



Casa abierta al tiempo

**UNIVERSIDAD AUTONOMA METROPOLITANA**

ESTUDIO DEL IMPACTO ECONOMICO DE DIVERSAS  
SOLUCIONES AL PROBLEMA DEL LACTOSUERO  
GENERADO POR LA INDUSTRIA QUESERA

TESIS QUE PRESENTA

RODOLFO TREJO VAZQUEZ

PARA LA OBTENCION DEL GRADO DE

DOCTOR EN CIENCIAS

Junio de 1996

UNIVERSIDAD AUTONOMA METROPOLITANA

DIVISION DE CIENCIAS BASICAS E INGENIERIA

**UNIVERSIDAD IZTAPALAPA**

Av. Iztapalapa y La Purísima, Col. Vicentina, 09340 México, D.F. Tel.: 724-4600 TELEFAX: (5) 612 0885

## AGRADECIMIENTOS

Agradezco a mi Dios Todopoderoso, el haberme permitido vivir para alcanzar la meta de ser Doctor en Ingeniería Química, así como el haberme dado la fuerza, el coraje y la inteligencia necesarios para ello.

Agradezco y dedico este trabajo a mi esposa Ada Adela, por haberme apoyado ilimitadamente durante el tiempo que duró este proyecto. Igualmente a mis hijos, Alejandra y Rodolfo, para quienes deseo que sirva de testimonio en favor de la idea de que la perseverancia es un arma muy poderosa para lograr lo que queremos en la vida.

Agradezco muy sinceramente a mis asesores y amigos, los Doctores Sergio Revah Moiseev y Arturo Jiménez Gutiérrez, por todo lo que aportaron a este trabajo y a mi vida personal.

Dedico también este trabajo al M.C. Francisco Pablo Ramírez García, quien contribuyó de manera desinteresada y muy importante al mismo.

Por lo mucho que han significado en mi vida profesional dedico este trabajo al Grupo de Ingeniería Química del Instituto Tecnológico de Celaya.

Agradezco muy cuplidamente a los Doctores Felipe López y Tomás Viveros, el haber contribuido significativamente a mejorar la calidad de este trabajo.

Muchas gracias también a todos los expertos consultados, sin cuya guía no hubiera podido concluirse esta tesis.

RODOLFO TREJO V.

## INDICE

	pagina
RESUMEN	1
CAPITULO 1. INTRODUCCION Y OBJETIVO GENERAL	2
CAPITULO 2. PANORAMA GENERAL EN TORNO AL LACTOSUERO	4
CAPITULO 3. CONCEPTUALIZACION DEL PROBLEMA	32
CAPITULO 4. DESARROLLO DESDE EL PRIMER PUNTO DE VISTA	40
CAPITULO 5. DESARROLLO DESDE EL SEGUNDO PUNTO DE VISTA	63
CAPITULO 6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	85
CAPITULO 7. BIBLIOGRAFIA	88
APENDICE A. LISTADO DEL SIMULADOR DE PROCESOS EMPLEADO EN EL CAPITULO 4	101
APENDICE B. RESULTADOS DE LAS CORRIDAS DEL SIMULADOR DEL APENDICE A	127
APENDICE C. LISTADO DEL SIMULADOR EMPLEADO EN EL CAPITULO 5	152
APENDICE D. ESTRUCTURA DE LA LECHE Y DESCRIPCION DEL PROCESO QUESERO TRADICIONAL	157
APENDICE E. ASIGNACION DE ALGUNOS COSTOS RELACIONADOS CON LA OPERACION DE ULTRAFILTRACION	161
APENDICE F. RESULTADOS DE LAS CORRIDAS DEL SIMULADOR DEL APENDICE C	177

## RESUMEN

Para no causar daño al medio ambiente, un desecho puede ser prevenido (procurando evitar su aparición), procesado hacia productos de valor o dispuesto mediante un tratamiento final. En la industria quesera esta última alternativa se ha adoptado con mucho mayor frecuencia que las otras dos, constituyendo un impacto nocivo importante para su economía y crecimiento. El presente estudio es un análisis referido al año 1993 de las posibilidades que la industria quesera mexicana tiene de recurrir competitivamente a las dos primeras alternativas mencionadas, con relación al lactosuero, que es la corriente principal de desecho de esta industria.

Considerando la primera opción (prevención) se realizó la evaluación económica de una tecnología limpia para la industria quesera, obtenida por modificación del proceso quesero tradicional incluyendo en éste una etapa de concentración de leche por ultrafiltración y optativamente, adición de caseína. Se determinaron los límites y condiciones de aplicabilidad para esta tecnología limpia y se obtuvieron mediante un simulador desarrollado para el efecto, las ventajas o desventajas económicas de la reconversión en función de la escala (entre 5,000 y 100,000 kg/día de leche fresca) para los casos con y sin adición de caseína. Los prospectos ensayados se jerarquizaron en orden de conveniencia económica para la reconversión y se identificó a los quesos crema, ricotta y queso fresco, como los más prometedores; cuyas condiciones de operación correspondientes también fueron determinadas para los casos con y sin adición de caseína. Las condiciones de rentabilidad de estos quesos selectos se ubicaron bastante arriba del criterio de rentabilidad mínima atractiva que se utilizó; especialmente a altas escalas de proceso.

Las inversiones requeridas calculadas fueron reducidas a un conjunto de ecuaciones empíricas sencillas y se estudió para el queso crema, tomado como caso ejemplo en esta metodología, la sensibilidad de la ventaja económica relativa del proceso reconvertido ante parámetros relevantes como precio del queso, precio del permeato, costo de disposición de efluentes y demanda de permeato y lactosuero, lo cual permitió establecer la importancia relativa entre estos parámetros. Este peso relativo se representó frente a la escala de proceso encontrándose que los mayores factores de peso corresponden a la demanda de lactosuero y el precio de productos, y que la adición de caseína tiene un efecto marginal sobre estos pesos relativos.

En cuanto a la segunda opción, se tomó como punto de partida que el lactosuero ya existía y se consideró como solución el procesamiento de éste hacia productos de valor en el mercado. 15 productos y 31 procesos diferentes que pueden incluir operaciones de deshidratación, desproteinado, hidrólisis, desmineralización y delactosado son estudiados mediante simulación, determinando las condiciones de costo mínimo de producción y a partir de éstas, la rentabilidad de cada proceso en términos de una tasa de retorno de la inversión. Por un análisis de los resultados obtenidos se localizaron los procesos más recomendables a escalas entre 10,000 y 1'000,000 de lb/día de lactosuero fresco procesado.

Tres de los productos más prometedores fueron lactosuero seco, lactosuero desmineralizado seco y concentrado proteico seco de 92%. Se estudió la rentabilidad en función de la escala para estos procesos, tomados como casos ejemplo en esta metodología y se compararon sus características económicas. Se ajustaron los comportamientos económicos observados en los tres casos por una sola expresión empírica de dos parámetros, los cuales fueron puestos en función del precio de productos, la inversión y el costo de operación.

Se concluyó que existen rutas económicamente atractivas, tanto de prevención como de procesamiento de lactosuero, que pueden permitir a la industria quesera mexicana crecer sin perder competitividad y sin dañar al medio ambiente.

## CAPITULO 1 INTRODUCCION Y OBJETIVO GENERAL

La contaminación ambiental es hoy día un problema de primordial importancia para casi todos los países del mundo. De entre todas las fuentes de contaminación, se ha reconocido a la industria como una de las más importantes. En México, el impacto contaminante de la industria creció 20 veces de 1950 a 1989. Dos razones explican lo anterior: Por una parte, el crecimiento global de la industria en ese período fué de 1000%; por la otra parte, el sector industrial que más se desarrolló fué el de las industrias más contaminantes. Hasta la década pasada, esta situación se veía como un dilema aparentemente sin solución, bajo el argumento de que los bienes y servicios que produce la industria están destinados a satisfacer las necesidades de la sociedad y son indispensables para su bienestar y subsistencia.

Con el rápido deterioro del medio ambiente a nivel mundial, se ha confirmado de manera inequívoca que el enfoque adoptado implícitamente hasta hace poco, respecto de que era posible lograr bienestar y desarrollo por tiempo indefinido a expensas del medio ambiente, es falso. En sustitución del paradigma que ya no funciona, ha aparecido otro en los últimos años, que proclama la necesidad de establecer condiciones para un desarrollo sustentable de la sociedad; esto es, un desarrollo de magnitud y dirección tales que el bienestar obtenido de la satisfacción de necesidades no se revierta en el presente ni en el futuro por causa del deterioro ambiental involucrado, sin dejar de ser económicamente accesible a la sociedad.

Este nuevo paradigma da paso a un concepto también nuevo en la producción de bienes y servicios: El concepto de tecnología limpia (372). Se entiende por tecnología limpia, a una manera de proporcionar a la sociedad la satisfacción de una necesidad en forma tal que globalmente se utilicen menos recursos y se causen menos daños al ambiente en comparación con las demás alternativas tecnológicas existentes; con las cuales deberá ser además económicamente competitiva.

De la definición anterior se desprenden dos implicaciones:

- a) El concepto de tecnología limpia es inseparable del concepto de rentabilidad económica.
- b) La minimización de residuos y la prevención de la contaminación son componentes fundamentales en la filosofía de una tecnología limpia.

En nuestro país, la industria quesera viene remontando una crisis que afecta a todo el sector alimentario en su conjunto. En el período 1988-1994 el déficit nacional de alimentos creció en más de 1000%, entre otras razones, por el estímulo gubernamental hacia la importación de grandes cantidades de alimentos. El 54% de los alimentos importados fueron leche, azúcar, grasas y aceites. La producción nacional de leche, aunque desestimulada subsiste, y se dedica en buena parte a la producción de derivados lácteos. También subsiste una industria quesera nacional con presencia en el mercado interno y con potencial para crecer, de acuerdo a la demanda de ese mercado.

La industria quesera mexicana no puede crecer adecuadamente entre otras razones, a causa de su proceso. Para elaborar queso se precisa remover desde la leche original entre otros, agua y lactosa

en una gran proporción. En el proceso tradicional estos componentes forman parte de la corriente residual, denominada lactosuero. Esta corriente típicamente posee una baja demanda en el mercado, y por su elevado potencial contaminante requiere de un tratamiento previo a su disposición final. Los costos de este tratamiento afectan severamente a la economía del proceso.

El proceso quesero tradicional es un proceso delicado, como casi todos los procesos alimenticios, con fuertes bases empíricas y por lo mismo, la industria es conservadora respecto de la idea de modificarlo. A ello se debe que los estudios acerca de una tecnología limpia para la industria quesera nacional sean un tema escasamente estudiado a pesar de que existen en la literatura estudios previos que permiten visualizar las posibilidades técnicas de modificación del proceso quesero en ese sentido.

La evaluación de la ventaja económica de un proceso quesero modificado respecto del tradicional es compleja, debido a que ésta depende de múltiples factores como el tipo de queso, la escala de proceso, los precios de productos, la demanda de éstos, etc., de modo que para saber si un proceso modificado, que garantice un mínimo de daño al medio ambiente resulta competitivo con el proceso tradicional, es preciso realizar un estudio comparativo bajo diferentes escenarios económicos y de operación. En el Capítulo 5 de esta tesis se realiza tal estudio y se identifican las oportunidades de reconversión del proceso quesero, así como las mejores condiciones del proceso reconvertido, para distintos tipos de quesos. También se dan a conocer los parámetros con mayor influencia sobre la ventaja económica de la reconversión.

Para los casos en que no es posible o deseable modificar el proceso quesero tradicional, la alternativa de la industria parece ser procesar el lactosuero generado para obtener de él productos de valor en el mercado. Una revisión del panorama de opciones de proceso o destinos para el lactosuero reportados en la literatura, se presenta en el Capítulo 2 de esta tesis. Aparentemente, muy poco se ha reportado respecto del impacto económico del procesamiento de lactosuero. En el Capítulo 4 de esta tesis se localizan las mejores oportunidades económicas de procesamiento de lactosuero en función de la escala de proceso y otros parámetros relevantes con ayuda de técnicas de Diseño, Síntesis, Optimización y Simulación de Procesos. Se estudia también la diferente sensibilidad de las opciones más prometedoras ante posibles perturbaciones del escenario económico y se representa el comportamiento económico de algunos casos mediante expresiones empíricas sencillas.

Dada la gran cantidad de parámetros y situaciones consideradas, fué preciso definir previamente el marco y las condiciones del problema abordado, a fin de precisar el o los puntos de vista desde los que se desarrollaron soluciones al mismo. Esta fase se presenta en el Capítulo 3 de esta tesis.

Las conclusiones derivadas de los desarrollos realizados constituyen el Capítulo 6 de este trabajo.

El objetivo general de esta tesis es explorar de manera original las posibilidades de una tecnología limpia para la industria quesera nacional, así como las alternativas de solución a la problemática de dar el mejor destino posible al lactosuero una vez generado, para identificar de acuerdo a economía, las mejores opciones y la influencia de parámetros relevantes sobre los resultados de estas opciones elegidas.

## CAPITULO 2: PANORAMA GENERAL EN TORNO AL LACTOSUERO

El queso es uno de los alimentos más antiguos que se conocen. La fecha en que el hombre encontró la manera de obtenerlo, tal vez por accidente, se pierde en la historia; sin embargo, se cree que desde el año 5000 A.C. ya se producía en Mesopotamia (184). Por casi 7000 años la manufactura de queso se ha conservado como un arte en el cual la consistencia, el aroma y el sabor del producto dependen de las materias primas, de las condiciones de operación del proceso y de complicados mecanismos no totalmente entendidos, creando una gran dificultad para modificar el proceso sin alterar las características del producto.

Entre la enorme variedad de quesos conocidos en la actualidad puede hacerse una clasificación en dos grupos: los quesos maduros (como el Suizo, Cheddar, Blue Mold, Brick, Edam, Mozzarella, etcétera) y los quesos frescos o no madurados (como el Ricotta, Crema, Cottage, etcétera).

En la fabricación del queso se distinguen alrededor de ocho etapas principales. Las características particulares de un queso provienen de la forma y el énfasis con que se dan estas etapas en un proceso dado, así como de las condiciones ambientales y los microorganismos que intervienen en el mismo.

El conocimiento científico y tecnológico del proceso para producir queso data de los últimos 100 o 200 años. En ese lapso, la demanda mundial del producto ha aumentado vertiginosamente, al mismo tiempo que se han estandarizado las texturas, composiciones y sabores de muchas variedades, cuyos nombres los identifican mundialmente.

El proceso general para producir queso incluye en sus primeras etapas la descomposición de la leche en un componente sólido que evoluciona hasta convertirse en queso propiamente dicho, y un líquido amarillo verdoso denominado suero lácteo o lactosuero que se desecha.

Empleando el balance de masa, podría decirse que el proceso es casi 10 veces más eficaz para producir lactosuero. Sin embargo, muy poca atención se prestó al lactosuero hasta hace unos decenios, cuando su presencia ya no pudo ser soslayada debido al número de fuentes productoras, a su cantidad y a sus efectos.

### 2.1 Producción.

La participación de los países en la producción de lactosuero en el mundo a principios de los años ochenta era como sigue: 50% para Europa, 10% para Norteamérica, 2.5% Australia y Nueva Zelanda, 15% para otros países desarrollados y 14.5% para los países no desarrollados. Los principales productores europeos fueron en ese período Francia, Alemania e Italia, en tanto que India fue el principal productor de los países no desarrollados (220).

La magnitud del problema que la industria quesera mundial enfrenta tiene que ver con la cantidad de lactosuero que se produce, la cual ha alcanzado niveles fuera de proporción; en 1990, por ejemplo, se produjeron alrededor de 125 millones de toneladas. Esta producción tan abundante, distribuida en focos de generación asociados con cuencas lecheras, además de los problemas ecológicos que presenta, debe examinarse en función de las posibilidades y los retos derivados de su existencia.

Factores dados durante este siglo, tales como el incremento poblacional, la industrialización y tecnificación del agro, así como el desarrollo de la tecnología de alimentos, han provocado en algunos países un crecimiento explosivo en la producción de queso, y por lo tanto de lactosuero.

En 1984, el crecimiento anual mundial en la producción quesera fue de 3% (249), en tanto que en 1988 Norteamérica registraba un crecimiento anual promedio, en los 12 años anteriores, de 6.4% (43).

Junto a estos casos hay otros, principalmente en países no desarrollados, en donde la producción de leche es insuficiente aún para el consumo interno como leche fresca. Esta situación se refleja en una industria quesera contraída, y por tanto con volúmenes de lactosuero inferiores en varios órdenes de magnitud a los de los países desarrollados.

En el caso de México, el déficit lechero por más de un decenio ha ido en aumento(70). La permanencia de sistemas de explotación inadecuados y obsoletos, la falta de estímulos a la inversión, la escasa introducción de tecnología, la deficiente organización de los productores y la falta de capital de los mismos, entre otros factores, han determinado que la explotación lechera nacional se caracterice por niveles insuficientes de producción, escasa productividad, costos elevados y una oferta heterogénea en cuanto a precio y calidad (11).

Se estima que la producción nacional de lactosuero en 1991 fué de alrededor de un millón de toneladas, lo cual es congruente con los datos sobre producción de queso en México que reportó la FAO para fechas cercanas a ese año (13), (14).

## 2.2 Composición.

De los procesos utilizados para obtener quesos madurados y caseína enzimática, se obtiene un tipo de lactosuero denominado "dulce", con pH entre 5.9 y 6.3, en tanto que de los procesos para quesos no madurados y caseína láctica o mineral, se obtiene lactosuero "ácido", con pH entre 4.4 y 4.6.

Las Tablas 2-1 a la 2-9 presentan algunas composiciones de lactosuero fresco y en polvo consignadas en la bibliografía. Como se puede ver, una importante proporción de los nutrientes de la leche se encuentra en el lactosuero, tales como proteínas, lactosa, vitaminas y elementos minerales. El ácido cítrico también está presente entre 0.26 y 1.3 g/l. El lactosuero tipo ácido contiene más ácido láctico, calcio, fósforo y lactosa que el de tipo dulce.

TABLA 2-1  
PRINCIPALES COMPONENTES DE  
LACTOSUEROS TÍPICOS Y LECHE (184)

COMPONENTE	% EN LS DULCE	% EN LS ACIDO	% EN LECHE
Sólidos tot.	6.25	6.5	12.5
Agua	93.7	93.5	87.5
Grasa	0.5	0.04	3.5
Proteína tot.	0.8	0.75	3.3
Lactosa	4.85	4.9	5
Cenizas	0.5	0.8	0.7
Ac. láctico	0.05	0.4	---

TABLA 2-2  
COMPOSICIÓN TÍPICA PROMEDIO  
DE LA PROTEÍNA DEL  
LACTOSUERO (247)

GRUPO	PORCIENTO
Beta-lactoglobulina	46
Alfa-lactalbúmina	21
Seroalbúmina	5
Proteosa-peptona	19
Inmunoglobulina	9

TABLA 2-3  
CONTENIDO VITAMINICO TIPICO  
DEL LACTOSUERO DULCE (43)

VITAMINA	mg./l
Tiamina	4000
Riboflavina	17600
Niacina	10000
Ac. Pantoténico	40900
Vitamina B-12	22100
Piridoxina	N/A
Inositol	N/A
Colina	N/A

TABLA 2-4  
AMINOACIDOS ESENCIALES CONTENIDOS EN  
LAS PROTEINAS DEL LACTOSUERO (358) V.S.  
NORMA FAO PARA NUTRICION HUMANA

AMINOACIDO	Norma FAO	Contenido LS
Metionina	4.2*	4.3*
Leucina	9	15.5
Lisina	4.2	8.2
Fenilalanina	2.8	4
Treonina	2.8	5.5
Valina	4.2	5.5
Tirosina	2.8	3.7
Triptofano	1.4	2.5

\* g/100 g de proteína

TABLA 2-5  
CONTENIDO VITAMINICO  
DEL LACTOSUERO SECO (249)

VITAMINA	mg./100 g de lactosuero seco
Tiamina	4.0-6.0
Piridoxina	6.0-10.0
Riboflavina	7.0-30.0
Pantotenato de calcio	30-70
Biotina	0.2-0.3
Cobalamina	0.01-0.05
Vitamina C	30-50

TABLA 2-6  
ALGUNOS OTROS COMPONENTES  
MINERALES CONTENIDOS  
EN EL LACTOSUERO (37)

ELEMENTO	g/Kg. de LS
Fósforo inorgánico	0.33
Fósforo total	0.39
Potasio	1.48
Azufre	0.14
Sodio	0.56
Magnesio	0.09
Cloro	1.19

TABLA 2-7  
CONTENIDO DE ALGUNOS  
METALES EN EL LACTOSUERO  
SECO (249)

METAL	mg./100 g de suero
Fierro	1.0-7.0
Cobre	0.5-5.0
Zinc	5.0-9.0
Manganeso	0.01-0.04

TABLA 2-8  
FRACCION DE NUTRIENTES DE LA  
LECHE QUE PASAN AL LACTOSUERO  
(247)

COMPONENTE	% DEL CONTENIDO EN LECHE ENTERA
Grasa	14
Proteína	22
Cenizas	74
Lactosa	98

TABLA 2-9  
MICRO ELEMENTOS CONTENIDOS EN  
EL LACTO SUERO (37)

ELEMENTO	CONTENIDO	UNIDADES DE CONCENTRACION
Boro	0.11	micro- gramos/g de lactosuero
Cobre	0.07	"
Fierro	0.36	"
Manganeso	<0.01	"
Molibdeno	<0.03	"
Zinc	0.14	"
Cobalto	<4.00	nano-gramos/g de lactosuero
Selenio	1.3	"

### 2.3 Riesgos por inadecuada disposición del lactosuero.

La necesidad de deshacerse sin tardanza del lactosuero en una quesería proviene del peligro de contaminación del queso, debido a que el lactosuero constituye un medio de cultivo muy rico para un gran número de microorganismos que se implantan rápidamente en él, multiplicándose y extendiendo su presencia hasta el aire ambiente. Algunos de estos microorganismos son patógenos, como *Brucellus abortus*, *Mycobacterium tuberculosis*, *Coxiella burnetti*, *Staphylococcus Aureus*, *Streptococcus agalactiae* y varias especies de *Salmonella*, entre otros (244).

Los problemas de fagos en queserías, que se reflejan en mal funcionamiento de los iniciadores de la coagulación, también se relacionan a menudo con la forma de manejar el lactosuero en la planta.

Cada kilogramo de queso producido significa unos 0.4 kg. de DBO<sub>5</sub> que pueden dañar el ambiente si no se les da un tratamiento. Algunos autores han comparado el efecto de la descarga de una pequeña instalación quesera, que produzca por ejemplo unos 4000 litros de lactosuero por día, con las aguas negras municipales producidas por 1800 personas (220). La Tabla 2-10 presenta una comparación del potencial contaminante de los efluentes típicos de diversos procesos, en función de su DBO<sub>5</sub> (demanda bioquímica de oxígeno durante los primeros 5 días). Además, el lactosuero tiene una DQO (demanda química de oxígeno) muy elevada, del orden de 68000 mg./l.

TABLA 2-10  
 POTENCIAL CONTAMINANTE DE DIVERSOS EFLUENTES  
 INDUSTRIALES EN TERMINOS DE SU DBO<sub>5</sub> (144)

PROCESO	DBO <sub>5</sub> /LITRO DE EFLUENTE, NORMALIZADO RESPECTO A UN EFLUENTE DE AGUAS NEGRAS MUNICIPALES.
A) Procesadores de lácteos	
A.1) Pasteurizadoras de leche	3.33
A.2) Productoras de nieve (Ice cream)	8.00
B) Otros procesadores de alimentos	
B.1) Pastelillos industrializados	8.33
B.2) Enlatadoras de carne	5.00
B.3) Dulceras	13.33
B.4) Procesadores de pescado fresco	166.66
C) Lactosuero	
C.1) Lactosuero dulce	116.66
C.2) Lactosuero ácido	150.00
D) Aguas negras municipales	1.00

#### 2.4 Opciones elementales de disposición de lactosuero.

Pese a que contiene sustancias de reconocido valor, en pocas ocasiones el lactosuero ha constituido un producto de interés para la industria quesera debido principalmente a su alto contenido acuoso. En este capítulo se entiende por opciones tecnológicas simples, aquellas que solo requieren de equipos sencillos y de bajo costo, y en donde las operaciones realizadas no requieren en lo general de personal especializado. Entre estas opciones se encuentran las aplicaciones del lactosuero como nutriente de plantas y como complemento alimenticio para el ganado.

Una antigua práctica que llega hasta nuestros días para disponer en forma económica el suero lácteo sin dañar cuerpos de agua consiste en usarlo para rociar los cultivos. Algunas limitaciones económicas y de uso restringen este método. La práctica de rociar la tierra con lactosuero reporta en algunos casos buenos resultados para el crecimiento de las plantas en una etapa inicial. Sin embargo, la sobredosis de nutrientes por sucesivas aplicaciones de suero provoca acumulaciones de sales minerales y nitrógeno, lo cual dificulta el crecimiento posterior de las plantas. Es necesario por tanto, mantener un equilibrio entre la cantidad de nutrientes que las plantas absorben y la suministrada por la aspersión del suero. Rociar un espesor de 2.5 cm. de lactosuero equivale a adicionar a la tierra 145 Kg. por hectárea de nitrógeno, 45 Kg. por hectárea de fósforo y 181 por hectárea de potasio, además de considerables cantidades de sales minerales y carbohidratos (220). Por otro lado, es importante tomar en cuenta los costos derivados del transporte y manejo del suero, que varían ampliamente de un caso a otro. Otro problema que se ha observado estriba en que la grasa residual presente en el lactosuero se acumula paulatinamente en el suelo y forma una capa impermeable, capaz de impedir la posterior infiltración de líquido al suelo, así como de propiciar la implantación de condiciones anaerobias en las raíces de las plantas, con los consecuentes efectos adversos en éstas.

