas de Frutas Diversas	Kg	127 033,9	195 932,1	54,2
10 Tomate Catchup / Ketchup	Kg	1 014 816,5	764 818,8	-24,6
11 Pasta de Tomate	Kg	1 053 695,6	818 926,6	-22,3
12 Espárragos Congelados	Kg	5 229 000,0	5 962 000,0	14,0
13 Conservas de Espárragos	Kg	29 314 000,0	29 412 000,0	0,3
14 Margarina	TM	15 449,0	14 181,0	-8,2
15 Aceite Vegetal y Compuesto	TM	164 882,0	161 666,0	-2,0
16 Leche Evaporada	TM	221 901,9	216 479,9	-2,4
17 Leche Condensada	TM	1 386,0	0,0	-100,0
18 Quesos	Kg	4 481 678,3	4 718 194,7	5,3
19 Yogurt	Kg	25 263 951,2	27 834 742,0	10,2
20 Harina de Trigo	TM	906 624,0	1 000 796,0	10,4
21 Sémola de Trigo	TM	6 957,0	8 356,0	20,1
22 Arroz Pelado	TM	1 322 669,0	1 428 604,0	8,0
23 Alimentos Balanceados-aves	TM	1 433 001,0	1 410 072,0	-1,6
24 Alimentos Balanceados-porcinos	TM	74 740,0	67 480,0	-9,7
25 Alimentos Balanceados-vacuno	TM	26 346,0	30 237,0	14,8
26 Azúcar refinada	TM	724 094,0	762 072,0	5,2
27 Chocolates diversos	Kg	8 024 617,0	7 341 018,3	-8,5
28 Cocoa	Kg	3 593 385,0	2 439 006,0	-32,1
29 Caramelos diversos	Kg	7 780 883,0	7 671 099,3	-1,4
30 Fideos a granel	TM	33 681,0	42 171,0	25,2
31 Fideos envasados	TM	199 254,0	199 903,0	0,3
32 Café soluble	Kg	1 549 000,0	861 000,0	-44,4
33 Instantáneos para bebidas chocolatadas	Kg	1 288 000,0	353 000,0	-72,6
34 Levaduras	Kg	5 744 037,0	6 191 393,0	7,8
35 Filtrantes e infusiones	Kg	733 377,2	269 358,5	-63,3
36 Refrescos instantáneos	Kg	2 829 650,5	2 587 621,0	-8,6
37 Postres instantáneos	Kg	7 224 804,5	8 765 876,4	21,3
38 Snacks diversos	Kg	6 954 358,0	6 675 706,5	-4,0
39 Sazonadores	Kg	9 378 925,7	8 559 365,8	-8,7

EMPRESAS

Agraria El Escorial SA (8,18,19)
Agroindustrias Backus SA (8)
Ajinomoto del Perú SA (39)
Andive SA (9,10,11)
Arcor del Perú SA (29) (Ex Unidal Perú SA desde Enero 2001)
Asa Alimentos SA (35, 36, 37, 39)
Bebidas la Concordia SA (8)
Cooperativa Industrial Trujillo Ltda. (8)
Corporación José R. Lindley SA (8) (Ex Frutos del País SA desde Abril de 1997)
Estancias Ganaderas Asociadas SA (8, 16,18, 19)
Explotadora Industrial SA (18, 19)
Fábrica de Chocolates la Ibérica SA (27, 28)
Fábrica de Productos Alimenticios Sibarita SA (39) (Paralizada desde Febrero 2001)
Fábrica y Envasadora de Productos SA (9)
Gloria SA (8, 16, 18, 19) (Absorbió a Carnilac SA-Dic. '99) (Absorbió a Friesland Perú SA - Oct. 1999)
Industria Nacional de Conservas Alimenticias SA (9,10)
Industrialización de Alimentos SA (8,9)
Industrias Pacocha SA (35) (Ex – Condiment Food' s SA desde Mayo '97)
Industrias Teal SA (27,29)
Kraft Foods Perú SA (27, 34, 36, 37) (Ex Nabisco Perú SA desde Enero 2001) (Ex F&R Peru SA desde Febrero '96) (Ex Cia. Arturo Field y la Estrella Ltda. SA desde Octubre del '93)
Laive SA (8, 16, 18, 19)
M. G. Rocsa SA (35) (Ex Richard O 'Custer SA – Jul. '99) (Ex Industrias Berco SA – Nov. ' 98)
Ministerio de Agricultura (1, 2, 3, 4, 5, 12, 13, 14, 15, 20, 21, 22, 23, 24, 25, 26, 30, 31)
Ministerio de Pesquería (6, 7)
Molitalia SA (29) (Ex Ambrosoli Perú SA desde Abril del 2001)
Negusa Corp. SA (27, 28) (Ex Negociación Guzmán SA se fusiona con Perú Cacao y se denomina Negusa Corp. SA desde Noviembre del ' 96)
Nestlé Perú SA (10, 11, 16, 17, 32, 33) (Absorbida por D'onofrio SA desde Setiembre del ' 99, que cambia de razón social a Nestlé Perú SA)
Nestlé Perú SA (División D'onofrio) (27, 29)
Nutreina SA (10, 11)
Procacao SA (27, 28, 29) (Se fusionaron Procacao SA y Derivados del Agro SA desde Agosto ' 96)
Productos Extragel y Universal SAC (9, 36, 37)
Red Star del Perú SA (34, 36, 37)
Snacks América Latina SRL (38) (Ex Savoy Perú SRL desde Abril del 2000) (Ex Savoy Brands Perú SA desde Enero del ' 99) (Ex Productos Chip SA desde Enero del ' 96)
Socosani SA (8)

Fuente : BOLETÍN INFORMATIVO DEL ÁREA DE ESTADÍSTICA DEL MINISTERIO DE
INDUSTRIA , TURISMO, INTEGRACIÓN Y NEGOCIACIONES INTERNACIONALES.
CONSOLIDADO DEL 2000 Y 2001

ANEXO D

PROPIEDADES DE LA RESINA EMPLEADA EN EL PRESENTE TRABAJO

Fabricante	Mitsubishi Chemical Industries
Tipo	Catiónica fuertemente ácida
Grado	DIAION PK212
Características	Matriz de poliestireno entrecruzada, alta estabilidad para soluciones orgánicas, ácidas fuertes, bases fuertes y otros agentes reductores. Debido a la estructura porosa de estas resinas, presenta características superiores a las resinas tipo gel: alta relación de reacción, alta capacidad de decoloración, buena estabilidad frente al fouling orgánico, alta tensión física, etc. A mayor número de crosslinkage mayor estabilidad frente a la oxidación.
Fórmula constitucional	<p style="text-align: center;">- CH - CH₂ - CH - CH₂ - CH - CH₂ -</p> <p style="text-align: center;">SO₃Na SO₃Na SO₃Na</p>
Forma iónica de presentación	Forma Na
Color y apariencia	Esferas opacas de color marrón blanquecino
Índice de apariencia (Min.)	95
Gravedad específica (g/l) (Aprox.)	1.20 - 1.26
Densidad de embalaje (g/l) (Aprox.)	765
Contenido de humedad (%)	52 - 58
Capacidad total (Meq/mL) (Min.)	1.5
Tamaño efectivo (mm)	0.40 - 0.55
Coefficiente de uniformidad (Max.)	1.6
Temperatura de operación (°C) (Max.)	120 (Forma Na, H)
Rango de pH	0 - 14
Productos equivalentes	Duolite C-25, Amberlite 200, Lewatit SP 100, Kastel C-300P
Usos	Ablandamiento y desionización del agua, recuperación y separación de metales, refinación química de azúcar y dextrosa, catálisis, separación de aminoácidos, desecación de solventes orgánicos y otros usos más.

ANEXO E

CALCULO DE LA DENSIDAD DE SALMUERA

A. Calculo teórico

Para realizar el cálculo es necesario conocer el porcentaje en peso del NaCl en la salmuera a la densidad de trabajo. Para esto se construyó un **Cuadro 9.1** de densidad de salmuera respecto al porcentaje en peso de la sal.