Tal vez una forma de controlar estos inconvenientes sea usar el suero lácteo en el proceso de fabricación de la composta en lugar de aplicarlo directamente al suelo. Como se sabe, la composta es un producto de la degradación bioquímica de la materia orgánica fermentable, proveniente de

desechos sólidos urbanos. Se usa en agricultura para mejorar suelos e inhibir la erosión, en virtud de su capacidad de reponer en el suelo la materia orgánica y los micronutrientes perdidos a causa del cultivo exhaustivo. Sin embargo, la composta elaborada al modo tradicional está muy lejos de ser un fertilizante, ya que típicamente contiene alrededor de 1% de nitrógeno, 0.25% de fósforo y 0.25% de potasio (333). En virtud de lo anterior, parece posible la existencia de compatibilidad entre el suero lácteo y la materia orgánica fermentable de la basura urbana para producir una composta más rica en nutrientes. Sin embargo, el autor de esta tesis no tiene conocimiento de aplicaciones de este tipo para el suero lácteo.

Otra vieja práctica para disponer del lactosuero consiste en reciclarlo a la alimentación del ganado vacuno. Mezclar el lactosuero fresco con la pastura, o como sustituto de leche en el destete de becerros tiene varias limitantes, entre ellas los costos de manejo y transporte del suero con la rapidez y la limpieza necesarias para que sea aceptado por los animales y no les cause daños. Existen algunas medidas para preservar en buen estado el suero y recomendaciones prácticas para la implantación de este sistema (244). Otra modalidad del método es el uso del lactosuero como sustituto parcial del agua para abreviar el ganado. Si esta práctica se inicia desde que el ganado es muy joven, la mayoría de las reses se acostumbran a beberlo (especialmente el lactosuero dulce). En algunos casos se han obtenido resultados muy positivos en cuanto al aumento de peso y producción de leche; sin embargo, la excesiva ingestión de sales por una dosificación inadecuada o la ingestión de producto en estado avanzado de fermentación puede producir diarrea y en algunos casos llegar hasta la muerte de los animales. La práctica se ha extendido con resultados similares a la alimentación de cerdos.

Aunque los ahorros en alimentación y bebida pueden ser significativos, no siempre es recomendable este recurso. Se necesita un acceso fácil y rápido entre la quesería y la granja, así como mucha cooperación entre el personal de ambas y mucha limpieza y supervisión en el manejo del lactosuero para evitar daños al ganado.

Los recursos que se acaban de mencionar son de aplicación limitada a queserías pequeñas, cuando la economía, las condiciones locales y las regulaciones lo permitan. En la tabla 2-11 se citan algunos estudios relacionados con el uso o disposición de lactosuero a este nivel.

TABLA 2-11  
ALGUNOS ESTUDIOS SOBRE LA UTILIZACION DIRECTA DEL LACTOSUERO EN AREAS DIVERSAS

REFERENCIAS	CONTENIDO
37	Experiencia de utilización de lactosuero en sustitución de fertilizantes convencionales en Nueva Zelanda
343,246,297	Estudio experimental de uso del lactosuero en su forma fresca y en forma concentrada para la alimentación de cerdos
165,47	Desarrollo de un complemento alimenticio para ganado bovino a base de suero lácteo y sus resultados
244	Análisis del potencial del lactosuero como fertilizante y como alimento de cerdos y bovinos
162	Desarrollo experimental de un combustible sólido y un suplemento alimenticio para ganado, a partir de suero lácteo
112	Estudio de la producción y el consumo de formulaciones a base de lactosuero para uso como sustituto de leche en becerros lactantes
128	Discusión sobre los posibles usos del lactosuero en forma de sólido moldeado
123	Descripción de usos culinarios de un lactosuero ácido en Islandia

## 2.5 Opciones tecnológicas de mediana complejidad.

Se consideran aquí aquellos métodos de disposición o aprovechamiento de lactosuero que requieren de equipo y personal de cierta especialización, cuyo uso es corriente en países desarrollados. Las tecnologías de estas opciones provienen típicamente de la Ingeniería Química y de la Ingeniería Bioquímica y reflejan el grado de avance de estas disciplinas. Los métodos de disposición en general fueron adaptados de sistemas conocidos de tratamiento de efluentes industriales. Estos incluyen disposición en lagunas de estabilización, sedimentación, flotación, coagulación, procesos con lodos activados, filtros con empaques activos, digestores aerobios o anaerobios, sistemas biológicos de multietapa, etcétera. Ciertas prácticas son más populares en unos países que en otros, en virtud de factores económicos locales, infraestructura tecnológica disponible e incluso preferencias personales de los diseñadores. La tabla 2-12 describe algunos estudio al respecto.

TABLA 2-12  
TRATAMIENTO DE EFLUENTES EN LA INDUSTRIA DE LACTEOS

REFERENCIAS	CONTENIDO
127	Tratamiento de las aguas de desecho de la industria de lácteos por flotación con el proceso APV Pasilac
94	Estudio del tratamiento aerobio de las aguas de desecho en la industria de lácteos
223	Aplicación de la tecnología de levaduras libres e inmovilizadas para el tratamiento de aguas de desecho en la industria de lácteos. Se incluye la caracterización de dichas aguas de desecho
36	Estudio de la fermentación anaerobia de lactosuero utilizando un digestor semicontinuo con adición de floculante químico para aumentar la concentración de biomasa

Hay testimonios indicadores de que a partir de cierta escala es económicamente mas conveniente procesar el lactosuero que disponerlo, y siendo este un fluido de valor alimenticio, sus primeras aplicaciones se han dado en el sector de alimentos. El atractivo puede ser mayor cuando dentro de un grupo industrial donde se produce lactosuero, también se puede consumir para formar algún producto derivado (291). A nivel mundial, el proceso más extendido para el lactosuero es la deshidratación, la cual puede ser total o parcial por medio de ósmosis inversa, evaporación y subsecuente secado por aspersion. En la tabla 2-13 se describen algunos estudios al respecto.

TABLA 2-13  
ALGUNOS ESTUDIOS SOBRE LA DESHIDRATACION DE LACTOSUERO

REFERENCIAS	CONTENIDO
156	Discusión de las condiciones de proceso, equipos y costos del secado de lactosuero
224	Revisión de principios básicos del secado por aspersion y su aplicación a productos bioquímicos
181	Presentación de desarrollos tecnológicos recientes en equipos para secado de lactosuero
295	Presentación de avances recientes en la tecnología de concentración de lactosuero por evaporación
339, 8	Situación del mercado para el lactosuero seco y sus productos
285 (Cap. 4)	Descripción de equipos de remoción de agua para leche y suero

Aunque el proceso es costoso por la energía requerida, es muy conveniente por la facilidad de manejo y conservación del suero en polvo. Una vez en forma sólida, el lactosuero puede usarse en formulaciones de alimentos balanceados para animales o como ingrediente en diversos alimentos de consumo humano, o bien puede ser subsecuente fraccionado. Entre las posibilidades de procesamiento ulterior (que requiere de tecnología más desarrollada) está la producción de concentrados proteicos, formulaciones alimenticias maternizadas, ingredientes de uso en farmacia, panadería, confitería, postres, vinagre, requesón, bebidas fermentadas de consumo humano,

etcétera. La demanda de lactosuero en polvo en el sector alimenticio ha ocasionado el desplome del mercado de la leche en polvo descremada en Estados Unidos desde hace más de 25 años (368). Dentro del sector de derivados lácteos, el uso más extenso del lactosuero en polvo es en la manufactura de helados, donde la reglamentación oficial estadounidense limita a 25% el reemplazo de leche descremada en polvo por lactosuero. Otra aplicación es la incorporación de suero en polvo durante la manufactura del queso Ricotta y otros tipos de quesos untables o sucedáneos de quesos, también en la elaboración de formulaciones que imitan la crema ácida y en la producción de botanas ("snacks") con o sin sabor a queso. El lactosuero en polvo se usa también como ingrediente en cremas batidas, yoghurt, etcétera.

En Islandia es común el uso de un suero lácteo proveniente de un producto parecido al yoghurt, llamado *skyr*, para preparar en forma casera sopa de pescado (123).

Por su bajo contenido en calorías y alto valor nutricional, el lactosuero se ha usado como base para preparar bebidas refrescantes, bebidas alcohólicas y sustitutos lácteos de diversos tipos, al mezclarse con otros ingredientes como azúcar, jugos de frutas o verduras, aceites vegetales, infusiones de hierbas, sabores artificiales, etcétera (185).

La Tabla 2.14 muestra algunas de las bebidas conocidas en el mundo, cuya formulación incluye lactosuero. La mayoría de ellas tienen la desventaja de poseer una vida de anaquel de pocos días, lo que ha impedido su producción masiva. También como sustituto de la malta se ha usado el lactosuero experimentalmente en el proceso de cervecería con buenos resultados (185).

TABLA 2-14

ALGUNAS BEBIDAS DE CONSUMO HUMANO ELABORADAS CON BASE EN LACTOSUERO (185)

PAIS	NOMBRE DE LA BEBIDA	PAIS	NOMBRE DE LA BEBIDA
Alemania	Mango Big-M Plus	Ex-Unión Soviética	Kumys Victoria Olympia Letniy Senetate Lubiytelskii Berezka Prokhlada Atlant Choc-it Salomat Rusanowskii
Estados Unidos	Samson Pure D'Lite	Suecia	Natures wonder
Lituania	Bochu	Suiza	Lactofruit Rivella rot Rivella Blau
Polonia	Lactovat Rewit		

## 2.6 Opciones tecnológicas modernas.

En esta parte se mencionan procesos de tecnología reciente, orientados hacia la obtención de productos con alto valor agregado, sin analizar de momento su viabilidad económica. La presencia de procesos biotecnológicos es sobresaliente, ya que utilizan condiciones moderadas de temperatura y presión sobre recursos renovables y las transformaciones que logran son muy específicas. No obstante, estos procesos presentan inconvenientes importantes, como los altos costos y dificultades para concentrar los productos a partir de soluciones muy diluidas, la necesidad de cofactores expansivos (nutrientes adicionales y condiciones especiales) para mantener constantes los niveles de conversión y serios problemas de escalamiento de procesos para producción de gran volumen. También representa una dificultad el hecho de que el lactosuero sea un sustrato poco versátil, debido a que el único carbohidrato que contiene es la lactosa.

Más de una vez en el pasado, la biotecnología ha sido considerada como alternativa importante para el aprovisionamiento de suministros químicos en la industria y en otras tantas ocasiones la aparente abundancia de petróleo barato ha frenado su desarrollo por incostrabilidad. Este comportamiento cíclico tendrá que romperse alguna vez, cuando el agotamiento de las reservas de hidrocarburos, el avance de las ciencias biotecnológicas o ambos, hagan económicamente viables algunos bioprocesos para producir especies químicas.

Las tendencias mundiales de reducir las tasas de consumo de energía y la dependencia del petróleo, además de los desarrollos en Ingeniería Genética, parecen indicar que la Biotecnología puede incrementar aún más su importancia en el futuro.

En esta línea se ubican muchos esfuerzos de investigación hacia la obtención de productos químicos de amplia demanda que permitan utilizar los grandes volúmenes de lactosuero por medio de fermentación, hidrólisis o por purificación de lactosa.

### 2.6.1 Fraccionamiento del lactosuero.

Desde el punto de vista nutricional, se puede objetar al lactosuero su alto contenido de minerales y de lactosa; esta última no fácilmente asimilable y a veces no tolerada por algunos individuos. En cambio, se puede decir que su contenido proteico es su mejor atributo, por lo que separando el lactosuero en sus componentes se amplían las posibilidades de su aprovechamiento.

#### 2.6.1.1 Proteínas.

La técnica desarrollada por Maubois, Mocquot y Vassal conocida como ultrafiltración, patentada en Francia en 1969, superó ampliamente todos los métodos anteriores de separación de proteínas del lactosuero.

La ultrafiltración es una operación de separación de solutos de alto peso molecular contenidos en un fluido por medios mecánicos. En principio, el método se encuentra entre la filtración convencional y la ósmosis inversa, difiriendo los tres casos en el tamaño de las partículas que se van a separar, en la magnitud de la presión aplicada y en la estructura de la barrera física usada como medio filtrante (véase Figura 2-1).

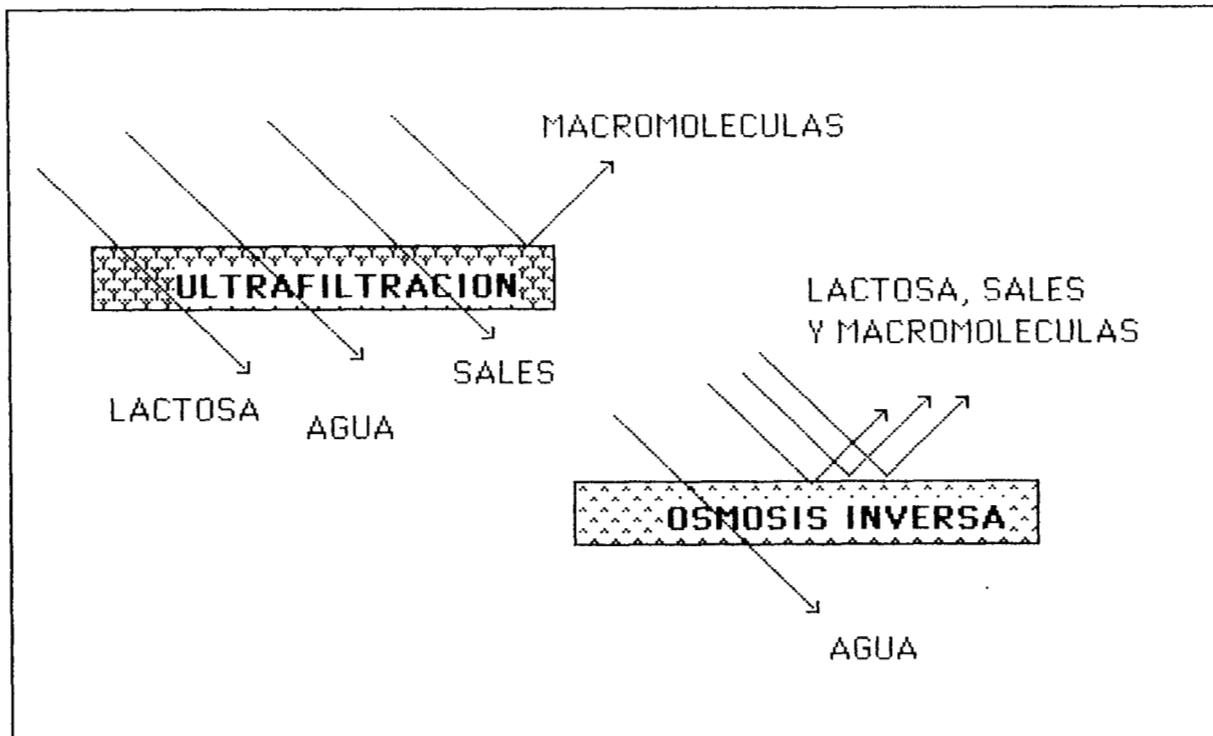


FIGURA 2-1

COMPORTAMIENTO DE LAS MEMBRANAS DE ULTRAFILTRACION Y OSMOSIS INVERSA AL PROCESAR LECHE O SUERO LACTEO

Las primeras membranas de ultrafiltración estaban hechas de acetato de celulosa. Sólo se les podía usar a temperaturas menores a 35 C y pH entre 3 y 7. Tratando de superar estas limitaciones, aparecieron las membranas de poliamida y posteriormente las de polisulfonatos, cuya tolerancia llega a los 80 C de temperatura y pH entre 2 y 12, mostrando buena resistencia mecánica. Recientemente se han desarrollado para usos especiales membranas de óxido de circonio soportado en grafito (285). Estas poseen una gran resistencia al desgaste mecánico y a la presión, y pueden trabajar a cualquier pH y a temperaturas hasta de 400C .

En el caso del lactosuero, la fracción retenida por la membrana (retentato) contiene principalmente proteínas, en tanto que la fracción ultrafiltrada (permeato), carece de proteínas y grasa, y su contenido de lactosa y sales minerales es semejante al del suero original. Además del tamaño y perfil de las moléculas que se van a separar, existen otros efectos que dificultan la ultrafiltración, los cuales son motivo de estudio en la actualidad, ya que pueden ser significativos y aún dominantes durante la operación. Se trata de efectos asociados con interacciones químicas entre la membrana y

los componentes del sistema que se pretende filtrar. Estos efectos son capaces de producir serias obstrucciones en las membranas y, en consecuencia, una disminución del flujo de permeato respecto al esperado.

Como contraparte a estos problemas, la separación por membranas ofrece un enorme potencial de ahorro de energía comparado con otras técnicas de separación, particularmente con la evaporación. Una ventaja más sobre la evaporación es la preservación de propiedades sensibles a la temperatura como el valor nutricional y las propiedades funcionales de las proteínas.

El empuje de esta tecnología de separación se puede percibir al considerar que sólo en 1985, se solicitaron 1200 patentes de aplicación de la tecnología de membranas en el mundo (98).

Las buenas propiedades funcionales de las proteínas del suero lácteo como solubilidad, viscosidad, capacidad de retención de agua, poder emulsificante y poder espumante, les han permitido ingresar como aditivos y como fuentes proteicas en muy diversos procesos alimenticios. Por la diversidad de proteínas presentes en el suero se pueden obtener concentrados con distintas propiedades funcionales mediante el fraccionamiento de grupos de peso molecular definido (220). Algunos estudios de interés sobre aplicación de membranas a la separación de proteínas del lactosuero y sobre la caracterización de fracciones proteicas se muestran en las tablas 2.15 y 2.16.

TABLA 2-15  
ALGUNOS ESTUDIOS RECIENTES SOBRE TECNOLOGIA DE MEMBRANAS PARA  
PROCESAMIENTO DE LACTOSUERO

Referencias	Contenido
337,139	Experimentación, estudios de diseño y estimación de costos para un sistema de hiperfiltración de suero dulce
331,327,325, 105	Estudios de la influencia de parámetros de operación en el flujo de permeato durante la ultrafiltración de lactosa
167	Estudio del comportamiento de lactosueros dulces y ácidos durante su ultrafiltración. se reportan los resultados de algunas medidas tomadas para reducir los efectos de polarización de la concentración y oclusión de membrana
369,129	Ultrafiltración aplicada a la leche
264	Peculiaridades de la concentración de lactosuero por ósmosis inversa
125,231	Estudios sobre los procesos de manufactura de queso con ultrafiltración
202,201	La electrodiálisis y su aplicación al procesamiento de alimentos. Incluye un estudio de caso de lactosuero
314	Estudio experimental de ultrafiltración de leche en el establo
332	Caracterización de las oclusiones proteicas en membranas de ultrafiltración de lactosuero

TABLA 2-16  
BIBLIOGRAFIA RECIENTE SOBRE PROTEINAS DE LACTOSUERO

Referencias	Contenido
80	Estudio de la desnaturalización térmica y agregación de proteínas de lactosuero en función de temperatura, tiempo de exposición, pH y concentración de iones calcio
5	Estudio de diversos métodos para aislamiento de inmunoglobulinas y lactoferrina de suero lácteo
214	Comparación de tres métodos para determinar la desnaturalización de proteínas de suero lácteo de leche procesada térmicamente
79	Estudio de la termo estabilidad de proteínas en suero de caseína por la presencia de dodecilsulfato de sodio, yodato de potasio y N-etilmaleimida
218,252	Revisión de literatura reciente sobre proteínas de lactosuero y su desnaturalización
263,270,316, 229,248	Descripción de procesos propuestos para fraccionamiento (en alfa y beta) de las proteínas del suero lácteo y de las propiedades de ambas fracciones
148	Descripción de los mercados potenciales para proteínas de lactosuero
107	Efecto de los azúcares en la desnaturalización térmica y coagulación de proteínas de lactosuero
177	Estudio del efecto de la ultrafiltración y el uso de secado por congelación o secado por aspersion, sobre la composición y funcionalidad de concentrados proteicos de lactosuero
21,313	Estudio de separación de proteínas de lactosuero usando diferentes resinas de intercambio iónico
212	Proposición de un método para predecir la funcionalidad de concentrados proteicos de lactosuero
315,317,318, 211,74	Estudio de las propiedades funcionales de fracciones proteicas de lactosuero
24	Análisis de concentrados proteicos de lactosuero por cromatografía de líquidos (HPLC)
20,368,227, 236	Perspectivas globales en el fraccionamiento de proteínas de suero lácteo y en su uso
155	Revisión de procesos industriales de separación de proteínas de lactosuero
207 (CAP. 4)	Técnicas más comunes para separación de proteínas de lactosuero
299,75,213	Estudio del efecto del procesamiento sobre la funcionalidad de las proteínas del lactosuero
341	Aplicaciones de las proteínas del lactosuero en la industria procesadora de cereales
131	Evaluación de propiedades funcionales de las proteínas de lactosuero dentro de un sistema alimenticio, por oposición al método de evaluación en sistemas aislados estándar
173	Estudio de las modificaciones físicas, químicas y enzimáticas que se pueden efectuar sobre las proteínas de lactosuero para mejorar sus propiedades funcionales
196,143	Estudio de la estabilidad de algunas proteínas de lactosuero durante su almacenamiento seco
176	Proposición de una estandarización a la metodología para evaluar proteínas de lactosuero
186	Estudio de la desnaturalización térmica de beta-lactoglobulina y su efecto sobre la transferencia térmica en un intercambiador de calor de placas

TABLA 2-16  
(CONTINUACION)

254	Estudio experimental de la recuperación de proteínas de una mezcla de leche descremada y lactosuero ácido, por calentamiento a pH alcalino
175	Proceso propuesto para obtener altos concentrados proteicos a partir de lactosuero sin necesidad de diafiltración, utilizando células inmovilizadas de <i>K. fragilis</i>
115	Recuperación de proteínas de suero dulce en crudo mediante sulfitólisis en estado sólido

### 2.6.1.2 Minerales.

El lactosuero en polvo contiene alrededor de 7% de minerales, los cuales se deben abatir en 90 a 95% para la mayoría de aplicaciones de consumo humano. El contenido mineral del lactosuero varía en función del pH existente al momento de su separación del coágulo. Entre mas bajo sea el pH, habrá mayor cantidad de fosfato de calcio.

La desmineralización por intercambio iónico es un método desarrollado inicialmente para el tratamiento de aguas que también puede ser usado con el lactosuero. En su forma tradicional es una técnica que contempla el uso de resinas en un lecho fijo, las cuales tienen la capacidad de captar iones de una solución que fluye a través del lecho, liberando a cambio iones hidrógeno y iones hidroxilo hasta un punto en el cual se agotan, debiendo ser regeneradas.

La remoción de iones sigue un orden general de selectividad, conforme al cual los iones multivalentes tienen preferencia sobre los monovalentes. Para iones de la misma valencia, la selectividad es conforme al tamaño iónico. Así, para los líquidos típicos manejados en la industria de lácteos, se tiene el siguiente orden de selectividad:

Cationes: calcio > magnesio > potasio > sodio

Aniones: citrato > fosfato > nitrato > cloruro

Durante la desmineralización se puede dar también una pérdida significativa de proteínas por precipitación si estas están presentes, debido a las variaciones de pH que el fluido complejo experimenta al pasar por las columnas de intercambio aniónico y catiónico. Esta pérdida de proteínas puede reducirse mediante un enfriamiento del suero hasta 5 o 10 C antes de la operación (163). Para regenerar las resinas de intercambio se utilizan soluciones diluidas de ácido clorhídrico e hidróxido de sodio. Algunos otros inconvenientes importantes de este tipo de desmineralización son el alto consumo de productos químicos para la regeneración de resinas y el uso de grandes cantidades de agua de lavado.

Se ha desarrollado un proceso modificado de desmineralización, conocido como proceso del bicarbonato de amonio o proceso SMR (163), (272), el cual reduce el consumo de agua y productos de regeneración.

El creciente conocimiento en el campo de las membranas permitió que recientemente se desarrollaran otros métodos para la desmineralización del suero lácteo, basados en el uso de membranas selectivas a través de las cuales los iones pueden viajar bajo la influencia de un campo eléctrico. El proceso comercial se denomina electrodiálisis y se están perfeccionando algunos

aspectos de su operación, como la polarización de la concentración, el bloqueo frecuente de las membranas, etcétera.

La tabla 2-17 describen algunos estudios interesantes acerca de la desmineralización del lactosuero.

TABLA 2-17  
ALGUNOS ESTUDIOS RECIENTES SOBRE DESMINERALIZACION DE LACTOSUERO

Referencias	Contenido
202,25	Revisión de las aplicaciones prácticas de la electrodiálisis, incluyendo la desmineralización de lactosuero y otros fluidos lácteos
163	Descripción de principios generales del intercambio iónico y comparación del proceso convencional para desmineralización de suero con el proceso SMR (o del bicarbonato de amonio)
117	Descripción de un proceso de ósmosis inversa modificado, denominado de ultra-ósmosis y su aplicación en la separación de cloruro de sodio de lactosuero salado
272	Estudio del comportamiento de cuatro resinas diferentes de intercambio aniónico y cinco de intercambio catiónico en la desmineralización de lactosuero por el proceso del bicarbonato de amonio

### 2.6.1.3 Lactosa.

El potencial contaminante del lactosuero se debe principalmente a la lactosa, por lo que su remoción es indispensable a fin de abatir dicho potencial. Esto se puede lograr usando evaporación, cristalización y secado por aspersión. La lactosa existe en dos formas isoméricas, *alfa* y *beta*, que difieren entre sí por la configuración de un grupo hidroxilo en la posición 1 del lado glucosado del disacárido (278). La forma *alfa* se prefiere para la mayoría de las aplicaciones actuales.