Para la elaboración del Cuadro 9.1 se empleó las siguientes relaciones:

$$d_m = \frac{W_t}{V_t} = \frac{W_a + W_s}{V_a + V_s}$$

donde :

W_a → Peso de agua, V_a → Volumen de agua

W_s → Peso de sal, V_s → Volumen de sal

Considerando además :

X_s □ Fracción en peso de sal, d_s □ Densidad de la sal

$$X_s = \frac{W_s}{W_t} = \frac{W_s}{W_s + W_a}, \text{ acomodando se tiene}$$

$$\frac{W_s}{W_a} = \frac{X_s}{1 - X_s}$$

De la primera relación :

$$d_m = \frac{W_s + W_a}{V_s + V_a}$$

$$d_m = \frac{W_s + W_a}{\frac{W_s}{d_s} + W_a} = \frac{W_s + W_a}{W_s + W_a \cdot d_s} \cdot d_s$$

Considerando la siguiente relación:

$$\frac{W_s}{W_a} = \frac{X_s}{1 - X_s} = f$$

obtenemos:

$$d_m = \left(\frac{f + 1}{f + d_s} \right) \cdot d_s$$

La relación de densidad en °Bé, es:

$$^{\circ}\text{Bé} = 145 - \frac{145}{d_m}$$

La densidad del NaCl sólido es 2,163 gr/cm³ (Manual del Ing. Químico, sexta edición-pág 3-24), con este dato en el Cuadro 9.1 se tiene la densidad de la salmuera en función del porcentaje en peso de sal.

Cuadro 9.1 Densidad de salmuera, en función del % en peso

%Peso sal	Densidad gr/Cm ³	Densidad °Bé	%Peso sal	Densidad gr/Cm ³	Densidad °Bé
0.0	1.000	0.0	15.4	1.090	12.0
1.0	1.005	0.8	15.5	1.091	12.1
5.0	1.028	3.9	16.0	1.094	12.5
7.0	1.039	5.5	17.0	1.101	13.3
8.0	1.045	6.2	18.0	1.107	14.0
9.0	1.051	7.0	19.0	1.114	14.8
10.0	1.057	7.8	20.0	1.120	15.6
11.0	1.063	8.6	21.0	1.127	16.4
12.0	1.069	9.4	22.0	1.134	17.2
13.0	1.075	10.1	23.0	1.141	17.9
14.0	1.081	10.9	24.0	1.148	18.7
14.5	1.085	11.3	25.0	1.155	19.5
15.0	1.088	11.7	26.0	1.163	20.3
15.3	1.090	11.9	27.0	1.170	21.1

En el Cuadro 9.1 se observa que para una densidad de 12°Bé (que es la densidad a la que emplea la salmuera en la regeneración) de salmuera le corresponde un 15.4% de NaCl.

B. Calculo experimental

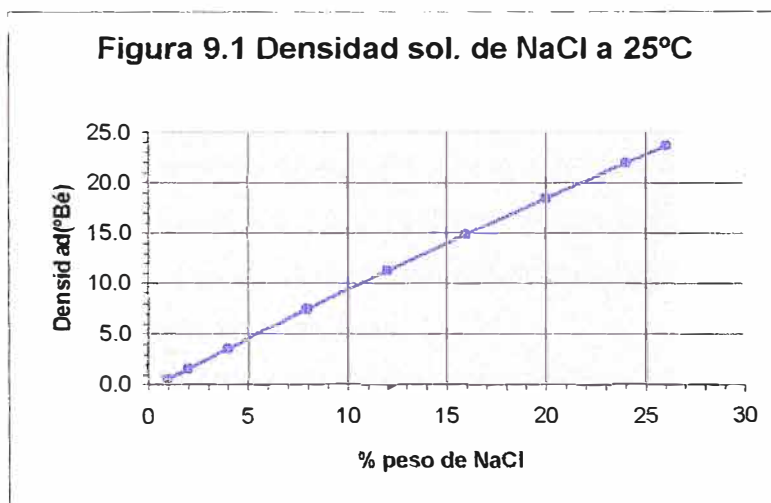
Pero los datos mostrados en el cuadro son teóricos y aproximados, y no toma en cuenta, por ejemplo, el efecto de la temperatura. Para hacer el cálculo más real se

tomará los datos que muestra El Manual del Ingeniero Químico de Perry – Chilton, 6ta edición. pág. 3-105, Cuadro 3-88, al que se añade una columna correspondiente a la densidad en °Be