En solución, los isómeros de lactosa coexisten en equilibrio, con 63% para la forma *beta*. Al secar por aspersión, la lactosa obtenida es predominantemente *alfa*, mientras que al secar por tambor rotatorio (con mayor exposición al calor) se obtiene con preponderancia la forma *beta* (279), (39). Como sucede con otras especialidades químicas, el mercado de la lactosa es pequeño, pero de alto valor agregado. Se estima que 5% del lactosuero que se produce en el mundo contiene suficiente lactosa para abastecer la demanda mundial de este producto, cuyas aplicaciones principales son en alimentos maternizados e infantiles, chocolates y productos derivados, conservas de frutas, panadería, embutidos, sopas, cremas, etcétera. Se están estudiando nuevas aplicaciones, con base en sus propiedades de absorción de sabores y como agente inhibidor de iones metálicos (249).

En farmacia se usa como facilitador del empastillado, acarreador y relleno (39). Existen varios derivados de la lactosa con aplicaciones también en alimentos y farmacia, tales como el lactato de amonio, la lactulosa, el lactitol y el ácido lactobiónico (249).

En la tabla 2-18 se presentan algunos estudios relacionados con la purificación y usos de lactosa de lactosuero.

TABLA 2-18  
ALGUNAS REFERENCIAS RECIENTES SOBRE PURIFICACION Y USOS DE LACTOSA DE LACTOSUERO

Referencias	Contenido
348, 141,279 103 (Cap. 1 Y 2)	Revisión sobre alternativas de procesamiento de lactosa, incluyendo estructura, propiedades, hidrólisis, modificación hacia lactitol, lactulosa, lactosil urea, ácido lactobiónico y ácido glucónico
365	Relevancia nutricional y aspectos digestivos de la lactosa y sus derivados
336	Comparación de procesos por lotes y continuo para recuperación de lactosa de lactosuero
242	Revisión de los aspectos generales: preparación, fisiología, hidrólisis por la microflora intestinal, actividad como Factor Bifidus, aspectos favorables a la salud, toxicología y aplicaciones de la lactulosa, un azúcar derivado de la lactosa
32	Revisión de la estructura, preparación, propiedades y usos del lactitol, un agente endulzante derivado de la lactosa con aplicaciones a la dieta de diabéticos
245	Estudio de la factibilidad técnica para producir lactosa grado alimenticio y grado farmacéutico. Estándares de calidad de ambos grados
257	Estudio de las propiedades de complejación con iones metálicos y adsorción de compuestos volátiles por la lactosa. Estudio del proceso de cristalización de la misma desde soluciones acuosas
259,275	Estudio del efecto de diversos agentes precipitadores en la precipitación de lactosa desde soluciones acuosas
322	Estudio de laboratorio por lotes del crecimiento aerobio de <i>Klebsiella oxytoca</i> sobre lactosa con sustrato simple y con varios sustratos dobles, analizando oscilaciones resultantes en la densidad celular
278	Aplicaciones de la lactosa en la industria panadera

#### 2.6.1.4 lactosuero desproteinado (permeato)

Las tecnologías orientadas hacia productos de alto valor agregado, requieren complementarse con aplicaciones de gran escala del permeato desproteinado remanente, el cual contiene 35-50 g/l de lactosa, sales, vitaminas y algo de ácido láctico. La falta de aplicaciones de este permeato constituye hoy en día un obstáculo importante para el aprovechamiento de mayores cantidades de lactosuero. Diversas posibles soluciones se vienen estudiando con gran intensidad desde los años ochenta, buscando una forma económica de obtener productos cuyo mercado potencial sea de gran escala para poder procesar las enormes cantidades de lactosuero producido. Entre las operaciones biotecnológicas más estudiadas para el procesamiento de lactosa de lactosuero se encuentran la fermentación y la hidrólisis.

#### I) Fermentación.

El término "fermentación" significa la transformación ordenada de materiales por la acción de microorganismos. Los microorganismos empleados en la fermentación pueden ser levaduras, bacterias, hongos, etcétera (88). Algunos procesos de fermentación se usan en la industria desde hace un siglo (266). En los siguientes párrafos se presentan algunos aspectos de los procesos fermentativos aplicables al permeato desproteinado de lactosuero.

a) *Las generalidades de los procesos.*

En primera instancia, lo que todo microorganismo tiende a hacer espontáneamente es alimentarse y reproducirse. Manipulando estas tendencias naturales mediante la selección del microorganismo deseado y su colocación en estado puro y apto para reproducirse en un medio provisto de alimento, donde se mantengan constantes los parámetros ambientales (temperatura, pH, oxígeno, etcétera.) de modo que su desarrollo sea óptimo, los biotecnólogos obtienen productos de interés, ya sea una cosecha aumentada de los propios microorganismos o algunos productos sintetizados por estos como parte de su actividad vital.

La necesidad de controlar con precisión las condiciones ambientales de la fermentación implica usualmente la no existencia de otros microorganismos en el medio, así como la adición o remoción de calor, nutrientes, agua, acondicionamiento de un ambiente oxigenado o anaeróbico, agitación, remoción de productos, etcétera, todo lo cual plantea dificultades muy serias durante el escalamiento del proceso a nivel industrial.

Tratándose de fermentaciones de lactosuero, la lactosa contenida es la única fuente de carbono disponible para el desarrollo microbiano. En ocasiones se requiere enriquecerla con otros micronutrientes para formar un sustrato adecuado al microorganismo empleado. La concentración inicial de lactosa puede ser un factor limitante para ciertas fermentaciones, lo que supone en esos casos la necesidad de concentrar o diluir el permeato antes de iniciar el proceso de fermentación. En general existen dos tendencias en los procesos: transformar la lactosa en especies químicas accesibles al microorganismo por medio de la hidrólisis, o usarla directamente con microorganismos capaces de metabolizar ese sustrato. En ambas tendencias también se puede optar por centrar el interés en hacer crecer el microorganismo en el medio, obteniendo así un material (biomasa) de mayor contenido proteico o interesarse principalmente en los productos metabolizados por él (249).

b) *Los productos.*

Existe una diversidad de productos que se pueden obtener del permeato desproteinado por la vía de la fermentación, al menos a nivel de laboratorio. Entre ellos se pueden mencionar algunos de alto consumo en la industria química, como el etanol, butanol, acetona, metano, etcétera.

También es factible producir especialidades químicas con alto valor agregado como ácido láctico, levadura de panadería, biomasa, lactasa, goma de xantina y otros.

El etanol es uno de los productos de fermentación del lactosuero con mayores posibilidades de viabilidad económica según diversos estudios y se puede obtener usando diferentes microorganismos. Se le puede producir en concentraciones hasta de 12% (v/v) usando *K. fragilis* sobre lactosuero desproteinado concentrado (40 g/l de lactosa) por 40 horas (250). También mediante *C. pseudotropicalis* sobre suero desproteinado concentrado (20.1% de lactosa), se puede obtener 9.7% (w/v) de etanol sin necesidad de nutrientes adicionales (209).

Una mezcla de solventes (acetona, butanol y etanol) se puede lograr de *C. acetobutylicum* al fermentar lactosuero. La concentración normal de lactosa en el suero concuerda con la necesidades

de este microorganismo. las condiciones de operación incluyen reposo por 120 horas a un pH de 6 y temperatura de 37 C (354). El producto final contendrá alrededor de 0.6% en peso de acetona, 1.5% de butanol y 0.2% de etanol (57).

La producción de levadura de panadería se basa en la fermentación de ácido láctico y galactosa como sustratos. El proceso a partir de lactosuero se puede iniciar con *S. thermophilus*, el cual transforma una parte de la lactosa en ácido láctico, al mismo tiempo que excreta galactosa en el medio. Algunos estudios estiman una eficiencia máxima de conversión de lactosa en levadura de panadería de 31% (249).

*K. fragilis* es una de las mejores opciones para producir biomasa de lactosuero. En algunos casos, es conveniente iniciar la fermentación con otros microorganismos, como *K. lactis* o *propionibacterium sp.* El proceso requiere un intenso suministro de oxígeno (367).

La producción de ácido láctico por medio de bacterias lácticas es uno de los procesos de mayor eficiencia de conversión del sustrato ya que no se produce CO<sub>2</sub>. Se logran conversiones de hasta 0.9 g de ácido láctico por cada gramo de lactosa empleada, frente a rendimientos del orden de la mitad para el caso del etanol por levaduras (233). Entre las aplicaciones de interés para el ácido láctico se puede mencionar la producción de lactato de amonio, el cual es una fuente de nitrógeno tan buena como la soya en la alimentación de bovinos (249). Otra aplicación de interés es la producción de copolímeros de ácido láctico para la fabricación de materiales biodegradables con características de termoplásticos. Esto es posible gracias a que el ácido láctico contiene en su estructura los grupos hidroxilo y carboxilo, por lo que se puede convertir en poliésteres con relativa facilidad (199).

La producción de lactasa (que es la enzima beta-D-galactosidasa) por fermentación de permeatos de suero, es otro ejemplo de procesos de alta tecnología. La lactasa es una enzima de gran importancia para reducir por hidrólisis el contenido de lactosa en la leche y otros productos lácteos. Las primeras preparaciones comerciales aparecieron a principios de los años setenta (130). La enzima se puede obtener de diversos microorganismos, como *Aspergillus niger*, *A. oryzae*, *kluyveromyces fragilis*, *K. lactis*, *Lactobacillus thermophilus*, *Leuconostoc citrovorum* e incluso *Escherichia coli* (293), siendo el origen de las enzimas un factor con influencia en el resultado de la hidrólisis.

En la producción de polisacáridos que contienen galactosa, como la goma de xantina, parece ser especialmente adecuada la utilización de lactosuero, pues como la lactosa es un disacárido de glucosa-galactosa, es posible sintetizar metabólicamente polisacáridos de galactosa directamente de los monosacáridos, sin emplear pasos metabólicos intermedios de glucosa (43). La concentración original de lactosa en el suero también es apropiada para alcanzar al final del proceso una concentración de alrededor de 3% del polisacárido, con conversiones de 50 a 60% del sustrato, lo que es típico en la producción de otros polisacáridos (43).

Aunque existen diversos organismos potencialmente viables para esta fermentación, el más usual es *X. campestris*. Este, en su estado natural, es mucho más apto para fermentar glucosa que lactosa, por lo que una opción para este proceso consiste en descomponer la lactosa previamente por hidrólisis. En un enfoque diferente, se ha consignado el desarrollo en laboratorio de una cepa capaz de fermentar lactosuero sin ultrafiltración ni hidrólisis previas (307).

Las aplicaciones de la goma de xantina están concentradas actualmente en las áreas de alimentos y explotación petrolera, por lo que algunos autores consideran que su demanda mundial es moderada y en consecuencia no constituye un destino masivo para el permeato de suero lácteo (330). No obstante, se desarrollan activamente diversas investigaciones que podrían ampliar enormemente los mercados potenciales del producto (43), (339).

c) *Las separaciones.*

Una gran parte de la energía requerida en los bioprocesos se usa para concentrar el producto de la solución acuosa en que se encuentra. El método convencional para esta concentración es la destilación. Se han propuesto algunas alternativas de menor consumo de energía, tales como la extracción por solvente, lavado por arrastre con CO<sub>2</sub> en condiciones supercríticas, separación con ayuda de vacío, pervaporación (una combinación de difusión y evaporación utilizando membranas), perstracción, ultrafiltración, absorción preferencial en línea, absorción en dos etapas, etcétera. (269). Entre los procesos de separación por membrana, la ósmosis inversa tiene aplicación limitada, debido a la elevada presión osmótica de las mezclas que se van a separar, de modo que la concentración del producto obtenido difícilmente supera 30%. Esta limitación no existe en el método de pervaporación cuando se mantiene el permeato por debajo de su presión de vapor de saturación.

La fracción del permeato en la fase de vapor se remueve con una bomba de vacío, con un gas de arrastre o por la condensación en pared fría. Desafortunadamente, la eficiencia energética de la pervaporación es menor que la de la ósmosis inversa.

Aunque la investigación con membranas sólidas continúa, las membranas líquidas parecen ser más prometedoras para lograr la separación de los productos de la fermentación. Un atractivo adicional de las membranas líquidas es la facilidad para cambiar sus características, eligiendo entre diversos alcoholes y ésteres de alto punto de ebullición no se presentan problemas de estabilidad de estas membranas debido al vacío empleado en el proceso.

d) *La disposición de efluentes.*

Con muy pocas excepciones los métodos de aprovechamiento de lactosuero o sus componentes generan efluentes contaminantes, que pueden requerir un tratamiento final antes de ser descartados. Existen tratamientos biológicos anaerobios, aerobios o una combinación de ambos.

El proceso de lodos activados ampliamente usado para tratar efluentes industriales, resulta poco adecuado para un desecho de tan alto potencial contaminante como el lactosuero fresco, a causa de las grandes cantidades de energía requeridas para la aereación y el mezclado.

En cambio, los sistemas anaerobios tienen menor costo de operación y producen metano. Las principales objeciones a estos sistemas son su poca estabilidad de operación y baja capacidad de procesamiento. Cuando la fermentación se realiza en lagunas y no en digestores, se requieren grandes extensiones de terreno y se presentan problemas de mal olor e imposibilidad práctica de recuperar el metano (36).

Los sistemas mixtos anaerobio-aerobio para tratamiento de lactosuero son mucho más eficientes en conjunto que cualquiera de ellos en forma independiente.

Son raras las aplicaciones de fermentación anaerobia hacia metano con el propósito de aprovechamiento. Mas bien se usan como tratamiento final y sólo cuando es posible se recupera el producto (una mezcla de 50 a 60% de metano en CO<sub>2</sub> llamado biogas) para reemplazar parcialmente el combustible utilizado en el propio proceso y en procesos colaterales.

El uso de floculantes químicos durante el arranque y la operación de digestores en semicontinuo ha mejorado considerablemente la capacidad y confiabilidad de estos equipos. El desarrollo de digestores más eficientes y confiables es un área que se investiga en la actualidad (36). De cualquier forma, la producción de especies químicas con fines combustibles es menos atractiva que como suministros químicos. Algunos autores estiman que los precios de estos suministros son unas tres veces más altos que su valor como combustibles (260).

e) *La economía.*

La problemática económica de los bioprocesos de lactosuero se debe principalmente a las altas diluciones de sustratos y productos impuestas por las características de los microorganismos y del propio lactosuero, así como a la fuerte competencia del petróleo y de otras materias primas alternas para producir los mismos productos. Lo anterior se puede ilustrar con dos ejemplos: en la bioproducción de etanol, los precios de otros sustratos alternos como el azúcar impiden en algunos países la factibilidad económica del uso de lactosuero, el cual resulta comparativamente más costoso a causa de su requerido acondicionamiento, manejo y transporte. Lo mismo se puede decir de la producción de biomasa, en la que el principal obstáculo a la competitividad económica proviene del bajo costo de la proteína de soya.

Hasta el momento, ninguno de los productos que se pueden obtener por fermentación de lactosuero y que podrían consumir grandes cantidades de este, ha logrado llegar con rentabilidad económica, a la escala industrial.

En las tablas 2-19 a 2-27 se describen algunos estudios relacionados con la fermentación de lactosa, lactosuero o permeato.

TABLA 2-19  
ALGUNOS ESTUDIOS RECIENTES SOBRE FERMENTACIONES PARA PRODUCCION DE ETANOL UTILIZANDO LACTOSA COMO FUENTE DE CARBONO

Referencias	Contenido	Microorganismo
234	Estudio de fermentación de permeato hidrolizado de lactosuero en reactor de reciclo con membrana	<i>Saccharomyces cerevisiae</i>
152	Comparación experimental y selección de <i>C. pseudotropicalis</i> ATCC 8619 de entre nueve alternativas para fermentar lactosuero concentrado hacia etanol	diversos
109	Estudio de fermentación continua en dos reactores tubulares en serie, usando células inmovilizadas y lactosa obtenida de un lactosuero desproteinado y desmineralizado	<i>Kluyveromyces fragilis</i>
133	Uso de células de bacterias y levaduras co-inmovilizadas con lactasa para producción de etanol de lactosa	<i>S. cerevisiae</i> , <i>Z. móbilis</i>
277	Proceso para producir etanol a base de lactosuero reconstituido, ultrafiltrado y desmineralizado. Se incluye análisis de costos	<i>Kluyveromyces fragilis</i>
221	Estudios comparativos de fermentación por lotes de lactosa para producir etanol usando <i>K. marxianus</i> libre e inmovilizada y <i>S. cerevisiae</i>	diversos
370	Ajuste experimental de parámetros para óptima fermentación de permeato de lactosuero hacia etanol con <i>K. fragilis</i> y <i>K. lactis</i>	diversos
206,71	Descripción de algunos procesos desarrollados en los años setenta para producción de etanol de lactosuero (procesos Milbrew, Carberry, Denmark y Lacto-Whey)	<i>K. fragilis</i> , <i>T. crémoris</i>
342	Estudio de los efectos de inhibición del etanol y otras limitaciones durante la fermentación de permeato concentrado de lactosuero	<i>K. fragilis</i> NRRL 665

TABLA 2-20  
ALGUNOS ESTUDIOS SOBRE FERMENTACIONES PARA PRODUCCION DE BIOGAS  
UTILIZANDO LACTOSA O LACTOSUERO

Referencias	Contenido	Microorganismo
200,360	Estudio de un sistema integrado anaerobio/aerobio de una mezcla de lactosuero y estiércol de ganado. Se estudió la producción de metano a diferentes cargas orgánicas y la eficiencia del tratamiento integrado. Se estudió además el caso anaerobio con reactor de lodos de flujo ascendente	Diversos
54	Estudio del tratamiento por filtrado anaeróbico de las aguas de desecho en la industria de lácteos y de la producción de biogas	Diversos
306	Estudio del efecto de iones calcio respecto a la floculación de lodos y producción de biogas en un reactor de lodos de flujo ascendente	Diversos
178	Estudio sobre la cinética de crecimiento microbiano para la fase acidogénica de lactosa a pH de 4.5 y 6	Diversos
180	Estudio de la etapa acidogénica de fermentación de lactosa a diferentes valores de pH	Diversos
64,63	Estudio del efecto del contenido proteico, de la relación C/N y del uso de diversos tratamientos neutralizantes alternos en la metanogénesis de lactosuero en reactor estacionario de lecho fijo y flujo ascendente	Diversos
179	Estudio del efecto de la dilución en la distribución de productos de la fase acidogénica durante la fermentación anaerobia de lactosa en dos fases	Diversos

TABLA 2-21  
ALGUNOS ESTUDIOS SOBRE FERMENTACIONES PARA PRODUCCION DE GLICEROL  
UTILIZANDO LACTOSA O GLUCOSA/GALACTOSA

Referencias	Contenido	Microorganismo
346	Revisión de literatura reciente sobre la producción de glicerol por fermentación a partir de diversos azúcares como sustratos	Diversos
347,345	Fermentación aerobia de glucosa y pérdida de especificidad hacia glicerol en función de la concentración de oxígeno disuelto y agitación	<i>Pichia farinosa</i>
344	Fermentación aerobia de glucosa	<i>Pichia farinosa</i> ATCC 20210

TABLA 2-22  
ALGUNOS ESTUDIOS SOBRE FERMENTACIONES PARA PRODUCCION DE SOLVENTES  
(ACETONA/BUTANOL) UTILIZANDO LACTOSA O GLUCOSA/GALACTOSA

Referencias	Contenido	Microorganismo
88	Revisión de los procesos para producir acetona-butanol-etanol(ABE) y estudios fundamentales para identificar los factores que controlan la producción de solventes	<i>Clostridium sp.</i>
132	Estudio de los factores que afectan la degeneración del organismo empleado en su capacidad de producir acetona al someterlo a cultivos subsecuentes por mas de 200 días	<i>Clostridium acetobutylicum</i> ATCC 824
91	Estudio de la producción de ABE en reactores tipo tanque agitado continuos y en reactor tubular observando el efecto de la dilución de sustrato y la inmovilización del organismo	<i>Clostridium acetobutylicum</i> P 262
89	Estudio del efecto del pH y concentración de lactosa en la producción de acetona, proponiendo una relación inversa entre tasa de producción de solvente y tasa de utilización de lactosa	<i>Clostridium acetobutylicum</i> P 262
90	Estudio comparativo de las ventajas en el rendimiento de butanol usando permeato de lactosuero hidrolizado y sin hidrolizar	<i>Clostridium acetobutylicum</i> P 262
114	Estudio de mejoras a la estabilidad de la fermentación de glucosa hacia acetona y butanol por un proceso en dos etapas	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
286,225	Estudio de fermentación de glucosa acoplado a un proceso continuo de extracción de los productos con alcohol oleilo	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
354	Producción experimental de acetona y butanol por fermentación de lactosuero ácido. descripción del efecto de autoclavado y agitación en el proceso	<i>Clostridium acetobutylicum</i> ATCC 824
120	Revisión de aspectos fundamentales del metabolismo, fisiología, cinética y toxicidad de los productos de fermentación de los organismos empleados, así como algunos resultados experimentales obtenidos	<i>Clostridium acetobutylicum</i> <i>Clostridium beijerinckii</i>
304	Estudio de la producción continua de butanol con el organismo estudiado, inmovilizado en perlas de alginato de calcio, en permeato de lactosuero. Se observaron efectos de temperatura, tasa de dilución y concentración de iones calcio en el caldo	<i>Clostridium beijerinckii</i> LMD 27.6
265	Revisión que incluye orígenes del proceso, flexibilidad posible en sus parámetros, sustratos, equipo y procedimientos de fermentación, esterilización necesaria y efectos posibles de contaminación, subproductos de la fermentación, etcétera	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
118	Estudio de fermentación de glucosa hacia butanol-isopropanol, con pervaporación simultánea de los productos a través de una membrana de silicón	<i>Clostridium beijerinckii</i> LMD 27.6
261	Estudio de fermentación de glucosa en un reactor empacado con células inmovilizadas	<i>Clostridium acetobutylicum</i> ATCC 824

TABLA 2-22  
(CONTINUACION)

57	Estudio de la recuperación de acetona y butanol mediante un sistema de extracción acoplado. Incluye la selección del mejor solvente	
281	Estudio del mejoramiento en la selectividad hacia butanol en fermentaciones continuas de glucosa	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
100,99	Estudio comparativo de la cinética de fermentación hacia acetona/butanol usando como sustratos glucosa, xilosa y una mezcla de ambas. Se compararon además cultivos por lotes simples y por lotes en cascada	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
271	Fermentación continua con un ultrafiltro de fibra hueca acoplado para separar y reciclar células	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
355	Estudio del efecto de la concentración de lactosa y el grado de agitación en una fermentación por lotes	<i>Clostridium acetobutylicum</i> ATCC 824
81	Estudio del efecto de la agitación y la presión sobre la producción fermentativa de acetona/butanol	
3,298	Estudio del incremento en la producción de solventes mediante cultivo continuo con reciclaje de células durante la fermentación de glucosa	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
216	Optimización a nivel de planta piloto de la fermentación hacia acetona/butanol utilizando alcachofa Jerusalén como sustrato	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
97	Estudio de la estabilidad a largo plazo del microorganismo en la fermentación continua de glucosa a acetona/butanol	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
321	Estudios de fermentación por lotes y continua sobre glucosa y xilosa para producir acetona y butanol	<i>C. saccharoperbutylacetoni-cum</i>
23	Estudio de la toxicidad de los productos finales del metabolismo en el crecimiento microbiano distinguiéndose el efecto de las especies en fase gaseosa	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
166	Metodología para seleccionar mutantes con mayor resistencia a inhibición debida a los productos de fermentación	<i>Clostridium acetobutylicum</i>
96	Estudio del comportamiento de un ensamble con reciclaje total de biomasa por ultrafiltración y fermentación continuas para estudios de fenómenos de inhibición y cultivos con alta densidad celular	<i>Clostridium acetobutylicum</i> ATCC 824

TABLA 2-23  
ALGUNOS ESTUDIOS SOBRE FERMENTACIONES PARA PRODUCCION DE PROTEINA UNICELULAR UTILIZANDO LACTOSA O GLUCOSA/GALACTOSA

Referencias	Contenido	Microorganismo
238	Estudio de producción fermentativa de biomasa utilizando lactosuero dulce, crudo	<i>Cándida</i> LY 496
85	Cultivo de diversos microorganismos en permeato de lactosuero de queso Cheddar para producir biomasa con distintos perfiles proteico y mineral	diversos
59	Estudio del lactosuero como posible fuente de productos sustitutos de suero fetal de becerros en su aplicación al cultivo de células eucariótidas	
326	Estudio de producción de biomasa y aceite unicelular (SCO) por fermentación de lactosa o lactosuero y efecto del envejecimiento del organismo	<i>Trichosporum beigelii</i>
357	Comparación de eficiencia de diversos organismos y correlación entre la conversión a biomasa y disponibilidad de oxígeno en el medio	Diversos
20	Revisión de procesos recientes para producción de proteína unicelular de lactosuero	Diversos
230	Estudio de efectos de velocidad de agitación, concentración de lactosa, suplementación nutricional y concentración de etanol en la producción por lotes de biomasa	<i>Kluyveromyces marxianus</i> Y 113
86	Estudio sobre la influencia de la concentración de cloruro de sodio en el crecimiento y productividad de distintos organismos estudiados, fermentando permeato de lactosuero de queso Cheddar para producir proteína unicelular	diversos