Cuadro 9.2 Densidad de la salmuera en función del porcentaje en peso a 25°C

% de sal	Densidad g/cm ³	Densidad °Bé
1	1.00409	0.6
2	1.01112	1.6
4	1.0253	3.6
8	1.05412	7.4
12	1.08365	11.2
16	1.11401	14.8
20	1.14553	18.4
24	1.17776	21.9
26	1.19443	23.6

Del cuadro se observa que no se tiene el porcentaje de sal correspondiente a una solución de 12°Bé, por tanto antes de interpolar para dicho valor se realizará un gráfico de la densidad vs el % de sal, que se presenta en la figura 9.1.



En La figura 9.1 se puede observar que el comportamiento de la densidad con respecto al porcentaje de sal sigue un comportamiento lineal, por tanto la interpolación para hallar el porcentaje de sal a 12°Bé dará un valor correcto.

ANEXO F

ANALISIS DEL ACIDO GLUTAMICO

El análisis del ácido glutámico se realiza en un equipo electrónico denominado BIOTECH. Se utiliza una membrana inmovilizada 600 y se aplica el Método de aceleración de pico del electrodo de oxígeno y el cual tiene una capacidad de respuesta de 160 – 200 muestras/hora.

El principio de medición del equipo, por ejemplo para el caso de determinar la concentración de glucosa esta basado en la detección del pico de aceleración de consumo de oxígeno con el consiguiente cálculo diferencial. Esta reacción de aceleración esta nuevamente en proporción a la concentración, tal como se describe a continuación:

Colocar la cantidad de buffer, si no se tiene colocar aproximadamente 5 mL de buffer a pH de 6,5 (preparado a partir de un estándar) en la celda reacción adjunta a la membrana inmovilizada en el electrodo GOD, por un dosificador de buffer. Simultáneamente la muestra es adsorbida por el dosificador de muestra y la siguiente reacción enzimática ocurre sobre la superficie del electrodo:



Por esta reacción el oxígeno contenido en la solución es consumido y este consumo de oxígeno esta en proporción a la concentración de glucosa.

Este mismo principio se usa en la medición del ácido glutámico con la excepción de que usa una enzima apropiada en el electrodo.

Se calibra el equipo con dos estándares de 0 y 200 mg/dL y se aspira la muestra diluida en un rango permitido (aproximadamente 1,8 mL con un tiempo de contacto de 3 segundos). Al ocurrir el contacto entre la muestra y el electrodo se genera un potencial en mV por esta reacción, el cual es comparado dentro de un rango calibrado que es proporcional a la concentración del ácido glutámico.

Fuente : Agreda P., Rubén –Díaz C., Miguel; Estudio y optimización de las condiciones de adsorción de un aminoácido en un torre de intercambio iónico industrial. Tesis de Grado; Universidad Nacional de Ingeniería, 2000

10. AREVIATURAS EMPLEADAS

Abreviatura	Definición
AA	Aminoácido
AG	Ácido glutámico
°Bé	Grados Baumé
CF	Caldo fermentado
CR	Capacidad de resina
Ca	Concentración de alimentación
Cs	Concentración de salida
DVB	Divinilbenceno
D	Diámetro de la torre industrial
d	Diámetro de la torre piloto
FI	Indicador de flujo
FIQ	Indicador y totalizador de flujo
H	Altura de la torre industrial
h	Altura de la torre piloto
LpHaj	Licor con pH ajustado a 1,65
L.ads	Licor adsorbido
LAV	Lavado de resina
M	Peso molecular
Ma	Masa de alimentación
Ms	Masa de salida
M\$	Mil dólares
%n	Porcentaje de rendimiento
pl	Punto isoelectrico
ppm	Parte por millon
PIC	Control indicador de presión
R	Radical funcional de la resina
%Rec	Porcentaje de recuperación
REG	Regeneración de la resina
RET	Retrolavado de la resina
SV	Velocidad espacial
Va	Volumen alimentado
v	Valor estándar o esperado
Vs	Volumen de salida
v	Volumen