TABLA 2-24  
ALGUNOS ESTUDIOS SOBRE FERMENTACIONES PARA PRODUCCION DE GOMA XANTINA UTILIZANDO LACTOSA O GLUCOSA/GALACTOSA

Referencias	Contenido	Microorganismo
284	Estudio de la producción y simultánea concentración de goma xantina utilizando un bio-reactor de transporte controlado	<i>Xanthomonas campestris</i> NRRL B 1459
330	Construcción genética de un derivado de <i>Xanthomonas campestris</i> que utiliza directamente la lactosa de lactosuero clarificado para producir goma xantina	<i>Xanthomonas campestris</i> B 1459

TABLA 2-25  
ALGUNOS ESTUDIOS SOBRE FERMENTACIONES PARA PRODUCCION DE ACIDO  
LACTICO UTILIZANDO LACTOSA O GLUCOSA/GALACTOSA

Referencias	Contenido	Microorganismo
35	Estudio de la producción continua de ácido láctico en un ensamble consistente de unidades de fermentación, ultrafiltración y electrodiálisis	<i>Lactobacillus helveticus</i> , <i>Streptococcus thermophilus</i>
233	aplicación de un bio-reactor de reciclo con membrana para producción de ácido láctico de permeato desproteinado de lactosuero. estudio de condiciones óptimas para recuperación de producto y utilización de sustrato	<i>Lactobacillus bulgáricus</i>
2	Fermentación continua de permeato de lactosuero observando rendimiento del organismo y efecto del pH	<i>Lactobacillus helveticus</i>
240	Estudio del efecto de adición de nutrientes (extracto de levadura, vitaminas, minerales, aminoácidos y agentes reductores en la bioproducción de ácido láctico de leche ultrafiltrada	<i>Streptococcus lactis</i> , <i>Streptococcus cremoris</i>
235	Estudio en un fermentador de reciclo con membrana usando permeatos concentrados de lactosuero dulce. Análisis de factores con influencia en la productividad, recuperación de producto y utilización de sustrato	<i>Lactobacillus bulgáricus</i>

TABLA 2-26  
ALGUNOS ESTUDIOS SOBRE FERMENTACIONES PARA PRODUCCION DE LACTASA  
UTILIZANDO LACTOSA O GLUCOSA/GALACTOSA

Referencias	Contenido	Microorganismo
267	Revisión de literatura sobre procesos para obtener lactasa, inmovilizarla y medir su actividad en función del pH, temperatura, agentes inhibitorios, etcétera	Diversos
44	Estudio de fermentación sobre lactosa para producir lactasa extracelular y caracterización preliminar de la enzima	<i>Trichoderma reesei</i> RUT C30
319	Producción y caracterización de lactasa a partir de una cepa alta productora, aprovechando sus propiedades autolíticas después del crecimiento en un medio a base de permeato de suero lácteo	<i>Streptococcus thermophilus</i> 11F
219	Comparación de la actividad enzimática de lactasa producida por cultivos en estado estable y por cultivos en estado transitorio	
108	Resumen de las principales fuentes posibles de la enzima, de sus propiedades y de algunos procesos comerciales existentes	Diversos
209	Descripción del proceso por lotes y su comparación económica con los procesos de fermentación hacia etanol y biomasa	<i>Cándida pseudotropicalis</i> NCCY 744

TABLA 2-27  
ALGUNOS OTROS PRODUCTOS DE FERMENTACION UTILIZANDO LACTOSA O  
GLUCOSA/GALACTOSA

Referencias	Contenido	Microorganismo
249	Revisión de los proceso mas conocidos para obtención de: levaduras alimenticias	diversos
42	Antocianina	<i>Ajuga reptans</i>
352	Acetaldehído	<i>Zimomona móbilis</i>
53	Acidos acético y propiónico	<i>Propionibacteriu m acidi-propionici</i>
33	Acido propiónico	<i>Propionibacteriu m acidi-propionici</i>
30	Acido propiónico y biomasa	<i>Propionibacteriu m acidi-propionici</i>
340	Acido glucónico	<i>Gluconobacter oxydans</i>
6	Acido butírico	<i>Clostridium beijerinckii</i>
190	2,3 butanodiol	<i>Klebsiella pneumoniae</i>
363	Lípidos	<i>Apiotrichum curvatum</i>
288	Energía eléctrica	<i>Escherichia coli</i> ML 308

## II) Hidrólisis

La lactosa es un disacárido compuesto de una molécula de glucosa y otra de galactosa. Su disociación con adición de una molécula de agua por cada molécula de lactosa se denomina hidrólisis, y constituye una excelente opción para aumentar los usos posibles del permeato y del mismo lactosuero. Asimismo, la hidrólisis de lactosa mejora sus propiedades como constituyente de alimentos en tres aspectos: incrementa su solubilidad, aumenta su poder edulcorante y elimina el inconveniente de la intolerancia a la lactosa que pudieran tener algunos de los consumidores. A continuación se detallan dichos aspectos.

### a) La solubilidad.

La solubilidad en agua de varios azúcares puros se muestra en la Tabla 2.28. En mezclas de azúcares, las solubilidades individuales se modifican por la presencia de los demás. Existen algunas correlaciones consignadas por Nickerson (293) para estimar solubilidades en mezclas de lactosa, glucosa y galactosa.

TABLA 2-28  
SOLUBILIDAD DE DIVERSOS AZUCARES EN AGUA

CARBOHI-DRATO	Sacarosa	Glucosa	Galactosa	Lactosa
% SOLUBILIDAD	67.9	45.4	40.6	18.0

b) El poder edulcorante.

La medición del poder edulcorante es una determinación apreciativa; algunos autores establecen que, asignando un valor de 100 al poder edulcorante de la sacarosa, la lactosa tendría 15, en tanto que una mezcla de glucosa y galactosa en partes iguales (es decir, lactosa hidrolizada) tendría 70 (249).

Estimar el poder edulcorante de un carbohidrato es un asunto mas complicado de lo que parece, ya que en él intervienen entre otros los siguientes factores (293):

1. Temperatura. Se percibe distinto grado de endulzamiento en una solución a diferentes temperaturas.
2. Configuración química. La lactosa *beta* es mucho mas dulce que la lactosa *alfa*.
3. Concentración. El poder edulcorante no es una función lineal de la concentración del carbohidrato en la solución.
4. Efectos sinérgicos debidos a otros azúcares. Una mezcla de dos o mas azúcares distintos puede dar una percepción diferente de dulzura debido a efectos sinérgicos de los componentes.
5. Efectos sinérgicos no debidos a otros azúcares. Las dulzuras relativas se determinan normalmente en soluciones estándar y no en alimentos preparados. Existen efectos que no se consideran en las soluciones estándar debidos a las sales, ácidos y saborizantes de los alimentos, que modifican la dulzura advertida en ellos. Incluso existen efectos de sabor debidos al orden en que se adicionan los componentes, a la forma de mezclarlos y a los procesos térmicos a que se sujete la mezcla.

Los tipos de hidrólisis.

La literatura establece dos tipos de hidrólisis de lactosa: enzimática y ácida. La primera de ellas es la más común y estudiada.

a) Hidrólisis enzimática.

Esta se puede clasificar conforme al modo de operación de la enzima en libre o inmovilizada. Dado que la hidrólisis de lactosa produce dos azúcares (glucosa y galactosa), esta tecnología es una buena alternativa en situaciones de escasez o altos precios del azúcar. Las primeras aplicaciones de hidrólisis enzimáticas de lactosa en productos lácteos datan de los años cincuenta. Durante los sesenta, se reconoció que la intolerancia a la lactosa es una situación muy extendida en el mundo; se presenta en el 95% de los habitantes de países asiáticos y africanos. En Norteamérica, 70% de la población no blanca es intolerante a la lactosa (249).

Para hidrolizar lactosa proveniente de lactosueros ácidos son más apropiadas las enzimas procedentes de *A. niger*, por su pH ácido y temperatura de operación relativamente alta. No requieren iones metálicos para su estabilidad, aunque son inhibidas fuertemente por la D-galactosa producida, retardando la conversión.

Para hidrolizar lactosuero dulce son recomendables las enzimas provenientes de *K. fragilis*, las que operan en un pH neutro, temperaturas moderadas y son menos inhibidas por la D-galactosa formada, aunque no son muy estables. Dentro de cierto intervalo de valores, los factores tiempo y temperatura son recíprocos en una hidrólisis, de modo que un grado de conversión determinado se alcanza en menos tiempo a mayor temperatura, y viceversa.

La modalidad de inmovilizar a la enzima permitió su reutilización, con lo que se redujeron significativamente los costos de proceso. Existen diversas técnicas de inmovilización, basadas generalmente en adsorción, atrapamiento o enlace covalente (293). Un problema de los sistemas inmovilizados es que se requieren tiempos de operación del ciclo muy reducidos para evitar la contaminación microbiana (220).

#### b) Hidrólisis ácida.

La hidrólisis ácida se puede lograr con ácidos minerales; sin embargo, casi siempre se prefiere usar resinas de intercambio catiónico, ya que se elimina el paso de la desmineralización previa. Existen dos tipos de procesos con resinas catiónicas; en el primero, la columna empacada con resina sirve como reactor operando entre 90 y 100 C. En el segundo, la resina se utiliza para reducir el pH del permeato a 1.2, en un paso previo a la hidrólisis (130).

Los mayores problemas de la hidrólisis ácida son las fuertes reacciones que ocurren, dando tonos café oscuro al producto cuando la carga tiene algo de proteínas o péptidos. Incluso la hidrólisis de permeatos ultrafiltrados requiere de complicadas etapas de remoción de color. La hidrólisis ácida sólo se ha empleado industrialmente con soluciones de lactosa pura, no con lactosuero (130).

La hidrólisis de lactosa ha recibido gran atención de los especialistas, como puede verse en la tabla 2-29.

TABLA 2-29  
ALGUNAS REFERENCIAS RECIENTES SOBRE HIDROLISIS DE LACTOSA

Referencias	CONTENIDO
267	Estudio teórico-experimental de caracterización de la hidrólisis de lactosa en reactor enzimático de lecho capilar y modelo matemático para describir la cinética de la reacción y los flujos dentro del reactor
274	Detalles técnicos del proceso LACTOHYD a escala piloto para hidrólisis enzimática inmovilizada de lactosuero
171	Estudio de la inmovilización de lactasa en una preparación a base de huevo de gallina en polvo, como medio de reducir costos en el proceso de hidrólisis de lactosa
141	Revisión del proceso de hidrólisis de lactosa
338	Estudio de hidrólisis de lactosa en un suero parcialmente desproteinado usando un reactor de lecho fluidizado con deflectores

TABLA 2-29  
(CONTINUACION)

256	Análisis comparativo de diversos métodos de hidrólisis de lactosa de lactosuero
146	Estudio de la influencia de diversos parámetros (pH, temperatura, concentración de lactosa, fuente de procedencia de la lactosa, concentración de la enzima, tipo de membrana del reactor y presión de operación) en la hidrólisis de lactosa
319	Estudio del uso de una lactasa proveniente de <i>Streptococcus thermophilus</i> para hidrolizar leche y diversos lactosueros
60	Descripción del proceso piloto de hidrólisis enzimática inmovilizada BC&M para lactosa
50	Estudio de recuperación de los principales componentes de lactosuero dulce desmineralizado, así como de la velocidad de hidrólisis de lactosa de permeatos desmineralizados de lactosuero dulce con lactasa proveniente de hongos o levaduras a temperaturas óptimas y menores. Estudio de la calidad del concentrado hidrolizado producido
268,262	Estudio de hidrólisis de lactosa con lactasa inmovilizada en un reactor continuo de lecho capilar empacado a diferentes concentraciones de lactosa y diferentes temperaturas. Se realizó una modelación del proceso, incluyendo la desactivación térmica
22	Estudio de hidrólisis de lactosa de leche descremada mediante lactasa inmovilizada usando un reactor continuo de flujo espiral
294	Estudio de hidrólisis de lactosa por lactasas derivadas de hongos
215	Estudio de las condiciones óptimas para hidrólisis de lactosa de lactosuero usando lactasa obtenida de <i>K. fragilis</i> inmovilizada en una resina de intercambio aniónico
203	Estudio de hidrólisis de lactosa en suero entero con un reactor enzimático de flujo transversal y lactasa de <i>A. oryzae</i> inmovilizada en una membrana microporosa
68	Hidrólisis de lactosa y lactosueros usando células enteras de <i>K. bulgaricus</i>
289	Cuadro-resumen de diversos sistemas de inmovilización de lactasa
220	Descripción del proceso piloto CORNING para hidrólisis enzimática de lactosa
338	Estudio de hidrólisis de lactosa en suero lácteo por lactasa inmovilizada de <i>A. oryzae</i> en un reactor de lecho fluidizado
26	Estudio de la capacidad de hidrólisis en lactosa de una lactasa inmovilizada en un gel de alcohol polivinílico formado en los poros de una malla de algodón
310	Estudio del efecto de la concentración proteica en lactosuero durante su hidrólisis con lactasa de <i>A. oryzae</i>
130,293	Revisión de la tecnología reciente, productos y aplicaciones de hidrolizados de lactosuero y lactosa
273	Estudio comparativo de hidrólisis de lactosa usando lactasas de varios orígenes (fungales y de levaduras)
361	Método gráfico para determinar los parámetros cinéticos de la hidrólisis enzimática de lactosa
280	Estudio experimental con <i>S. fragilis</i> inmovilizada para remoción de lactosa en leche en proceso por lotes

## CAPITULO 3 CONCEPTUALIZACION DEL PROBLEMA.

La temática de interés de este trabajo, parte del siguiente enunciado:

"La industria quesera mexicana produce a través de su proceso tradicional, queso y una corriente de material residual denominado lactosuero. Este lactosuero se genera en cantidades que sobrepasan excesivamente a su demanda y posee un alto potencial contaminante para suelos y aguas. Dar tratamiento a la corriente no demandada deteriora gravemente la economía de la industria, por lo que es preciso buscar soluciones de modo que las afectaciones al medio ambiente y a la economía del proceso global sean las mínimas posibles".

A lo largo de esta tesis se replantea el enunciado del problema desde la perspectiva personal del autor y se exploran opciones atractivas, con un enfoque original, aplicando técnicas de diseño de procesos a la solución de la problemática propuesta y obteniendo soluciones nuevas, o por lo menos estudiando esta temática desde ángulos no abordados hasta ahora en la literatura. En cuanto a tiempo, el estudio se basa en las condiciones del año 1993.

La industria quesera mexicana está formada por una gran cantidad de factorías de muy diversos tamaños, que producen quesos de distintos tipos a partir de leche mediante un proceso semiempírico, cuyas etapas principales se describen de manera somera en el Apéndice D (una descripción detallada de este proceso se puede encontrar en la literatura (83), (184)).

Los precios de los quesos son diversos, lo mismo que sus rendimientos; las escalas de cada instalación lo son también y las posibilidades de procesamiento del lactosuero son muchas (Capítulo 2). Así pues, la dificultad para conceptualizar el problema estriba en encontrar una manera de manejar el conjunto de variabilidades mencionadas, y que sin embargo sea posible determinar cuales son las mejores alternativas de solución.

Siguiendo la escuela de diseño y estrategia de procesos del Dr. Dale F. Rudd, de la Universidad de Wisconsin, se aborda el problema de una manera flexible, de modo que permita separar por conjuntos las soluciones peores de las mejores, y caracterizar a estas últimas de modo que se conozcan las principales relaciones de tipo causa-efecto entre variables. No se trata pues de encontrar a la manera ortodoxa la solución óptima a un problema definido matemáticamente y cuyas variables de entrada tienen valores precisos. Se trata más bien de "sobrevolar" entre escenarios técnicos y económicos, obteniendo un mapa de respuestas a la pregunta "¿Qué pasaría si...".

Este tipo de aproximación utiliza en la solución de los problemas una combinación entre métodos algorítmicos y heurísticas. El beneficio de esta manera de tratar el problema es que permite explorar una diversidad de situaciones que los métodos ortodoxos no exploran. Esta manera flexible con que se elige abordar el problema, permite el uso de una técnica de generación de ideas, llamada del pensamiento lateral.

En el pensamiento lateral se busca producir una idea nueva; un nuevo concepto a partir de una realidad quizá ya estudiada por el pensamiento ortodoxo (o pensamiento vertical). El pensamiento vertical sigue la línea más obvia: la línea recta. Cuando se está buscando la solución de un problema, el pensamiento vertical elige un sitio por decirlo así, para la búsqueda, y profundiza más y más en el mismo sitio. El pensamiento lateral en cambio, explora las diferentes formas de ver un problema en lugar de tomar directamente las opciones que la lógica ofrece y actuar de acuerdo con ellas.

Desde el punto de vista del pensamiento vertical la lógica rige en todo momento. El diseñador de procesos busca obtener con toda precisión las condiciones del problema para plantearlo

rigurosamente y obtener una solución impecable. Desde el punto de vista industrial, en muchos casos no se puede definir con precisión a qué condiciones debe buscarse la solución óptima de un problema, porque están involucradas situaciones de incertidumbre a mediano plazo en cuanto a normatividad, abasto de materia prima, liquidez económica, inflación, oportunidades de ingreso a nuevos mercados, competencia en el mercado actual, etc.

El pensamiento lateral se apoya en la intuición y busca alejarse de los patrones que llevan hacia una dirección definida (y quizás ya explorada antes). Trata de moverse hacia los lados, reformulando los patrones, reformulando las preguntas, reformulando el problema.

Con frecuencia, los elementos básicos de una idea nueva ya están a mano, y lo único que falta es encontrar esta manera correcta de abordar el problema para obtener soluciones nuevas. Una de las características del pensamiento lateral es que cuando se genera por medio de él una idea nueva, ésta parece sumamente obvia una vez que se descubre; pero habría sido difícil de encontrar por medio del pensamiento vertical.

El pensamiento lateral no sustituye al pensamiento vertical, sino lo complementa.

Conceptualización del problema desde un primer punto de vista.

Analizando el enunciado del problema mediante el pensamiento vertical se obtendría una estrategia de solución como se muestra en la figura 3-1; cuyas limitaciones se detallan a continuación.

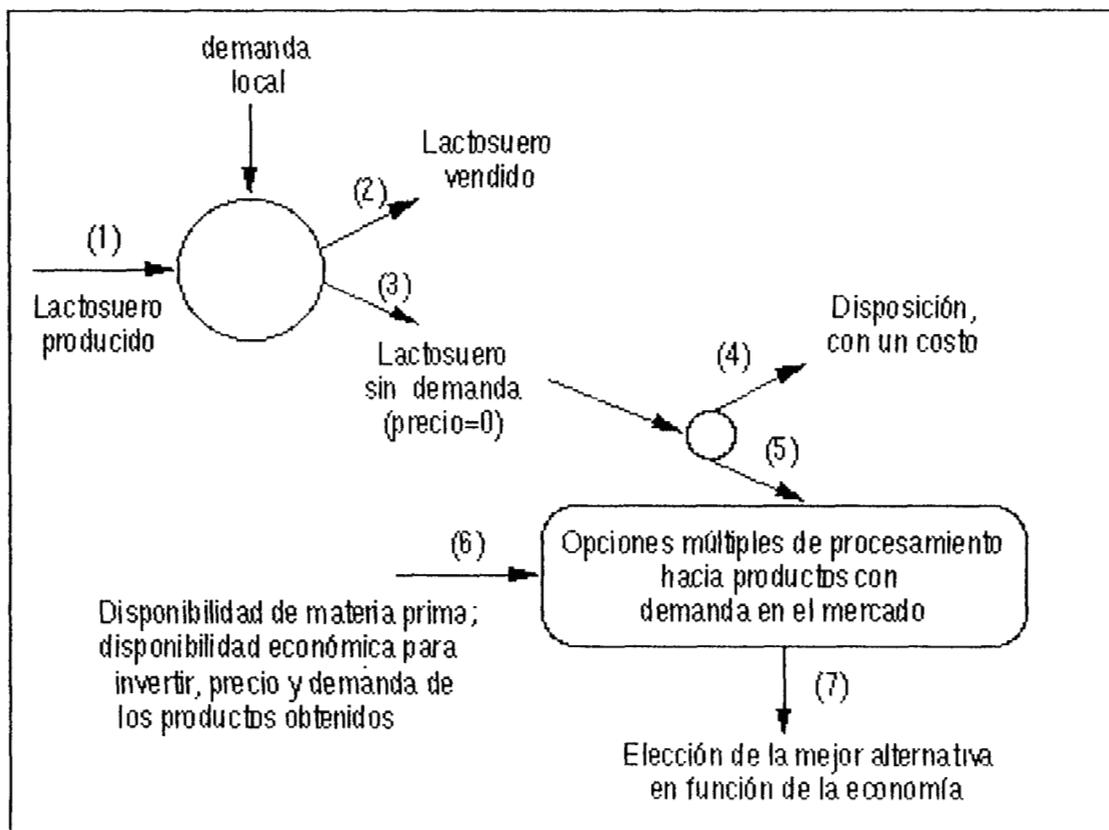


FIGURA 3-1. REPRESENTACION ESQUEMATICA DE LA PROBLEMÁTICA A RESOLVER, DE ACUERDO CON EL PENSAMIENTO VERTICAL.

Cuando una corriente se vende (como la corriente 2 de la figura 3-1), se obtiene un beneficio derivado de ello. Cuando una corriente se dispone (como la corriente 4), se paga un costo por ello. Cuando una corriente se procesa y los productos son vendidos (como la corriente 5) se paga un costo y se obtiene al mismo tiempo un ingreso. Generalmente las rutas 4 y 5 son excluyentes entre sí. La diferencia neta entre el costo y el ingreso después de impuestos asociada al tratamiento de la corriente 5, comparada con el costo de disponer la corriente 4, permite determinar la mejor ruta a seguir para la corriente 3. Sin embargo, para decidir por la 5 no basta con que el balance económico arroje costos iguales a los de la ruta 4. Dado que se invierte dinero en el procesamiento, se desea que esta inversión produzca una rentabilidad aceptable, comparada con otras opciones de inversión. Esto significa que después de invertir en el procesamiento de la corriente 5, no es bastante con lograr una situación de pérdida como la de la corriente 4, sino que se desea obtener utilidades comparables con otras inversiones disponibles para el dinero. Comúnmente se utiliza como referencia la rentabilidad bancaria. La corriente de información 6 en la figura 3-1 puede ser altamente variable de un caso particular a otro y fácilmente cambiante dentro de una empresa, y este hecho dificulta grandemente el poder obtener resultados aplicables a la realidad que la industria está viviendo, ya que muchos de estos datos dependen del tamaño de industria y de situaciones fuera de control para ésta, o bien de decisiones tomadas dentro de la industria o dentro del sector industrial.

Un esquema más abierto se presenta en la figura 3-2, en la cual con ayuda del pensamiento lateral se replanteó el problema de la figura 3-1. Se van a encontrar un conjunto de soluciones que permitan saber dónde se ubicaría la mejor rentabilidad si la cantidad de lactosuero tomase distintos valores, dentro de un intervalo de posibilidades. Del mismo modo, se va a estudiar qué pasaría con esta rentabilidad en un entorno de condiciones próximas a los valores base de las inversiones, los costos de operación y los precios de los productos, y con toda esta información se podrá saber cuales son las mejores alternativas de proceso en función de la escala, el monto de inversión o el producto a producir.

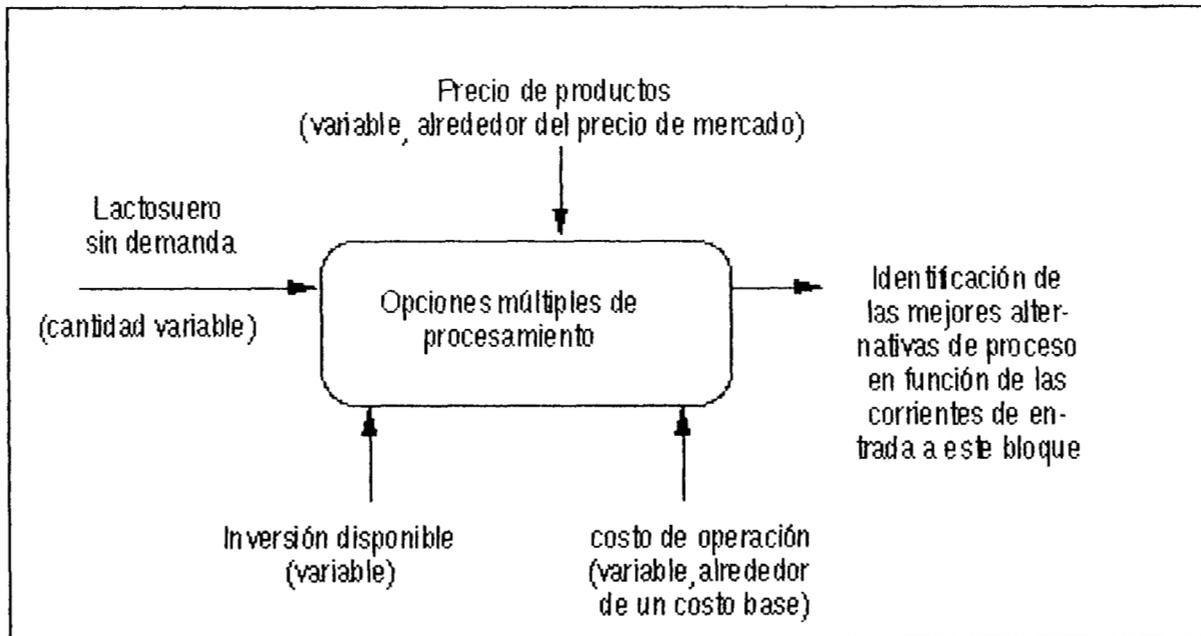


FIGURA 3-2  
REPLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA ORIGINAL MEDIANTE EL PENSAMIENTO LATERAL

Una vez localizado el conjunto de las mejores opciones de procesamiento mediante simulación detallada de los procesos y su economía, conviene disponer de formas que permitan estimar su inversión y rentabilidad dentro de una región de condiciones congruente con el esquema de la figura 3-2, con el mínimo esfuerzo de cálculo posible y dentro de una precisión aceptable (que para este trabajo se tomó de alrededor de 10%). El enfoque anterior constituye el planteamiento del problema desde un primer punto de vista, que parte de considerar que existe una corriente de lactosuero sin demanda. El desarrollo de soluciones para este primer punto de vista, se presenta en el Capítulo 4.

Conceptualización del problema desde un segundo punto de vista.

Retornando al planteamiento inicial, se buscó y encontró por un procedimiento algo más elaborado, una segunda manera de abordar el problema con ayuda del pensamiento lateral. A continuación se presenta la argumentación que sirve de base a este segundo punto de vista.

Desde hace mucho tiempo, la industria quesera ha estado enfrentando el reto de disponer adecuadamente sus desechos sin afectar severamente sus costos de producción. Un análisis de alternativas de solución a éste problema, no está completo si no incluye la opción de estudiar el proceso productor de los desechos en busca de modificaciones al mismo, tales que sin afectar seriamente a los productos, promuevan una reducción en el grado de dificultad de procesamiento de los desechos o de su asimilación por el medio ambiente. En el caso de la industria quesera, la bibliografía y la heurística reportan que existen oportunidades de reducción de desechos para algunos tipos de quesos, bajo determinadas circunstancias.

Investigando respecto al proceso quesero se encontró que a pesar de la rigidez que la tradición impone a la elaboración de queso, la cual se justifica parcialmente por el hecho de que el sabor, la textura, el aroma y el cuerpo del producto son difíciles de igualar cuando se siguen rutas diferentes

de las que por muchos años se han ido delineando, las necesidades actuales han promovido algunos cambios recientes al proceso, especialmente para queso frescos o de poca maduración. Ejemplos de ello son el empleo de agentes coagulantes de origen distinto de las vísceras de bovino, el uso de cultivos lácticos diversos y bien definidos, la reducción del tiempo de maduración hecha sobre una base más científica y menos empírica, los estudios para realizar el proceso en forma continua, el desarrollo de aditivos para mejorar y realzar el sabor y aroma del queso, la incorporación de agentes extensores del rendimiento del producto, la aplicación de membranas como medio de separación en el proceso, etcétera.

Nuestro interés se centró en los dos últimos puntos citados en el párrafo anterior: La extensión del rendimiento mediante la adición de caseína, por ser una práctica útil en la reducción de costos que se usa comúnmente en muchos países, y la modificación de la composición de la leche por ultrafiltración, porque a pesar de que aún no se usa en México, en opinión del autor es una manera interesante y poco estudiada de contribuir a reducir la problemática del lactosuero. Más aún, porque ambas estrategias son compatibles, y por tanto pueden combinarse para dar un proceso quesero modificado, interesante de evaluar.

Conceptuando al queso como un concentrado selectivo de la leche, el cual ha sido fermentado también selectivamente, se puede ver al proceso quesero tradicional como una secuencia de transformaciones, al final de las cuales se obtienen a partir de una corriente de entrada (leche fresca), tres corrientes de salida (queso, crema y lactosuero), de las cuales, la última no está sujeta a especificaciones de proceso y por tanto es considerada una corriente de desecho (figura 3-3).

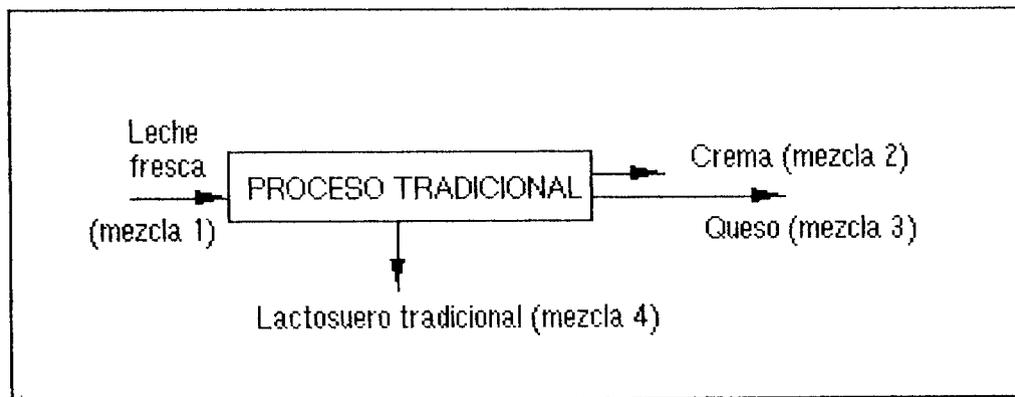


FIGURA 3-3  
PROCESO QUESERO TRADICIONAL VISTO COMO LA FRAGMENTACIÓN DE UNA MEZCLA COMPLEJA EN TRES MEZCLAS MAS SIMPLES

Un balance de masa considerando a la materia prima (leche) y a los productos deseados (queso y crema), pone de manifiesto que se requiere considerar una corriente adicional en el proceso conformada por el excedente de materiales provenientes de la leche. Mediante una modificación en la secuencia de transformaciones de la materia prima, se puede reducir la corriente de desecho producida por el proceso tradicional y generar en cambio una corriente con especificaciones de proceso.

La estructura de la leche es tal (ver Apéndice D), que su alteración por ultrafiltración y adición de caseína es perfectamente compatible con el propósito de fabricar queso.

Un análisis de la bibliografía dejó claro el hecho de que la tecnología de ultrafiltración está ganando terreno en la industria quesera. Su aplicación más exitosa hasta ahora ha sido con el queso Feta, del cual se producían por ultrafiltración 100,000 toneladas anuales en 1987, lo que representaba en ese año la cuarta parte de la producción mundial de dicho queso. Considerando las situaciones de hambruna y pobreza en muchas regiones del mundo, no es decabellado suponer que la producción de quesos de bajo precio como éste, haya aumentado notablemente en los últimos años.

Todos los quesos que existen se caracterizan por contener un cociente lactosa/proteína o lactosa/grasa más bajo que la leche que los formó. Gran parte de la lactosa y el agua tienen que ser removidas de la leche durante la formación del queso. En muchos de los casos, también hay excedentes de sales y grasa. En todos los casos se busca aprovechar toda la caseína disponible de la leche.

La concentración de suspensiones por medio de membranas semipermeables es bastante menos intensiva en energía que la evaporación, y posee la ventaja adicional de mantener inalteradas las proteínas y grasa, cuya exposición al calor generalmente las deteriora, por lo que es idónea para el proceso quesero.

Para obtener un determinado tipo de queso, el paso inicial es estandarizar la leche, término que significa remover la grasa excedente a fin de dejar una proporción predefinida de grasa y caseína. Usualmente se separa la grasa por centrifugación, ajustando así la relación grasa/caseína.

Para separar una buena parte de la lactosa y el agua excedentes, es posible usar ultrafiltración. Este método tiene la característica de poder segregar de la leche agua, lactosa y sales exclusivamente. Después de esta operación, el retentado debe ser ajustado en su composición salina.

De este modo, la modificación al proceso tradicional contempla una concentración selectiva de los componentes de la leche utilizando operaciones simples y bien conocidas como la centrifugación (para separar crema) y la ultrafiltración (para separar agua, lactosa y sales excedentes). Este concentrado, cuya composición se ha aproximado a la del producto final, puede producir un queso con baja sinéresis, con lo que se logra reducir considerablemente la corriente de desecho sin especificaciones del proceso tradicional. En algunos países se ha estudiado la ultrafiltración de leche a pequeña y mediana escala incluso en las propias cuencas lecheras, donde pueden obtenerse interesantes ahorros derivados de la reducción en los costos de transporte y almacenamiento frío de la leche.

En relación a la modificación considerada, se han reportado resultados exitosos desde el punto de vista técnico del uso de ultrafiltración para toda clase de quesos blandos y semiduros, y se encuentran en desarrollo procesos para elaborar quesos madurados como el Cheddar y otros (285), (12), (125), (107), (231). Es pertinente señalar que muy poco se ha estudiado respecto de la economía de estos procesos modificados.

Como resultado de la ultrafiltración, se tiene una corriente de desecho (lactosuero) disminuida, y una corriente nueva compuesta por el permeato de la ultrafiltración, la cual consiste en una disolución de lactosa y sales en agua. Las características del permeato le permiten una gran variedad de aplicaciones en la industria alimenticia y en los procesos biotecnológicos; aunque

hasta ahora no cuenta con un mercado en México debido a que no se produce. En la tabla 3-1 se presenta una lista parcial comparativa de los atributos del permeato y el lactosuero.

TABLA 3-1

COMPARATIVO CUALITATIVO DE ALGUNAS PROPIEDADES DE LACTOSUERO Y PERMEATO

ATRIBUTO	LACTOSUE-RO	PERMEATO
Es una corriente residual y por tanto no tiene especificaciones de pureza (puede contener literalmente "cualquier cosa")	si	no
Puede contener actividad residual de renina y otros	si	no
Existe alto riesgo de que contenga fagos debido a su manejo	si	no
Puede iniciar su fermentación con más facilidad por la presencia de bacterias acidolácticas del proceso quesero	si	no
Es más recomendable para aplicaciones de alta pureza	no	si
Su tratamiento térmico dá el pardeamiento característico de las reacciones de Maillard por desnaturalización de proteínas	si	no
Es mejor opción para cristalización de lactosa de grado farmacéutico	no	si
Su producción y manejo puede hacerse fuera del area del proceso quesero	no	si
Puede usarse directamente como base para preparar bebidas de consumo humano	no	si
Es una mejor opción para reciclarse al ganado como bebida	no	si

La adición de caseína por su parte, es una práctica común en muchos países donde existe déficit lechero, donde hay aceptación de los consumidores por los productos obtenidos y donde la legislación competente no impide su aplicación. Tal es el caso de nuestro país. Su efecto económico es benéfico porque aumenta el rendimiento del producto. La importancia de estudiar este proceso modificado es aún más acutuada en México en virtud de que una gran proporción de las queserías mexicanas producen principalmente queso no madurado.

El análisis económico comparativo del proceso quesero tradicional y el modificado según se planteó, para diferentes tipos de quesos, a diferentes escalas y condiciones de proceso, constituye la problemática a resolver desde el segundo punto de vista.

El estudio de este planteamiento incluye la identificación de las mejores condiciones para el proceso reconvertido, la búsqueda de formas simplificadas que permitan estimar la inversión y rentabilidad y el análisis del efecto de parámetros selectos sobre la rentabilidad, dentro de una región de condiciones de interés, con el mínimo esfuerzo de cálculo posible y dentro de una precisión aceptable. El desarrollo de soluciones para este segundo punto de vista, se presenta en el Capítulo 5.

#### Heurísticas.

Los aspectos heurísticos implicados en el desarrollo de los dos puntos de vista planteados en este capítulo, corresponden a criterios y estimaciones que sólo la experiencia podría establecer acertadamente, basada en el conocimiento de los procesos alimenticios, el mercado de los

productos y materias primas consideradas y las prácticas ingenieriles de diseño de procesos. A esta parte heurística correspondieron decisiones tomadas a lo largo del trabajo acerca de:

- Relación entre inversión de equipos de ultrafiltración e inversión en terrenos e instalaciones para el adecuado funcionamiento de dichos equipos.
- Relación entre costo de operación del equipo de proceso y costo de tratamiento de efluentes.
- Valores mínimos aceptables para la tasa de retorno de la inversión.
- Precios de productos derivados del lactosuero.
- Costo unitario de mano de obra y servicios.
- Relaciones de costos de supervisión y costos de mantenimiento a costos de mano de obra
- Tasas de impuestos y períodos de depreciación aplicables.
- Límites permisibles para la ultrafiltración y la adición de caseína.
- Criterios para definir los quesos susceptibles de tener proceso reconvertido.
- Criterio de rentabilidad mínima atractiva para la reconversión del proceso quesero.
- Valores de flujo de permeato y estructura de ciclos de ultrafiltración para la membrana ABCOR HFM-100-SO procesando leche.

Un gran número de publicaciones, folletos y expertos entrevistados contribuyeron a establecer de la manera más equilibrada posible las mencionadas heurísticas.

## CAPITULO 4: DESARROLLO DESDE EL PRIMER PUNTO DE VISTA

Planteamiento del problema.

Este capítulo se dedica a identificar dentro de un conjunto definido de opciones aquellas que resultan económicamente más convenientes para el procesamiento de lactosuero, considerando a éste como materia prima en forma completamente desligada del proceso quesero que le dió origen. En tales condiciones, la escala del proceso puede ser muy variable, desde volúmenes provenientes de una pequeña quesería hasta centros de acopio de lactosuero, donde se concentran los efluentes de diversas instalaciones queseras. El problema se aborda de tal suerte que no se trata de determinar el óptimo para un proceso dado, sino más bien de determinar la trayectoria que sigue el óptimo de un proceso dado en función de la escala. Más aún; además de conocer el proceso mejor y las condiciones óptimas de proceso según la escala, se desea conocer el conjunto de rentabilidades económicas del proceso en una región de valores circunvecinos a las condiciones económicas y de mercado escogidas como base, las cuales fueron completamente apegadas a la realidad del año 1993. Complementando lo anterior, se busca en este capítulo utilizar los resultados de las situaciones anteriormente descritas para establecer métodos cortos de cálculo basados en modelos empíricos que permitan visualizar el comportamiento económico de un proceso económicamente seleccionado para procesar lactosuero, dentro de una región de valores paramétricos próximos al conjunto base de datos económicos y de mercado.

Como se mencionó en el Capítulo 2, son muchos los productos que se pueden obtener a partir de lactosuero; sin embargo, sus demandas en el mercado pueden ser de diferente magnitud y también diferentes pueden ser las condiciones de rentabilidad económica que presenten como proyectos de inversión. Dado que el número de alternativas es muy grande, es de gran utilidad contar con un instrumento que permita su evaluación económica individual, con objeto de poder seleccionar de entre ellas a las de más interés desde el punto de vista económico.

Las rutas más usuales de procesamiento de lactosuero incluyen operaciones unitarias que se combinan de diversas maneras para lograr cuatro separaciones principales (deshidratación, desproteinado, desmineralizado y delactosado) y una transformación ordenada (hidrólisis) de la lactosa. Los productos que se pueden obtener por la aplicación de estas operaciones sobre el lactosuero (que pueden llamarse derivados primarios del lactosuero), son muy variados y dependiendo del caso pueden estar destinados a consumo final o a usarse como materias primas en procesos de manufactura subsecuentes, obteniéndose entonces derivados secundarios del lactosuero. No se consideró al metano como producto de interés por los riesgos implicados en su producción y almacenamiento, por lo costoso de su purificación, porque su precio está sujeto a control estatal, por la dificultad de producir grandes volúmenes y por las complicaciones legales derivadas de la posible violación a leyes mexicanas relacionadas con la exclusividad de PEMEX para producir petroquímicos primarios. El presente capítulo contempla opciones de procesamiento basadas en las separaciones y transformaciones antes mencionadas, cuya representación se muestra en la figura 4-1.

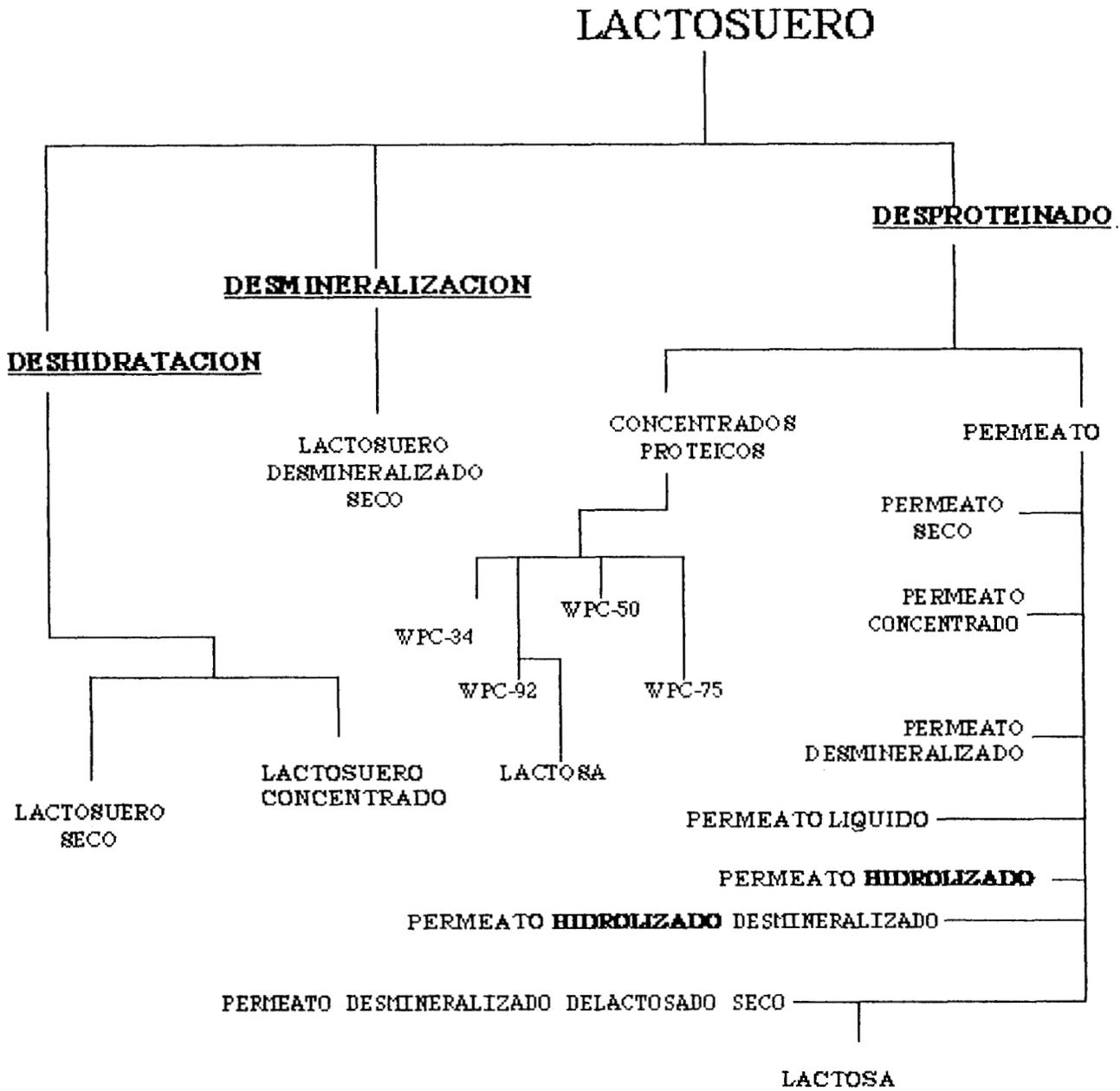


FIGURA 4-1  
RUTAS DE PROCESO EXPLORADAS EN ESTE TRABAJO

Para abordar las opciones de procesamiento consideradas, se desarrolló un simulador capaz de construir los procesos deseados mediante la conexión apropiada de módulos, consistentes éstos de operaciones unitarias. Una vez elaborado el ensamble de interés, el simulador procede a calcular balances de materia y energía para los módulos y para el conjunto; posteriormente se calculan los costos del proceso a partir de los costos calculados de cada módulo. Una subrutina de optimización determina el número y tamaño de los equipos de modo que el costo del proceso sea mínimo.

Posteriormente se calculan las utilidades bruta y neta anuales y por último la tasa de retorno de la inversión, la cual constituye una medida de la rentabilidad del proceso.

En la construcción del mencionado simulador se partió de un esquema previo, que fué desarrollado por otros autores (144, 76) y de un algoritmo de optimización construido separadamente (188). A este conjunto básico, se le hicieron las adecuaciones necesarias, quedando finalmente como se muestra en el Apéndice A.

Las operaciones unitarias utilizadas por las diferentes rutas de procesamiento de lactosuero ensayadas en este estudio fueron las siguientes:

- evaporación de múltiple efecto
- secado por aspersion
- ultrafiltración
- ósmosis inversa
- desmineralización por intercambio iónico
- centrifugación
- cristalización
- hidrólisis de lactosa en reactor enzimático inmovilizado

Algunos de los parámetros económicos que deben suministrarse al simulador son los siguientes:

- tasa de impuestos sobre utilidades netas
- tasa de inflación anual promedio
- período de vida del proyecto
- Gastos extras/costo total de mano de obra
- período de depreciación de equipo
- costo de seguros y administración/costo de mano de obra por operación
- costo de supervisión/costo de mano de obra
- costo de mantenimiento/costo de mano de obra
- Indice Marshall-Swift
- horas de trabajo por día

-días de trabajo por año

-costo unitario de mano de obra

-costo unitario de mantenimiento

-costo unitario de servicios (electricidad, petróleo, gas, vapor, agua, aire comprimido)

En este estudio se consideró como inversión total a la suma de la inversión en equipos de proceso más la inversión en terreno e instalaciones para el adecuado funcionamiento de los equipos de proceso. Se estimó que el costo de terreno e instalaciones se podía aproximar al costo de equipos de proceso, de modo que la inversión total se tomó como el doble del costo del equipo de proceso. Se asumió en todos los casos un costo de tratamiento de efluentes en los procesos equivalente al 5% de su costo de operación. A fin de considerar un amplio espectro de situaciones de oferta de lactosuero y demanda de productos, las escalas de operación ensayadas fueron como se muestra en la tabla 4-4. Se consideraron 31 procesos de interés, los cuales se resumen en la tabla 4-5.

Algunos otros datos suministrados se muestran en las tablas 4-1, 4-2, 4-3, los cuales fueron recabados de la literatura y de heurísticas aplicables.

TABLA 4-1  
PRINCIPALES DATOS ECONOMICOS UTILIZADOS

PARAMETRO Y UNIDADES	VALOR	REF
Tasa de impuestos sobre utilidades netas	0.48	157
Tasa de inflación anual promedio	0.035	157
Período de vida del proyecto (años)	10	157
Gastos extras/costo total de mano de obra	0.8	157
Período de depreciación de equipo (años)	6	157
Costo de seguros y administración/costo de mano de obra por operación	0.04	157
Costo de supervisión/costo de mano de obra	0.15	157
Costo de mantenimiento/costo de mano de obra	1.0	157
Indice Marshall-Swift de 1993	955	157
Horas de trabajo por día	20	144
Días de trabajo por año	360	144
Costo unitario de mano de obra (N\$/hora-hombre)	11.71	E-1
Costo unitario de mantenimiento (N\$/hora-hombre)	23.43	144
Costo unitario de electricidad (N\$/Kw-h)	0.142	E-2
Costo unitario de Combustóleo N\$/gal)	1.13	157
Costo unitario de gas (N\$/pie cúbico)	0.0067	157
Costo unitario de vapor (N\$/lb)	0.0039	157
Costo unitario de agua (N\$/gal)	0.0098	157
Costo unitario de aire comprimido (N\$/pie cúbico)	0.00042	157

E-1 = DR. SRGIO REVAH M. UAM-I

E-2 = Tarifas CFE, México 1993

TABLA 4-2  
 PRECIOS (1993) DE LOS PRODUCTOS CONSIDERADOS

PRODUCTO	U S DOLARES/1000 lb	N\$/kg.	REF
CONCENTRADO PROTEICO SECO 34%	1000	7.27	F-1
CONCENTRADO PROTEICO SECO 50%	2200	15.99	F-1
CONCENTRADO PROTEICO SECO 75%	4800	34.89	F-1
CONCENTRADO PROTEICO SECO 92%	8000	58.15	F-1
PERMEATO LIQUIDO	13.76	0.1	F-2
PERMEATO CONCENTRADO	40	0.29	F-2
PERMEATO SECO	138	1.00	F-2
LACTOSUERO CONCENTRADO	70	0.51	F-2
LACTOSUERO SECO	226	1.64	F-2
LACTOSUERO DESMINERALIZADO SECO	275	2.00	F-2
LACTOSA PURA	250	1.82	F-2
PERMEATO HIDROLIZADO	400	2.90	F-1
PERMEATO DESMINERALIZADO	150	1.09	F-1
PERMEATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO	650	4.72	F-2
PERMEATO DESMINERALIZADO DELACTOSADO SECO	210	1.53	F-2

F-1= Dr. Norman Olsen, Center for Dairy Research, U. de Wisconsin  
 F-2= The Whey Products Institute, Comunicación personal

TABLA 4-3  
COMPOSICION DE LOS PRODUCTOS CONSIDERADOS

PRODUCTO	% AGUA	% SOLIDOS TOTALES	% PROTEINA	% LACTOSA	% SALES
CONCENTRADO PROTEICO SECO 34%	2.0	98.0	34.0	55.9	5.8
CONCENTRADO PROTEICO SECO 50%	2.0	98.0	50.0	41.9	4.4
CONCENTRADO PROTEICO SECO 75%	2.0	98.0	75.0	20.1	2.1
CONCENTRADO PROTEICO SECO 92%	0.2	99.8	92.0	4.6	2.3
PERMEATO LIQUIDO	94.5	5.5	0.0	4.8	0.5
PERMEATO CONCENTRADO	50.0	50.0	0.0	42.8	4.5
PERMEATO SECO	6.0	94.0	0.0	82.0	8.6
LACTOSUERO CONCENTRADO	60.0	40.0	5.1	30.5	3.2
LACTOSUERO SECO	6.0	94.0	11.9	71.6	7.5
LACTOSUERO DESMINERALIZADO SECO	6.0	94.0	12.9	77.4	0.8
LACTOSA PURA	0.0	100.0	0.0	100.0	0.0
PERMEATO HIDROLIZADO	51.0	49.0	0.0	15.0	4.4
PERMEATO DESMINERALIZADO	51.0	49.0	0.0	46.6	0.1
PERMEATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO	51.0	49.0	0.0	16.5	0.1
PERMEATO DESMINERALIZADO DELACTOSADO SECO	6.0	94.0	0.0	85.1	0.0

La simulación requiere como información de entrada entre otros datos, cuál es la secuencia de operaciones (proceso) que se intenta estudiar y cuál es la escala del proceso; es decir, la cantidad de materia prima (lactosuero) a procesar. Las secuencias de proceso se decidieron de acuerdo a la bibliografía para cada producto de interés y son presentadas en la tabla A-3.1 del Apéndice B bajo el encabezado "Diagrama de flujo del proceso", de la HOJA 1: "Datos técnicos del proceso".

Deseando conocer el efecto del parámetro escala de proceso sobre la economía de éste, se ensayaron 7 escalas que cubren un amplio intervalo de posibilidades. Se consideraron 20 horas de trabajo por día (ver tabla 4-4).

TABLA 4.4  
ESCALAS DE OPERACION DE  
LACTOSUERO PROCESADO

ESCALA	Lb/hr
1	500
2	1500
3	2500
4	5000
5	15000
6	25000
7	50000

El correcto funcionamiento del simulador en la parte técnica se comprobó reproduciendo los resultados esperados para algunos de los procesos más simples, los cuales habían sido reportados previamente (144). Posteriormente se amplió el simulador introduciendo cálculos económicos complementarios y se aplicó a los 31 procesos de interés presentados en la tabla 4-5.

TABLA 4-5  
 PROCESOS Y PRODUCTOS CONSIDERADOS

PROCESO Nº	PRODUCTOS
1	LACTOSUERO SECO
2	LACTOSUERO CONCENTRADO
3	LACTOSUERO DESMINERALIZADO SECO
4	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 34% Y PERMEATO LIQUIDO
5	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 50% Y PERMEATO LIQUIDO
6	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 75% Y PERMEATO LIQUIDO
7	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 92%, LACTOSA Y PERMEATO LIQUIDO
8	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 34% Y PERMEATO SECO
9	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 50% Y PERMEATO SECO
10	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 75% Y PERMEATO SECO
11	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 92%, LACTOSA Y PERMEATO SECO
12	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 34% Y PERMEATO HIDROLIZADO
13	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 50% Y PERMEATO HIDROLIZADO
14	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 75% Y PERMEATO HIDROLIZADO
15	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 92%, LACTOSA Y PERMEATO HIDROLIZADO
16	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 34% Y PERMEATO DESMINERALIZADO
17	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 50% Y PERMEATO DESMINERALIZADO
18	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 75% Y PERMEATO DESMINERALIZADO
19	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 92%, LACTOSA Y PERMEATO DESMINERALIZADO
20	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 34% Y PERMEATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO
21	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 50% Y PERMEATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO
22	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 75% Y PERMEATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO
23	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 92%, LACTOSA Y PERMEATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO
24	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 34% Y PERMEATO CONCENTRADO
25	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 50% Y PERMEATO CONCENTRADO
26	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 75% Y PERMEATO CONCENTRADO
27	CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 92%, LACTOSA Y PERMEATO CONCENTRADO
28	LACTOSA, CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 34% Y PERMEATO DESMINERALIZADO DELACTOSADO SECO
29	LACTOSA, CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 50% Y PERMEATO DESMINERALIZADO DELACTOSADO SECO
30	LACTOSA, CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 75% Y PERMEATO DESMINERALIZADO DELACTOSADO SECO
31	LACTOSA, CONCENTRADO PROTEICO SECO DE 92% Y PERMEATO DESMINERALIZADO DELACTOSADO SECO

Resultados de la simulación.

Los resultados de las corridas realizadas se presentan en el Apéndice B mediante una secuencia de tres hojas por proceso; la primera hoja (denominada "HOJA 1"), contiene los datos técnicos del proceso, con información que permite deducir su diagrama de flujo. En las composiciones establecidas como fijas se presentan los porcentajes de cada componente en la materia prima y los productos. En todos los casos, los porcentajes de sólidos totales (que se muestran) y de agua (que no se muestran), suman 100%. Para representar mejor la realidad, se permitió en la composición de los sólidos totales del lactosuero entrante un 0.2% de materiales no identificados, considerados como impurezas. En la segunda hoja (denominada "HOJA 2") se dan algunos de los resultados obtenidos mediante el simulador, relativos a los equipos de proceso necesarios. El rubro "U" se refiere al número de unidades utilizadas en la operación en cuestión. El rubro "T" corresponde al tamaño, y sus unidades dependen de la operación de que se trate, conforme a la tabla 4-6.

TABLA 4-6  
DESCRIPCION DE LAS UNIDADES USADAS AL REFERIRSE AL TAMAÑO  
DE LOS EQUIPOS DE PROCESO EN LAS HOJAS DOS DEL APENDICE B

OPERACION	UNIDADES DE TAMAÑO
ULTRAFILTRACION	Pies <sup>2</sup> de membrana
OSMOSIS INVERSA	Pies <sup>2</sup> de membrana
EVAPORACION MULTIPLE EFECTO	Pies <sup>2</sup> de superficie por efecto
SECADO POR ASPERSION	Lb de agua evaporada por hora
INTERCAMBIO IONICO	Pies <sup>3</sup> de columna catiónica
COLUMNA ENZIMATICA	Pie <sup>3</sup> de columna enzimática
CRISTALIZACION	Pies de diámetro
CENTRIFUGACION	HP de potencia del motor

La última hoja (denominada "HOJA 3") muestra datos económicos obtenidos del simulador, como el costo anual de operación, la inversión en equipo de proceso, los flujos producidos del producto principal y del denominado producto principal equivalente, que es un flujo de producto principal, equivalente en términos de dinero a la suma de los flujos de todos los productos del proceso. El ROI de cada proceso a cada escala se calculó a partir de los precios del producto principal y de los resultados del simulador aplicados a ecuaciones económicas apropiadas. En las tablas A-3.1 del Apéndice B se presentan los datos de inversión de equipo de proceso y costo anual de operación, obtenidos de la simulación. El ROI se calcula como

$$ROI = P/I$$

en donde I es la inversión total requerida, la cual fué estimada como el doble de la inversión en equipo de proceso para tomar en consideración construcciones, terrenos y servicios necesarios. P es la utilidad neta, la cual se calcula como  $P = R - e * I - t(R - dep * I)$

en donde e = 0.1 (factor de depreciación de la inversión para fines contables)  
t = 0.5 (tasa de impuestos)  
dep = 0.1 (factor de depreciación de la inversión para fines de impuestos)

R=utilidad bruta

A su vez, la utilidad bruta se calcula por la expresión  $R=S-G-D$

en donde S son los ingresos anuales por ventas, los cuales se calculan multiplicando el precio del producto principal por la producción equivalente de producto principal, calculada por el simulador y reportada en las tablas A-3.1 del Apéndice B.

G es el costo anual de operación, calculado también por el simulador y reportado en las tablas A-3.1. D es el costo anual de disposición de efluentes, el cual se estimó como el 5% del costo anual de operación.

Los cálculos se realizaron en una hoja electrónica de cálculo y los resultados de ROI se concentraron en la tabla 4-7.

Siguiendo la opinión de expertos, se consideraron de interés potencial sólo aquellos valores de ROI superiores a 0.1. La última columna de la tabla 4-7 es una calificación asignada para los 31 procesos estudiados, y que indica el número de escalas en las que un proceso obtiene valores de ROI superiores a 0.1.

TABLA 4-7  
VALORES DE LA TASA DE RETORNO DE INVERSION (ROI) OBTENIDOS PARA LOS  
DISTINTOS PROCESOS EN LAS DISTINTAS ESCALAS Y CON EL ESCENARIO  
ECONOMICO BASE DADO POR LAS TABLAS 4-1, 4-2 Y 4-8 (ESCENARIO O)

PROCESO	ESC 1	ESC 2	ESC 3	ESC 4	ESC 5	ESC 6	ESC 7	CALIF
1	.0134	.0913	.1244	.1702	.3015	.3525	.3892	5
2	.0122	.0895	.1219	.1658	.2412	.2805	.3374	5
3	.0106	.1069	.1462	.1996	.3381	.4093	.4521	6
4	.0414	.0713	.0787	.0859	.0929	.0969	.0977	0
5	.0833	.1084	.1144	.1200	.1251	.1266	.1283	6
6	.1385	.1517	.1549	.1579	.1607	.1614	.1635	7
7	.1514	.2030	.2136	.2191	.2306	.2321	.2335	7
8	-.0277	.0100	.0209	.0312	.0421	.0482	.0517	0
9	.0055	.0410	.0508	.0604	.0711	.0769	.0810	0
10	.0512	.0790	.0871	.0955	.1078	.1110	.1155	3
11	.0716	.1237	.1373	.1490	.1708	.1750	.1803	6
12	-.0615	-.0573	-.0564	-.0557	-.0551	-.0550	-.0549	0
13	-.0578	-.0540	-.0532	-.0526	-.0521	-.0520	-.0519	0
14	-.0518	-.0493	-.0487	-.0483	-.0480	-.0479	-.0478	0
15	-.0474	-.0432	-.0427	-.0421	-.0412	-.0411	-.0410	0
16	-.0056	.0374	.0489	.0602	.0722	.0776	.0810	0
17	.0305	.0697	.0804	.0907	.1016	.1054	.1093	3
18	.0784	.1085	.1170	.1256	.1350	.1383	.1431	6
19	.0967	.1546	.1691	.1808	.1991	.2036	.2087	6
20	-.0552	-.0515	-.0500	-.0486	-.0478	-.0476	-.0475	0
21	-.0511	-.0470	-.0468	-.0463	-.0455	-.0447	-.0445	0
22	-.0453	-.0433	-.0425	-.0421	-.0414	-.0406	-.0405	0
23	-.0411	-.0372	-.0358	-.0354	-.0350	-.0347	-.0344	0
24	-.0286	.0066	.0158	.0249	.0341	.0382	.0408	0

TABLA 4-7 (CONTINUACION)

25	.0054	.0370	.0466	.0550	.0638	.0668	.0701	0
26	.0531	.0762	.0842	.0912	.0988	.1015	.1051	2
27	.0744	.1246	.1370	.1471	.1629	.1667	.1711	6
28	-.0450	.0066	.0215	.0347	.0484	.0540	.0582	0
29	-.0103	.0382	.0512	.0637	.0766	.0810	.0860	0
30	.0358	.0756	.0864	.0978	.1097	.1138	.1194	3
31	.0570	.1194	.1357	.1499	.1708	.1760	.1824	6

en la tabla 4-8 se presenta la inversión necesaria en equipos de proceso, calculada por el simulador, para cada proceso y escala cuyo ROI fué mayor de 0.1.

TABLA 4-8  
INVERSION REQUERIDA PARA EQUIPO DE PROCESO EN MILES DE NUEVOS PESOS  
(1993) PARA LAS POSICIONES CON ROI MAYOR A 0.1

SISTEMA	ESCALA 1	ESCALA 2	ESCALA 3	ESCALA 4	ESCALA 5	ESCALA 6	ESCALA 7
1			904.53	1538.46	3069.33	4537.5	8444.7
2			635.91	1088.01	2564.1	3828	6639.6
3		619.74	916.08	1558.26	3185.16	4577.1	8494.2
5		2024.55	3342.9	6606.6	19536	32379.6	64350
6	790.35	2338.38	3877.5	7708.8	22958.1	38181	75669
7	919.38	2436.06	3963.3	7863.9	22882.2	38016	75768
10					25886.5	42513.9	83136.9
11		3007.6	4814	9315.24	25801.7	42391.8	83216.1
17					21912.6	35917.2	70547.4
18		2776.9	4524.6	8810	25536.4	42022.2	82275.6
19		2873.3	4612.4	8970	25452.6	41844	82368
26						41946.3	82265.7
27		2863.7	4598.9	8947.6	25402.1	41768.1	82229.4
30					26918.1	44078.1	85823.1
31		3106.6	4959.2	9562	26829	43893.3	85892.4

Los resultados de las tablas 4-7 y 4-8 permiten hacer una discriminación entre alternativas de procesamiento de lactosuero.

Se puede ver que para los procesos donde la reconversión es favorable ( $ROI > 0$ ), la rentabilidad se favorece cuando la escala del proceso aumenta. Este fenómeno, que es común a casi todos los procesos, llamado economía de escala, se presenta con distinta intensidad, según el tipo de proceso de que se trate. Por ejemplo, procesos como el 1, 2 y 3 ven incrementado su ROI entre 30 y 40 veces al pasar de la escala 1 a la 7, en tanto que otros, como los procesos 18 y 26, con ese mismo cambio de escala aumentan solamente en casi 2 veces su valor de ROI. El primer grupo de procesos es altamente sensible a la escala y debe ser operado a la mayor escala posible, en tanto que en el segundo es más recomendable operar a baja escala.

Si la instalación de procesamiento es un centro de acopio de lactosuero y puede operar a altas escalas, son recomendables procesos como el 3, 1 y 2, si existe demanda suficiente para los productos implicados. Cuando la demanda les favorece, otros procesos como el 11, 19, 27 y 31 pueden ser viables a alta escala.

Si la instalación de procesamiento maneja bajos volúmenes de lactosuero, es conveniente escoger procesos cuyo ROI sea suficientemente alto a baja escala. Tal es el caso de los procesos 6, 7 y posiblemente el 19.

Procesos cuyo ROI es bajo o negativo en todo el intervalo, como el 8, 12 a 16, 20 a 24 y 28 a 29, deberán ser descartados como opciones de procesamiento de lactosuero.

En cuanto a la inversión, cada opción tiene distinto costo de inversión, independientemente del ROI obtenido. Así, desde el punto de vista de inversión el proceso 1 a la escala 3 es casi tan costoso como el proceso 7 a la escala 1. Consultando la tabla 4-7 puede verse que es más rentable elegir el proceso 7.

Los procesos 30 y 31 a la escala 7 son similares en costo; sin embargo, según la tabla 4-7 conviene más invertir en el proceso 31. Este tipo de comparaciones debe considerar además la demanda de los productos a producir. En este aspecto, merece mención especial el lactosuero seco, obtenido del proceso 1, el cual es el producto de mayor demanda establecida. A nivel mundial, los concentrados proteicos también tienen una gran demanda.

En función de lo anteriormente dicho, es posible llegar a una selección de los procesos más atractivos para un caso particular. Estos procesos elegidos deberán ser subsecuentemente investigados para conocer con más detalle algunas otras características de su comportamiento económico. Para esa siguiente etapa de estudio se eligieron en este trabajo los procesos 1, 3 y 7.

#### Comportamiento económico de procesos selectos.

A partir de los resultados de la simulación, los procesos 1, 3 y 7 parecen pertenecer al grupo de los que ofrecen las mejores alternativas de procesamiento de lactosuero. En la figura 4-2, se presenta el ROI en función de la escala para estos tres procesos. La dinámica económica mostrada pudo ser adecuadamente expresada mediante una ecuación empírica del tipo

$$ROI = M1 * ESC / (M2 + ESC)$$

en donde ESC es la escala en miles de libras de lactosuero procesado por hora, considerando 20 horas de trabajo al día, y M1 y M2 son parámetros empíricos cuyos valores reflejan algunos rasgos del comportamiento de la curva.

M1 es el valor asintótico que alcanzaría ROI a una escala infinita.

El inverso de M2 es la pendiente con que crece el ROI en función de la escala para valores de escala próximos a cero. Para valores mayores de escala, esta pendiente tiende a ser proporcional al inverso del cuadrado de la escala.

Los parámetros de la ecuación empírica ajustados a los procesos de interés, se muestran en la tabla 4-9.

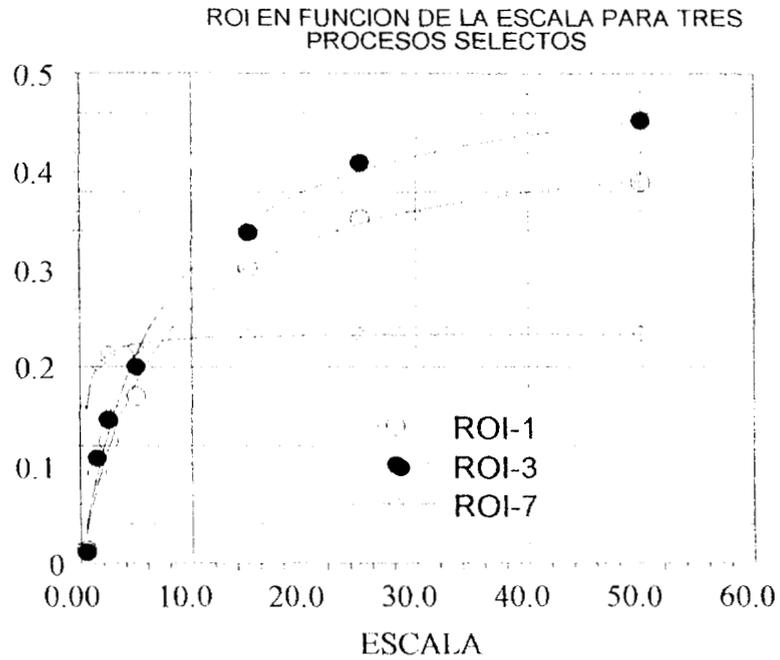


FIG 4-2  
ROI VS. ESCALA EN MILES DE LB/HR DE LACTOSUERO PROCESADO  
PARA LOS PROCESOS 1, 3 Y 7

TABLA 4-9  
VALORES DE LOS PARAMETROS DE AJUSTE  
PARA LOS TRES PROCESOS DE INTERES

	PROCES O 1	PROCES O 3	PROCES O 7
M 1	0.4457	0.5164	0.2400
M 2	7.2195	7.0247	0.2649

La representación del comportamiento económico mediante la ecuación empírica propuesta facilita la visualización de algunas de las características de los tres procesos:  
Para el proceso 7, la economía de escala deja de operar alrededor de las 10,000 lb/hr, mientras que para los procesos 1 y 3 continúa más allá de las 50,000 lb/hr.

Aunque a las escalas más bajas (4,000 lb/hr y menores) el proceso 7 es superior a los otros, las rentabilidades se aproximan entre sí para escalas de 5000-8000 lb/hr y desde estas escalas en adelante, los procesos 1 y 3 superan significativamente en rentabilidad al proceso 7. Existe una marcada superioridad del proceso 3 sobre el 1 desde escalas muy bajas. Considerando los valores asintóticos de ROI, representados por el parámetro M1, se puede decir que a escala completamente desarrollada el proceso 1 está 13.69% abajo del proceso 3 y el proceso 7 está 53.52% abajo del proceso 3. Comparando entre sí los procesos 1 y 7 se tiene que respecto al ROI máximo el proceso 7 está 46.15% abajo del proceso 1. Respecto a la rapidez con que ROI crece inicialmente con la escala y que se representa por el inverso de M2, el proceso más rápido es el 7 y respecto a éste, el proceso 1 es 96.33% más lento y el proceso 3 es 96.23% más lento. Comparando entre sí los procesos 1 y 3 se puede decir que el proceso 1 es inicialmente 2.67% más lento que el proceso 3. La ecuación empírica de tipo Monod y la tabla 4-9 constituyen un método corto para estimar la rentabilidad económica en función de la escala de los tres procesos elegidos.

**Análisis de sensibilidad.**

Además del comportamiento económico frente a la escala, resulta de interés conocer la forma en que la economía de cada proceso responde ante un cambio en parámetros económicos clave. Se desea saber qué pasaría con la rentabilidad cuando un determinado parámetro económico resultase ser en la práctica un poco mayor o un poco menor del valor estimado en el escenario base. Se escogieron como parámetros de interés el precio de productos, la inversión y el costo de operación. En la tabla 4-10 se resumen las condiciones estudiadas en este análisis de sensibilidad.

**TABLA 4-10**  
**CONDICIONES ENSAYADAS EN EL ANALISIS DE SENSIBILIDAD PARAMETRICA**

ESCENARIO	CONDICIONES
O	Condiciones normales de mercado, es decir, las mismas de las tablas 4-1, 4-2 y 4-8
A	Las del escenario O, excepto que se consideró un precio de productos 20% mayor
B	Las del escenario O, excepto que se consideró un precio de productos 20% menor
C	Las del escenario O, excepto que se consideró una inversión 20% mayor
D	Las del escenario O, excepto que se consideró una inversión 20% menor
E	Las del escenario O, excepto que se consideró un costo de operación 20% mayor
F	Las del escenario O, excepto que se consideró un costo de operación 20% menor

Con ayuda de los resultados previos del simulador y una hoja electrónica de cálculo, se determinaron los valores de ROI en función de la escala para los procesos 1, 3 y 7. El ajuste de estos datos a la expresión empírica usada proporcionó los resultados mostrados en la tabla 4-11.

TABLA 4-11  
VALORES DE LOS PARAMETROS DE AJUSTE M1 Y M2  
PARA LOS PROCESOS 1, 3 Y 7 EN LOS DISTINTOS ESCENARIOS ENSAYADOS

ESCENARIO	UNO		TRES		SIETE	
	PROCESO M1	PROCESO M2	PROCESO M1	PROCESO M2	PROCESO M1	PROCESO M2
O	.4457	7.2195	.5164	7.0247	.2400	.2649
A	.5450	5.9144	.6266	6.0064	.2989	.2230
B	.3393	9.5913	.3998	9.7462	.1697	.3370
C	.3741	8.4712	.4231	7.8170	.1857	.2705
D	.5623	6.4630	.6376	6.3056	.3055	.2431
E	.4235	7.9859	.5090	8.5175	.2260	.2952
F	.4552	6.1937	.5206	6.0397	.2426	.2404

Para dar una interpretación gráfica sencilla a los efectos económicos de cada escenario, se prepararon las figuras 4-3, 4-4 y 4-5, en donde se presentan sobre escalas normalizadas las variaciones en M1 y M2 debidas a la aplicación de un escenario económico determinado. El análisis se realizó para cada proceso por separado.

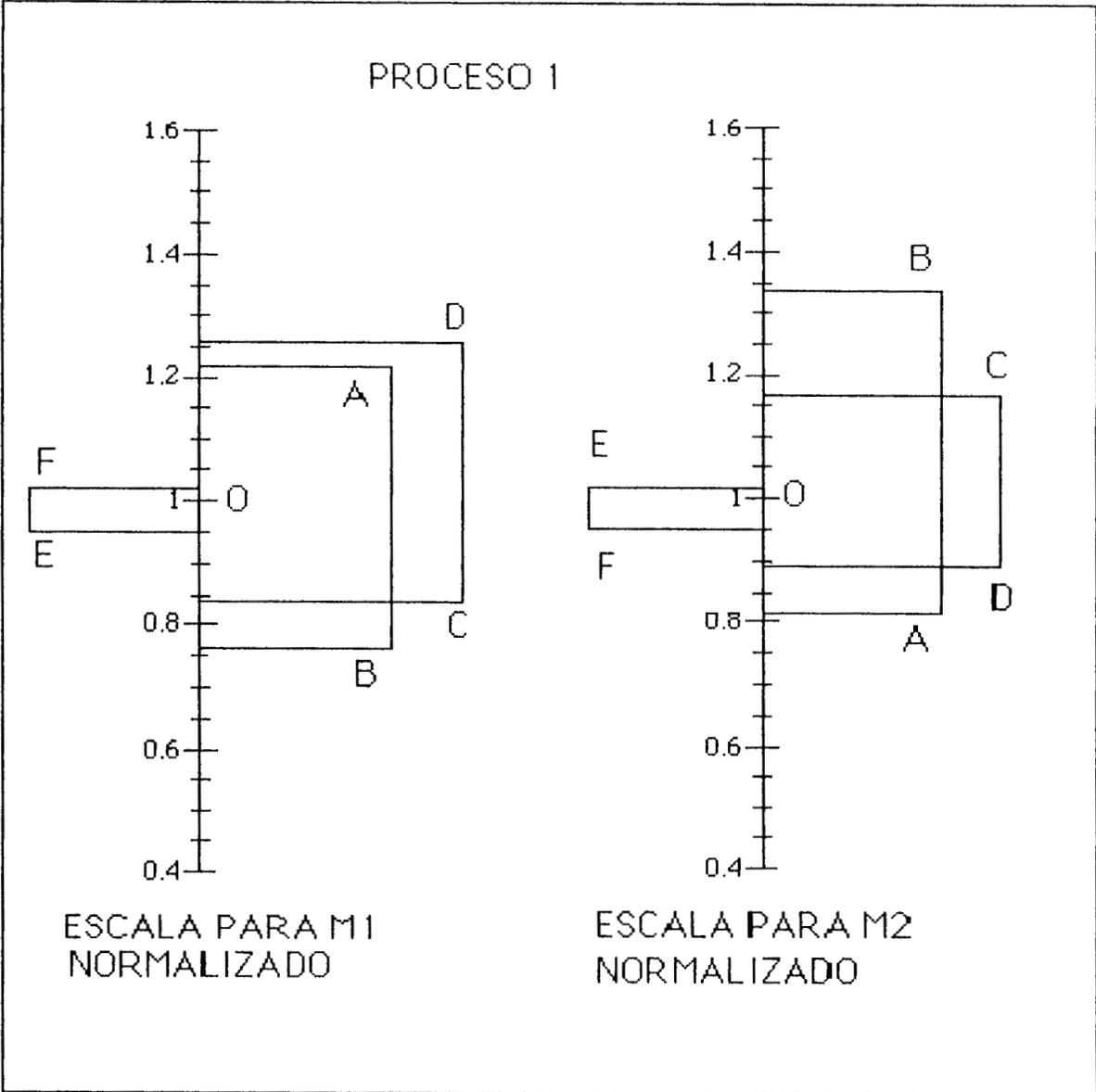


FIG. 4-3  
 VARIACIONES DEL VALOR DE ROI PARA DIFERENTES ESCENARIOS (PROCESO 1)

Los efectos que aquí se analizan mediante ajuste empírico, permiten establecer comparaciones cuantitativas respecto del impacto de variables económicas sobre la rentabilidad y también facilitan la identificación de los sitios donde la atención gerencial debe ser prioritaria, en virtud de los efectos esperados.

Globalmente se observa que para el proceso 1, cambios del mismo orden de magnitud sobre la inversión y los precios afectan mucho más que sobre el costo de operación.

Para este mismo proceso, la escala normalizada para M1 indica en la figura 4-3, que si la inversión resultara ser 20% menor a la estimada, la rentabilidad (interpretada por el aumento en el ROI asintótico), podría mejorar en casi 25%. Como la rentabilidad es función de la escala, la reducción en inversión reduce también en casi 10% el valor de M2, lo que implica un crecimiento inicial de ROI casi 10% más rápido también. Si por el contrario, la inversión resultara 20% mayor a la prevista (escenario C), se podría anticipar una reducción del ROI asintótico de casi 16% y una disminución de la rapidez inicial de crecimiento de ROI con la escala de alrededor de 17%. El impacto del costo de operación se midió a través de los escenarios E y F. Como puede verse, un aumento del 20% en el costo de operación representa una disminución del 5% en el valor asintótico de ROI, y una disminución del mismo orden de magnitud en el costo de operación podría elevar el ROI asintótico en sólo 2 o 3%.

Si los precios cambiaran un 20% hacia arriba, la economía del proceso podría mejorar en casi 22% a grandes escalas, y la rapidez inicial de crecimiento de ROI con la escala podría mejorar en casi 18%.

Para el escenario B, que contiene un abatimiento de 20% en los precios, se prevé una drástica disminución en la rapidez de crecimiento del ROI a bajas escalas (casi 35% menos) y una pérdida de casi el 25% en la rentabilidad a escala asintótica.

Para el proceso 1, y si los cambios son del mismo orden de magnitud, cabría esperar efectos más graves en la pendiente de ROI contra escala si los precios bajan que si la inversión sube.

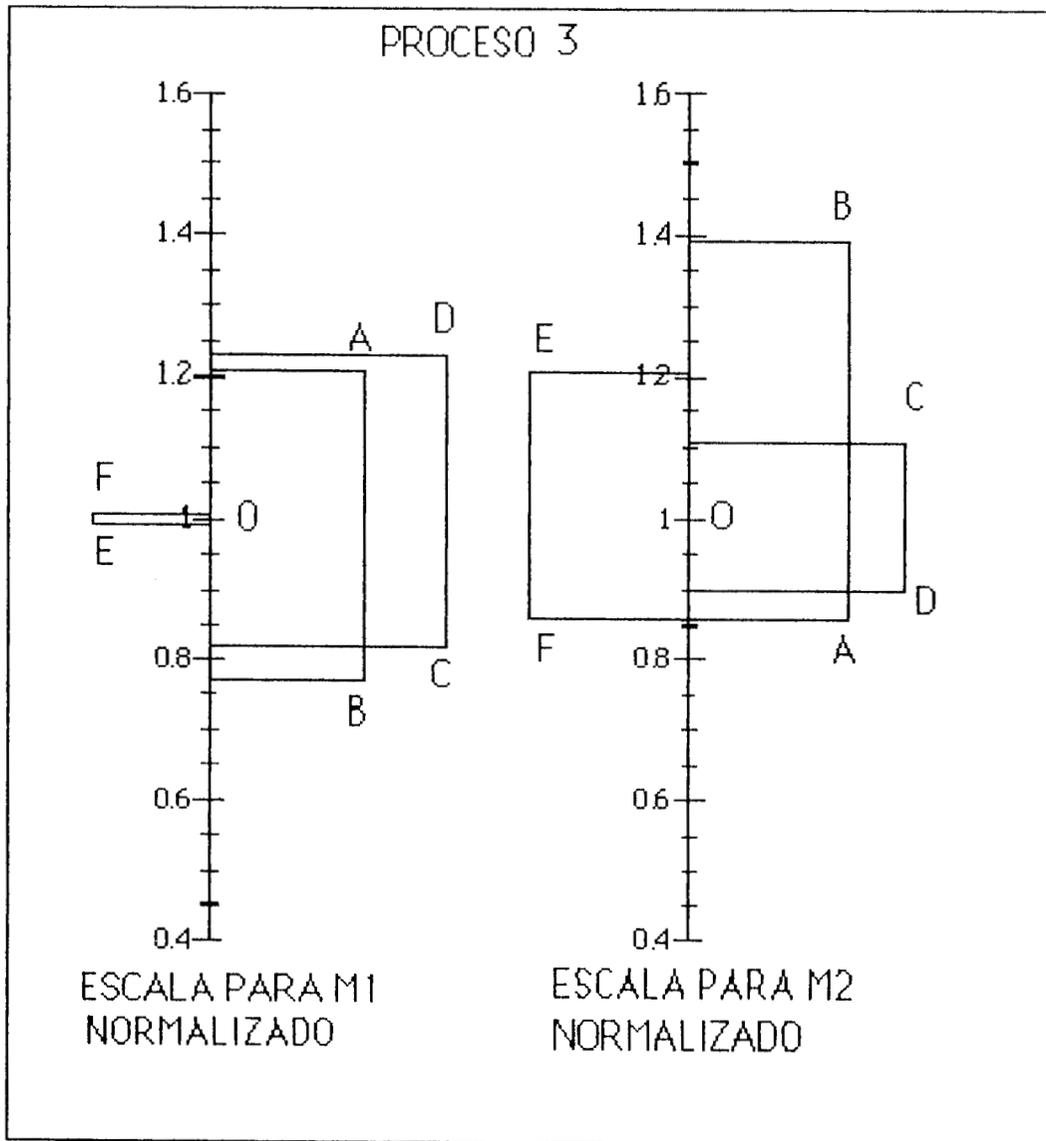


FIG. 4-4  
VARIACIONES DEL VALOR DE ROI PARA DIFERENTES ESCENARIOS (PROCESO 3)

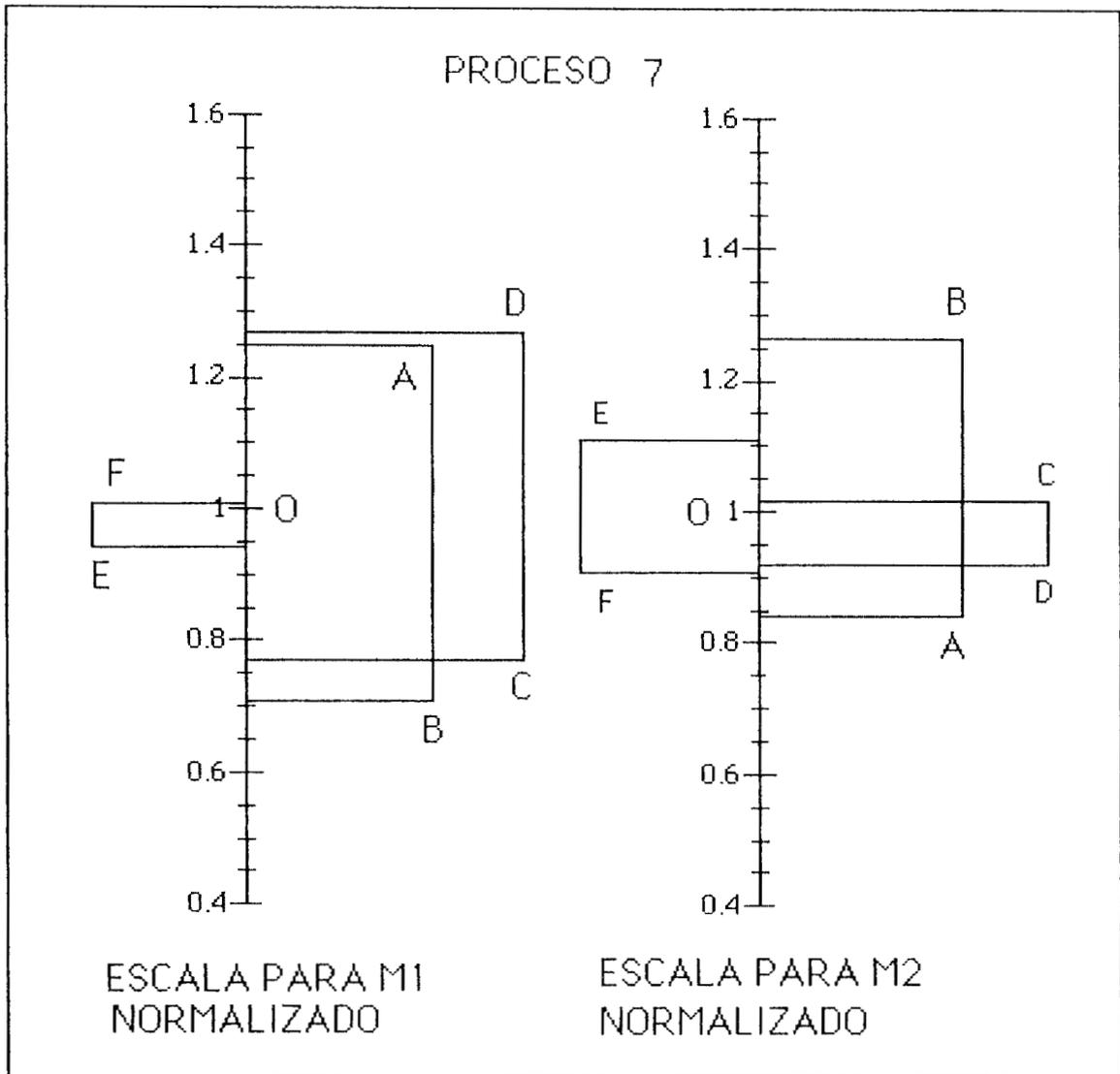


FIG. 4-5  
VARIACIONES DEL VALOR DE ROI PARA DIFERENTES ESCENARIOS (PROCESO 7)

Esta información también puede servir para priorizar y ubicar mejor los recursos destinado a ciertas acciones de mejora, tales como estrategias de ventas, investigación y desarrollo, ingreso a nuevos mercados, etc.

Las figuras 4-4 y 4-5 presentan las peculiaridades de los procesos 3 y 7 respectivamente, los cuales podrían comentarse en términos similares a los que se usaron para el proceso 1.

También es posible hacer un análisis comparativo entre los tres procesos. El costo de operación es el factor menos relevante en ellos. El proceso 3 presenta la mínima afectación en el ROI asintótico y la máxima afectación en la pendiente inicial de ROI VS escala. Esto es, que a grandes escalas los cambios en el costo de operación le afectan menos y a pequeñas escalas le afectan más.

Gráficamente se aprecia que en los tres procesos, el efecto más adverso es una reducción en el precio de los productos. Para el caso del efecto más favorable, la situación no es fácil de dilucidar a partir de las figuras; podría ser una reducción en la inversión prevista, un aumento en el precio de productos o una combinación de ambos.

Tratando de establecer mejor el peso relativo que cada parámetro tiene sobre el ROI para un proceso dado y en una escala determinada, se extendió el estudio de sensibilidad paramétrica con ayuda de los datos de la tabla 4-11 y un paquete computacional de ajuste de datos (Kaleidagraph). Se estudiaron para cada escala los conjuntos de escenarios B-O-A, D-O-C y F-O-E, normalizando el parámetro variado (PARAM\*) de modo que sus valores fuesen 0.8, 1 y 1.2 respectivamente. Posteriormente se ajustaron a una recta estos tres datos (lo cual se logró sin dificultad en todos los casos). La pendiente de la recta ROI vs PARAM\* representa para la escala estudiada, la magnitud del efecto sobre ROI de un cambio unitario en el parámetro estudiado. Comparando estas pendientes para cada escala y para cada parámetro normalizado (precios, inversión, costos de operación), fué posible encontrar la sensibilidad del ROI a cada uno de ellos en forma individual. Los resultados se muestran gráficamente en la figura 4-6 para el proceso 1.

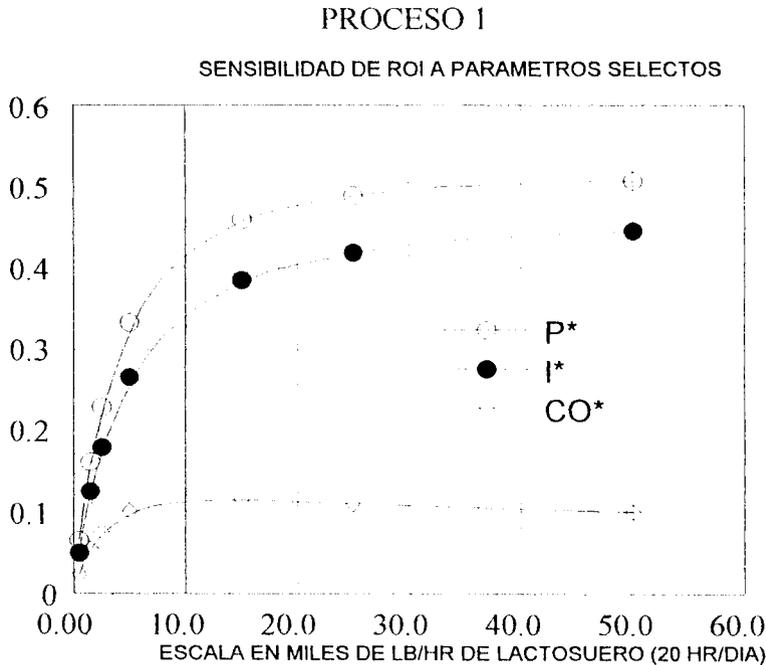


FIGURA 4-6  
SENSIBILIDAD DE ROI A PARAMETROS SELECTOS (PROCESO 1)

De manera similar se hicieron análisis para los procesos 3 y 7, cuyos resultados se muestran en las figuras 4-7 y 4-8. la escala del eje vertical es la misma en las tres figuras y sirve para establecer comparaciones entre los efectos individuales de cambios en precios, inversión y costo de operación.

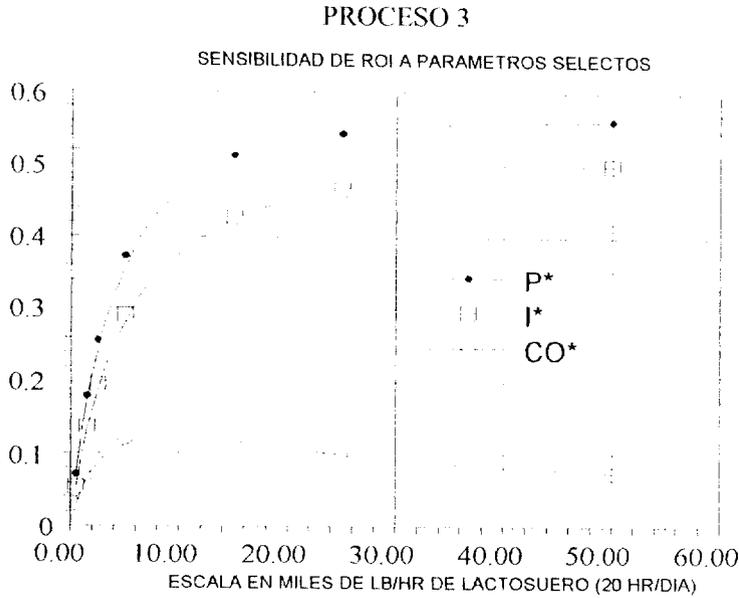


FIGURA 4-7  
SENSIBILIDAD DE ROI A PARAMETROS SELECTOS (PROCESO 3)

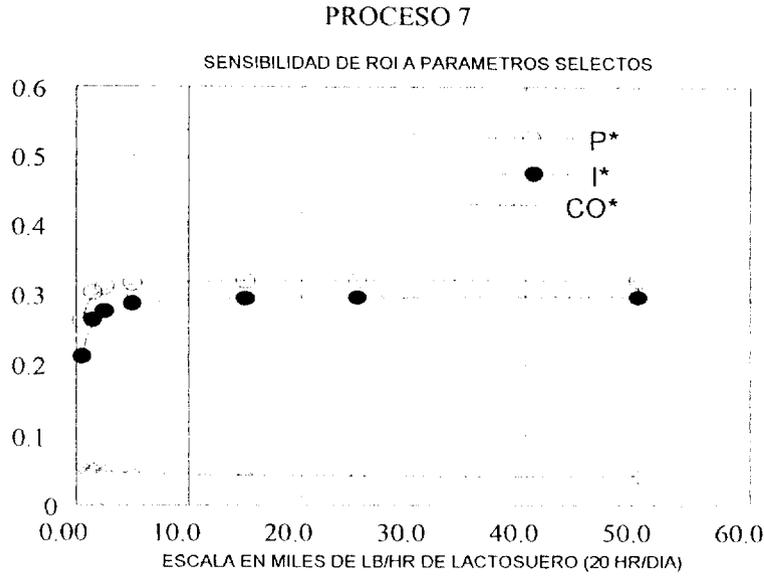


FIGURA 4-8  
SENSIBILIDAD DE ROI A PARAMETROS SELECTOS (PROCESO 7)

Estas representaciones tienen la ventaja sobre los gráficos de las figuras 4-3, 4-4 y 4-5, de mostrar con mayor claridad el peso relativo de los parámetros selectos en función de la escala.

Con los datos de ROI obtenidos para los distintos escenarios, escalas y procesos, se obtuvo mediante un paquete computacional de ajuste de datos (Kaleidagraph), el ajuste de los parámetros M1 y M2 de la ecuación empírica de ROI en función de la inversión normalizada, precios de productos normalizados y costos de operación normalizados.

#### PROCESO 1

$$M1 = 0.485 + 0.514(P^*) - 0.471(I^*) - 0.079(C^*)$$

$$M2 = 7.097 - 9.192(P^*) + 5.02(I^*) + 4.48(C^*)$$

#### PROCESO 3

$$M1 = 0.517 + 0.567(P^*) - 0.536(I^*) - 0.029(C^*)$$

$$M2 = 6.728 - 9.349(P^*) + 3.778(I^*) + 6.194(C^*)$$

#### PROCESO 7

$$M1 = 0.256 + 0.323(P^*) - 0.3(I^*) - 0.041(C^*)$$

$$M2 = 0.347 - 0.285(P^*) + 0.068(I^*) + 0.137(C^*)$$

en donde  $P^*$  es el cociente entre el precio del producto tomado como producto principal del proceso en un escenario determinado y este mismo precio para el escenario de referencia (escenario O),  $I^*$  es el cociente entre la inversión requerida por el proceso en un escenario determinado y la inversión para el escenario de referencia (escenario O) y  $C^*$  es el cociente entre el costo de operación del proceso en un escenario determinado y este mismo precio para el escenario de referencia (escenario O). Acoplando estas ecuaciones con la ecuación empírica de ROI en función de la escala, es posible predecir valores de ROI ajustando las condiciones de los parámetros económicos que se deseen manejar.

En las expresiones obtenidas del ajuste multivariable para M1 y M2, la magnitud del coeficiente que multiplica a cada parámetro normalizado representa en una escala comparativa el factor de peso de ese parámetro sobre M1 o M2 y su signo representa la condición de incremento o decremento para ROI por la contribución de dicho parámetro.

En la tabla 4-12 se presentan algunas comparaciones entre valores calculados para ROI en los procesos 1, 3 y 7 mediante simulación extensa y mediante el método corto de las ecuaciones empíricas.

TABLA 4-12  
COMPARACION ENTRE DOS METODOS DE OBTENCION DE ROI PARA ALGUNOS CASOS AL AZAR EN LOS PROCESOS 1, 3 Y 7.

CONDICIONES	P*	I*	C*	ROI POR SIMULADOR	ROI POR METODO CORTO	% DESVIACION
PROCESO 1, ESCALA 50,000 LB/HR	1	1.2	0.8	0.3307	0.3221	2.6
IDEM	0.8	1	1	0.2819	0.2922	-3.6
IDEM	1	0.8	1.2	0.4745	0.4602	3.0
PROCESO 3, ESCALA 25,000 LB/HR	1.2	1	1	0.5202	0.5187	0.29
IDEM	1.2	0.8	0.8	0.6863	0.6541	4.7
IDEM	1	1.2	0.8	0.3486	0.3276	6.2
PROCESO 7, ESCALA 5,000 LB/HR	0.8	1.2	1	0.1224	0.1063	13.1
IDEM	1	1.2	1	0.1742	0.1686	3.2
IDEM	1.2	0.8	1	0.3640	0.3490	4.1

Como puede verse, el método corto proporciona aproximaciones del valor de ROI dentro de un 10% aproximadamente, con un tiempo de cálculo extremadamente reducido.

## CAPITULO 5 DESARROLLO DESDE EL SEGUNDO PUNTO DE VISTA

Planteamiento del problema.

Este capítulo se dedica a explorar el impacto económico de una tecnología limpia en el proceso quesero para reducir la producción de desechos y aumentar la productividad en el mismo, concebida mediante la aplicación del pensamiento lateral a la problemática original planteada en el Capítulo 3.

Se comparan económicamente el proceso quesero tradicional y un proceso modificado que incluye ultrafiltración y adición de caseína mediante un simulador desarrollado originalmente para determinar los casos y las condiciones de proceso para los que la modificación es atractiva. Se estudiará el efecto de la escala de proceso en un caso selecto y la influencia relativa de algunos parámetros importantes sobre la rentabilidad global. Posteriormente se buscará obtener expresiones simplificadas que conserven la información básica del comportamiento económico en función de los principales parámetros que pudieran afectar a la economía de la reconversión y una comparación entre los pesos relativos de éstos. De esta forma se busca desarrollar un conjunto de herramientas simples para evaluar la inversión necesaria del cambio hacia una tecnología más limpia en la industria quesera y de las condiciones bajo las que este costo puede ser más bien un beneficio.

A pesar de las importaciones cuantiosas de leche en el país, la industria quesera mexicana tiene presencia en el ámbito nacional, especialmente en el mercado de los quesos no madurados. Existe una composición bien definida para un gran número de quesos, la cual debe ser respetada por los productores. En la tabla 4.1 se presentan algunos de los quesos más importantes y su composición, así como la composición de la leche fresca.

TABLA 5-1  
COMPOSICION REPORTADA DE LECHE Y ALGUNOS  
QUESOS RECONOCIDOS INTERNACIONALMENTE

NOMBRE	REF	%AGUA	%GRASA	%PROT	%CARBOH	%SALES
LECHE	D	87.5	3.5	3.3	5	0.7
BEL PAESE	A	40.8	31	26	0.2	2
BRIE	A	47.1	28.5	22.5	0.2	1.7
COTTAGE	A	78	4.5	12.5	3.5	1.5
EDAM	A	45.2	25	27	1.2	1.6
EMMENTAL	A	36.9	31	29	1.4	1.7
FETA	A	56	23	15.5	1.5	4
GORGONZOLA	A	44	32.5	20.5	1	2
GOUDA	A	37	30.9	27	1	4.1
GRUYERE	A	32.8	32.5	29.5	1	4.2
MANCHEGO	A	33.9	34.5	26.5	1.1	4
PARMESANO	A	30.5	27	35.5	1.2	5.8
QUARG	A	76	6	13.6	3.5	0.9
ROQUEFORT	A	40	31	22	1	6

TABLA 5-1 (CONTINUACION)

NOMBRE	REF	%AGUA	%GRASA	%PROT	%CARBOH	%SALES
BLUE MOLD	B	42.41	28.74	21.4	2.34	5.11
BRICK	B	41.11	29.68	23.24	2.79	3.18
CAMEMBERT	B	51.8	24.26	19.8	0.46	3.68
CHEDDAR	B	36.75	33.14	24.9	1.28	3.93
CREMA	B	53.75	34.87	7.55	2.6	1.23
LIMBURGER	B	48.42	27.25	20.05	0.49	3.79
MOZZARELLA	B	54.14	21.6	19.42	2.22	2.62
SUIZO	B	37.21	25.45	28.43	3.38	5.53
RICOTTA	B	71.7	12.98	11.26	3.04	1.02
Q. FRESCO	C	79	7.5	8.5	4	1
PB Y CE (*)	C	50	24	20	4	2
PB Y CL (*)	C	50	24	20	4	2
PPNC(+)	C	40	24	28	3	5
PPC(++)	C	35	28	29	2.5	5.5
C/MOHO	C	40	32	21	1.8	5.2

Referencias: A=(45), B=(358), C=(83), D=(12)

Notas: (\*) se refiere a dos tipos de queso que tienen la misma composición macro; los de pasta blanda y corteza enmohecida y los de pasta blanda y corteza lavada. (+) se refiere a los quesos de pasta prensada no cocida. (++) se refiere a los quesos de pasta prensada cocida.

Partiendo de que los procesos queseros con una ligera o inexistente maduración son susceptibles de ser modificados, como se vió en el Capítulo 3, el presente Capítulo está dedicado a definir el entorno de condiciones bajo las cuales es posible modificar el proceso de ésta manera y a evaluar la repercusión económica global de dicha modificación, incluyendo el aspecto de costos por disposición de efluentes.

La modificación considerada contempla la ultrafiltración de leche y eventual adición de caseína antes del proceso quesero.

Se sabe que técnicamente es posible concentrar la leche a nivel industrial por ultrafiltración hasta por un factor de 7 (este factor, conocido como factor de concentración y denominado XUF, se define como el cociente del peso de la leche entrante entre el peso de la leche concentrada por ultrafiltración) y que la presencia de proteínas de lactosuero y el aumento de la cantidad de carbohidratos fermentables en la cuajada, producidos por la concentración de la leche, tiende a alterar los patrones de maduración del producto y con ello algunas de sus propiedades (189). La literatura reporta aplicaciones exitosas de la ultrafiltración en quesos de pH bajos (4.6-4.8), de altos contenidos de humedad y que no dependan fuertemente de la proteólisis para desarrollar su aroma y sabor, ya que es en éstos donde se interfiere menos con las microtransformaciones del proceso (193).

Considerando todo lo anterior y después de revisar un buen número de estudios al respecto (193), (189), (107), (18), (285), (125), (51), (122), (172), (110), (111), (312), (276), (147), (231), (38), (283), (83) y de consultar criterios heurísticos, se adoptaron en este trabajo los siguientes

requisitos para seleccionar los tipos de queso viables y para definir los límites de ultrafiltración y adición de caseína en el proceso modificado propuesto:

- a) Se consideraron como quesos susceptibles de ser procesados sin problemas de modo no tradicional, aquellos cuyo contenido de agua en el producto final fuese mayor o igual al 50% en peso.
- b) Para los quesos indicados en el punto anterior, se estableció como límite máximo de ultrafiltración, la condición de alcanzar un factor de concentración igual a 5 o bien un contenido de proteínas de lactosuero equivalente al 20% de la fracción proteica total.

La limitación de 5 para el factor de concentración es con el fin de asegurar la viabilidad técnica y reducir los problemas por obstrucciones y bajos flujos que pudieran presentarse, y las limitaciones al contenido de proteínas de lactosuero son para prevenir problemas derivados de las alteraciones en las propiedades sensoriales del producto, que pueden aparecer cuando se excede el límite indicado.

Aplicando estos criterios a los quesos de la tabla 5.1 se definió la lista de quesos de interés y los límites permisibles de ultrafiltración (tabla 5-2).

TABLA 5-2  
QUESOS DE INTERES Y LIMITES DE OPERACION RESPECTO DE LA  
ULTRAFILTRACION  
SEGUN LOS CRITERIOS ESTABLECIDOS EN ESTE ESTUDIO

QUESO TIPO	XLI M	% PROT LS EN PROTEINA DEL QUESO	QUESO TIPO	XLI M	% PROT LS EN PROTEINA DEL QUESO
CAMEMBERT	5	10.13	COTTAGE	3.7	20
CREMA	5	16.96	FETA	5	13.30
MOZZARELLA	5	10.98	RICOTTA	4	20
Q. FRESCO	2.6	20	PASTA BLANDA	5	9.73
QUARG	4.1	20			

Con respecto a la adición de caseína, ocurre que en los países de mayor tradición quesera se clasifica a los productos obtenidos por adición de caseína como análogos de quesos, para diferenciarlos de los quesos "auténticos", los cuales deben provenir del proceso tradicional para ser considerados como tales. No obstante, en otros países se considera aceptable la adición de caseína dentro de ciertos límites, porque permite obtener un producto más barato sin demérito de su valor nutricional. Así, en determinados países de la Unión Europea (EU), se ha autorizado desde 1980 el uso de caseína hasta 5 g de proteína por litro de leche, para quesos que no tengan denominación de origen (83).

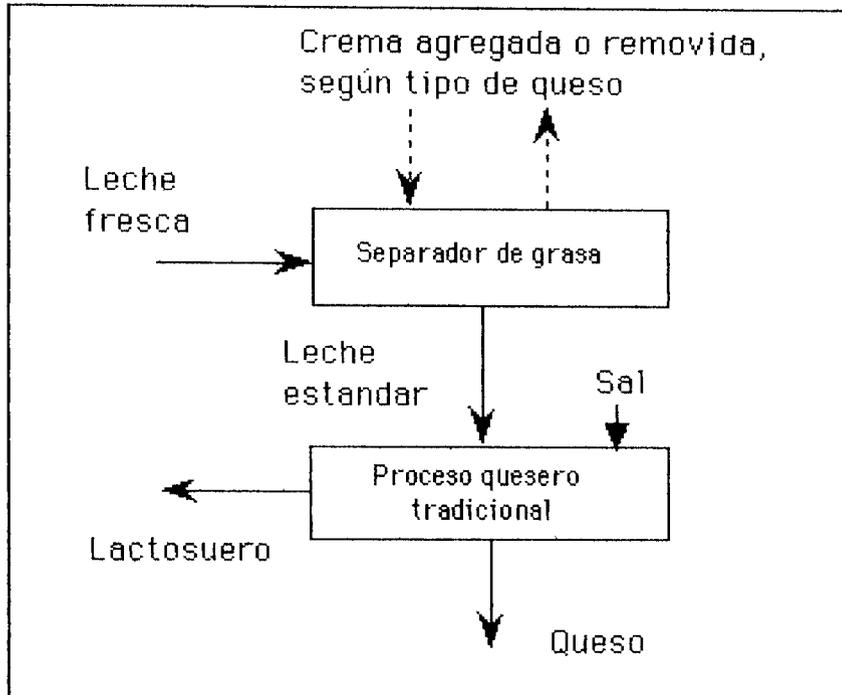


FIGURA 5-1  
PROCESO QUESERO TRADICIONAL

En México, parece ser que no existe un límite legal para la adición de caseína. Las principales limitaciones son técnicas y se derivan de dificultades de operación por inconveniencias en solubilidad y viscosidad, las cuales están en función de la temperatura, el pH, el tipo de caseína o caseinato agregado, la concentración presente de sales y la concentración de caseína (183). Comercialmente se han desarrollado diversas formulaciones, cada una de las cuales posee un conjunto de instrucciones particulares de uso. La que se consideró en este estudio por razones de accesibilidad de información, se conoce comercialmente como ALANATE 391 (caseinato de calcio dispersable), cuya composición es: Proteína (caseína) 90.7%, Sales 3.8%, Agua 3.7%, Grasa 1.4% y Lactosa 0.4%, a la cual se hará referencia en el resto de este trabajo como CC. Considerando que la norma de la EU pudiera ser muy estricta para el caso mexicano, se estableció en este estudio un límite máximo de adición de CC de 2 kg. por 100 kg. de leche fresca, cantidad que se encuentra ampliamente avalada por la práctica industrial.

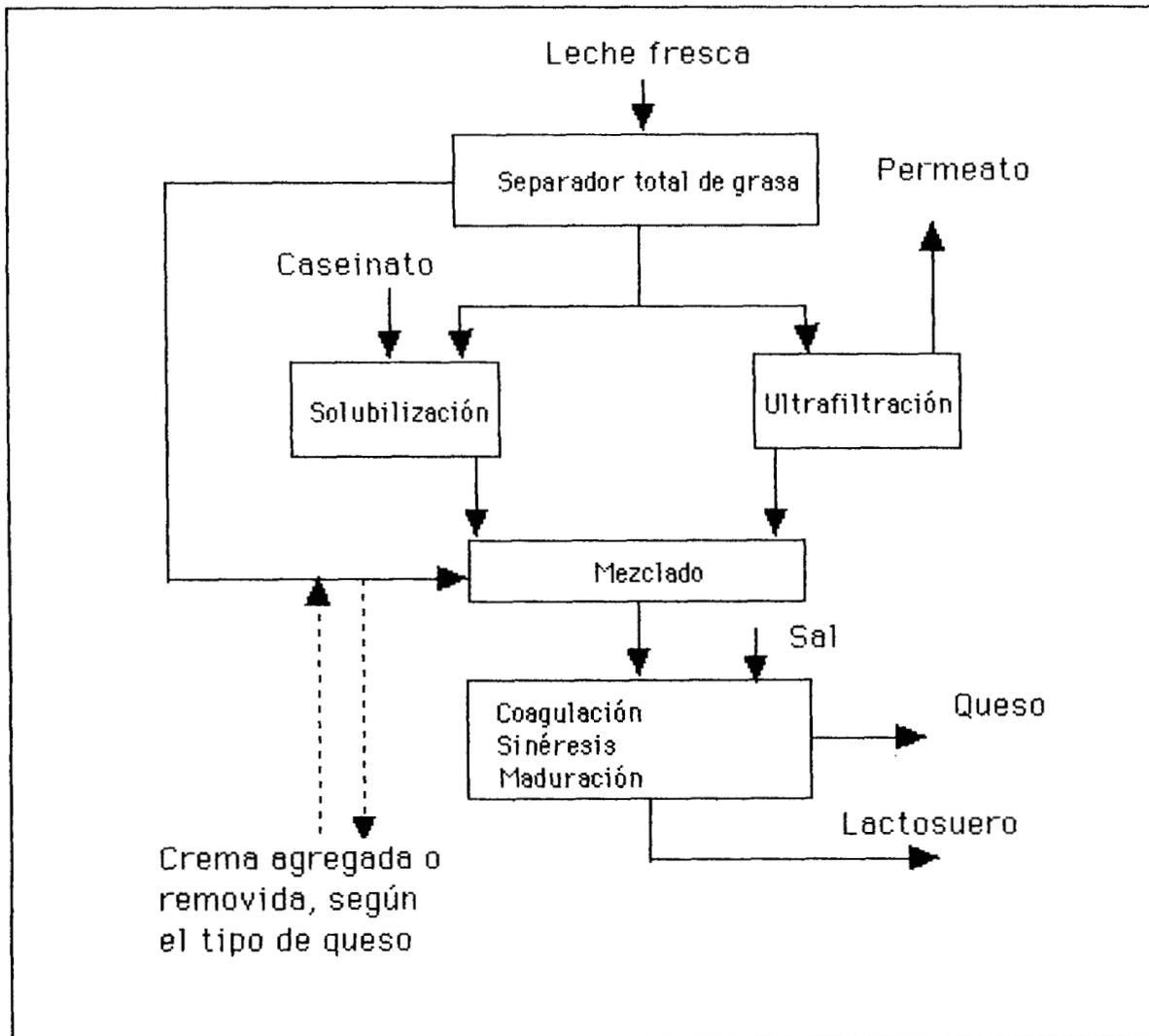


FIGURA 5-2  
PROCESO MODIFICADO POR ULTRAFILTRACION Y ADICION DE CASEINA

En la modelación hecha de los procesos queseros se consideraron válidas las siguientes condiciones:

- a) Se usó una composición única de leche, la cual está reportada como típica en la literatura (ver tabla 5.1).
- b) En la leche fresca, el 78% del total de proteínas son caseínas (265).
- c) La composición de cada tipo de queso es fija y única, y corresponde a la reportada en la literatura ((ver tabla 5-1).

- d) La crema contiene 40% de grasa en leche desengrasada.
- e) Para tomar en cuenta la situación muy común en la práctica, de que por diversas razones una pequeña fracción de caseína y otra de grasa no son aprovechadas en el queso sino que se pierden durante el proceso de fabricación, se ha modificado la composición original de la leche a otra en donde las cantidades de componentes que se pierden han sido restadas de la composición original. Se asumió conforme a la literatura, una pérdida del 8% de la grasa y de 0.1 Kg. en 100 Kg. de leche, de la caseína presente en la leche originalmente (46), (184), (12), (265).
- f) La grasa y caseína son insolubles en agua después de la coagulación.
- g) Las proteínas totales de la leche se pueden dividir en dos grupos; uno de ellos conteniendo caseína y el otro conteniendo una mezcla de proteínas, a las cuales se les llamará proteínas de lactosuero.
- h) Las proteínas de lactosuero, lactosa y sales se encuentran disueltas en agua después de la coagulación de la caseína, formando el llamado lactosuero tradicional.
- i) La estructura sólida del coágulo está formada por caseína. En esta estructura está la grasa como emulsión atrapada y el líquido presente es lactosuero. Los poros del coágulo son menores que el tamaño de las partículas de grasa.
- j) La membrana de ultrafiltración retiene totalmente la caseína, grasa y proteínas de lactosuero, mientras que el resto de los componentes considerados (agua, lactosa y sales) pasan libremente por sus poros.
- k) Debido a que los ciclos de operación en la ultrafiltración son cortos y con lapsos frecuentes de limpieza, se decidió simular la operación usando flujos de permeato promedio constantes durante el ciclo, cuyos valores fueron caracterizados experimentalmente por otros autores para la membrana usada (Tabla A4.2-2 del Apéndice E).

El diagrama de flujo que corresponde al proceso modificado se muestra en la figura 5-2. Como se indica en él, la leche entrante es completamente descremada y distribuida en dos corrientes; por una de las corrientes la leche descremada se concentra por ultrafiltración hasta un grado que será definido en función de la rentabilidad óptima del proceso. La otra corriente de leche descremada se mezcla con un caseinato soluble de modo que a la salida del solubilizador la corriente contiene 10% de caseinato (este límite se debe a la capacidad de disolución del caseinato). Ambas corrientes de leche, una ultrafiltrada y otra saturada de caseína se mezclan con la cantidad de crema (40% de grasa en leche descremada) que sea necesaria para dar la relación grasa/proteína requerida por el tipo de queso que se vaya a elaborar. Esta mezcla estandarizada es procesada en el equipo quesero convencional y produce un queso de baja sinéresis y rendimiento extendido respecto del proceso tradicional.

Como resultado de la ultrafiltración, se obtiene una corriente de permeato, libre de grasa y proteínas, con especificaciones de proceso y alta pureza.

Se escribió un programa de cómputo para realizar los balances de masa requeridos en los procesos tradicional y modificado. Para poder realizar la comparación económica el programa fue provisto de ecuaciones económicas para estimar la diferencia de rentabilidades entre los procesos. El citado programa se presenta en el Apéndice C.

Los parámetros manejados por el simulador se pueden agrupar de la siguiente manera:

a) Datos de balances de masa (como cantidades de queso, crema, lactosuero y permeato). Estos se obtienen de la solución a los balances de masa en los diagramas mostrados en las figuras 5-1 y 5-2.

b) Factores empíricos (como tasas de depreciación de inversión, tasas de impuestos y otros factores de ponderación).

Se asignaron valores típicos, tomados de la literatura y de la heurística. Véase tabla 5-3.

c) Precios de mercado (como precios de tratamiento de efluentes no vendidos, precios de equipos de ultrafiltración, membranas, productos químicos de limpieza, precios de queso, crema, lactosuero y permeato). Se recurrió a la heurística. Además se consultaron publicaciones técnicas especializadas, como Lacteos y Cárnicos Mexicanos, Alimentos Procesados, Industria Alimentaria, así como folletos técnicos de vendedores de equipos de ultrafiltración. Se contó también con información de origen internacional proveniente del Center for Dairy Research, de la Universidad de Wisconsin, del Dairy Market Statistics y el Farm Reporter, del US Department of Agriculture, así como listas de precios aparecidas en The Cheese Reporter (16), publicación oficial de diversas asociaciones queseras norteamericanas, e información de carácter confidencial (291).

Los valores que aparecen en la tabla 5-4 son algunos de los resultados de esta compilación de datos.

d) Especificaciones del equipo UF y sus necesidades (como consumo eléctrico del equipo de ultrafiltración y mano de obra requerida).

Las necesidades del equipo de ultrafiltración hubieron de ser precisadas a partir de otros estudios. En el Apéndice E se presenta la información técnica que sirvió de base para obtener los datos utilizados en la simulación. Los costos de mano de obra se calcularon sobre la base de un salario mensual de N\$2,000 y los de consumo eléctrico sobre la tarifa mexicana vigente en 1993 de 0.138 N\$/kilowatt-hora (19).

e) Parámetros a manipular (como escalas a considerar en el proceso, cantidades de caseína agregada y concentración de la leche después de la ultrafiltración).

Estos valores se eligieron en forma arbitraria pero razonable, a fin de apreciar el comportamiento económico del proceso modificado respecto del tradicional bajo diferentes condiciones de interés. Se consideraron tres escalas de proceso, con 5,000 kg./día de leche fresca (escala 1), 30,000 (escala 2) y 100,000 (escala 3). Para el factor de concentración XUF se ensayaron valores de 2, 3, 4 y 5. Las cantidades de caseína agregada que se ensayaron fueron las correspondientes a la adición de 0, 0.5, 1, 1.5 y 2 kg. de la formulación de caseinato de calcio estudiada por cada 100 kg. de leche fresca.

TABLA 5-3  
VALORES DE LOS FACTORES DE PONDERACION USADOS EN  
LAS ECUACIONES ECONOMICAS

PARAMETRO	SIGNIFICADO	VALOR ASIGNADO	REF
a	Factor sobre la inversión para considerar regalías, mantenimiento, seguros, etcétera	0.05	E-1
e	Factor de depreciación de la inversión para fines contables	0.1	E-1
t	Tasa de impuestos	0.5	E-1
dep	Factor de depreciación de la inversión para fines de impuestos	0.1	E-1

E-1 = Dr. Arturo Jiménez Gutiérrez, I.T. de Celaya

TABLA 5-4  
PRECIOS DIVERSOS EMPLEADOS EN EL SIMULADOR

ITEM	N\$/KG	REF
CREMA	4.125	F-1, F-3
LACTOSUERO	0.3	F-1, F-3
PERMEATO	0.1	F-1, F-3
QUESO FRESCO	4.65	F-1, F-3
COTTAGE	5.15	F-5
QUARG	6.20	F-1, F-3
RICOTTA	6.20	F-2
TIPO PASTA BLANDA	11.35	F-1, F-3
MOZZARELLA	12.90	F-1, F-3
CREMA	7.0	F-1, F-3
FETA	8.78	F-1, F-3
CAMEMBERT	10.56	F-1, F-3
TRATAMIENTO POR DISPOSICION DE LACTOSUERO/PERMEATO	0.02	F-4

F-1 = The Cheese Reporter

F-2= Ing. Francisco Lémus, San Miguel de Allende, Gto.

F-3= Dr. Sergio Revah M. UAM-I

F-4= Dr. Dale F. Rudd, U. de Wisconsin

Dado que se asume que el proceso tradicional ya existe, se calcula la diferencial de inversiones y la diferencial de utilidades netas, y estas dos cantidades se relacionan de la misma forma que se construye la tasa de retorno de la inversión ( $ROI=P/I$ ) obteniendo un indicador diferencial

proceso tradicional. Si  $DROI > 0$  la economía favorece a la modificación, tanto más cuanto mayor sea el valor positivo de DROI.

El mínimo valor atractivo de DROI debe ser mayor que el mínimo valor atractivo de ROI, el cual fué establecido en el Capítulo anterior como 0.1. De conformidad con heurísticas de este campo, se estableció el mínimo valor atractivo para DROI en 1993 como 0.15.

En el Apéndice E se presenta en detalle el marco económico del simulador y la información de campo que sirvió de base para estimar el comportamiento físico del equipo de ultrafiltración. El listado del simulador se muestra en el Apéndice C.

Fué necesario establecer un marco económico de referencia para el simulador, el cual se constituyó por los datos de las tablas 5-3 y 5-4, así como por valores de demanda de lactosuero y permeato.

La demanda de lactosuero en la mayoría de los casos es escasa y sujeta a factores de mercado, por lo que se decidió establecerla como cero en el marco económico base.

El permeato es un producto nuevo en México (porque no se produce hasta ahora), pero con muchas aplicaciones potenciales en el área de alimentos y otros. Optimistamente se decidió establecer su demanda en el marco económico base como 0.95. De este modo quedó definido un escenario económico denominado en lo sucesivo como escenario O.

Corriendo el simulador en el marco del escenario O, a las distintas escalas estudiadas y a las distintas condiciones de ultrafiltración y adición de caseína que cada queso en particular permitía, fué posible generar un conjunto de valores de DROI, cuyo análisis permitió determinar las mejores condiciones de proceso para cada caso (los valores completos se presentan en las tablas del Apéndice F). En la tabla 5-5 se muestra el conjunto de condiciones correspondientes al mejor DROI de cada caso.

TABLA 5-5  
CONDICIONES CORRESPONDIENTES AL MEJOR DROI DEL ESCENARIO O

QUESO Y ESCALA	SIN ADICION DE CASEINA	CON ADICION DE CASEINA	
	CONDICIONES DE PROCESO (XUF)	CONDICIONES DE PROCESO (XUF)	CONDICIONES DE PROCESO (CC)
CAMEMBERT ESC 1	3	3	1.5
ESC 2	4	4	0.5
ESC 3	3	3	2
COTTAGE ESC 1	3	3	2
ESC 2	3	3	2
ESC 3	3	3	2
CREMA ESC 1	3	3	2
ESC 2	4	4	0.5
ESC 3	3	2	2
FETA ESC 1	3	3	2
ESC 2	5	4	0.5
ESC 3	3	3	2
MOZZARELLA ESC 1	5	2	2

ESC 2	5	5	0
ESC 3	3	2	2
Q. FRESCO ESC 1	2	2	2
ESC 2	2	2	2
ESC 3	2	2	2
QUARG ESC 1	4	4	0
ESC 2	4	4	0.5
ESC 3	4	3	2
P. BLANDA ESC 1	3	2	2
ESC 2	4	2	2
ESC 3	3	2	2
RICOTTA ESC 1	4	4	0
ESC 2	4	4	0.5
ESC 3	4	3	2

Una discusión sobre los resultados anteriores se da a continuación.

En el proceso tradicional cada queso genera diferente cantidad de lactosuero (tabla 5-6).

En un proceso reconvertido, la adición de caseína no implica más costo que el caseinato gastado, ya que no es preciso comprar equipo especial para la operación. Su efecto en el proceso es extender el grado de recuperación de los componentes de la leche en el producto, ya que la caseína constituye el ingrediente limitante de formación del queso y de este modo se reduce en alguna medida (aunque no considerablemente) la cantidad de lactosuero generado durante la sinéresis y se aumenta el rendimiento quesero. Adicionar caseína implica también reducir las cantidades de leche a ultrafiltrar, con lo que los costos de ultrafiltración se reducen.

Por su parte, la ultrafiltración concentra las proteínas de la leche y separa una fracción importante del agua, lactosa y sales excedentes, que de otra manera se hubiesen incorporado a la corriente residual y hubiesen deteriorado su pureza por adición de toda clase de elementos sobrantes e indeseables (microorganismos, enzimas, fagos, etc) que el proceso desecha hacia esta corriente denominada lactosuero.

En cambio, recuperados por ultrafiltración los componentes del permeato tienen una excelente calidad bacteriológica y composición definida. Prácticamente carecen de impurezas y son susceptibles de aplicaciones en alimentos, farmacia, procesos biotecnológicos, etc.

Al separar el permeato de la leche original, la ultrafiltración permite que durante la cuajada una mayor proporción de proteínas quede retenida, resultando así en un rendimiento quesero extendido y en una operación de baja sinéresis.

La adición de caseína y la ultrafiltración compiten económicamente por llevarse una mayor proporción de la leche fresca alimentada, y dado que el proceso reconvertido paga los costos de tratamiento de sus efluentes no vendidos, la conveniencia económica no siempre aconseja utilizar al máximo la adición de caseína, como puede verse en la tabla 5-5.

Con respecto a la inversión de reconversión, esta no depende del tipo de queso producido sino sólo de las condiciones de proceso. Los datos de la tabla 5-7 reflejan el hecho de que para lograr mayores grados de concentración se requiere usar mayores presiones y los equipos necesarios son más costosos. Asimismo, el incremento de inversión con la escala es el resultado de utilizar equipos de ultrafiltración apropiados para la cantidad de leche a procesar. La disminución de la inversión con la cantidad de caseína agregada se debe a que la corriente a ultrafiltrar se reduce cuando se adiciona caseína, por la existencia de una corriente de leche para dilución del caseinato, la cual no pasa por ultrafiltración (figura 5-2).

En la economía global del proceso también compiten las corrientes de lactosuero y permeato con sus cantidades, precios y demandas. Para considerar una diversidad de condiciones económicas que una quesería reconvertida podría tener, se consideró conveniente extender el análisis a un conjunto de escenarios en donde se contemplaran situaciones menos favorables a la recuperación que el escenario O, con variación de un solo parámetro a la vez. El conjunto de escenarios considerados se muestra en la tabla 5-8.

TABLA 5-6  
RESULTADOS DE LA SIMULACION (BALANCES DE MASA) PARA EL PROCESO  
QUESERO TRADICIONAL (DATOS PARA 100 KG DE LECHE FRESCA)

NOMBRE QUESO	KG LACTOSUERO TRADICIONAL	KG. QUESO	KG. CREMA SOBRANTE	% LACTOSA EN LACTOSUERO
MOZZARELLA	85.78	12.96	1.05	5.33
COTTAGE	73.70	20.12	5.79	5.32
FETA	84.82	16.61	-1.50	5.33
QUARG	75.79	18.45	5.28	5.32
CAMEMBERT	86.65	12.75	0.32	5.32
CREMA	86.47	40.79	-27.51	5.32
RICOTTA	75.81	23.12	0.55	5.33
Q. FRESCO	66.25	31.10	2.22	5.33
PASTA BLANDA	86.88	12.59	0.49	5.32
BEL PAESE	89.36	9.60	0.61	5.33
BRIE	88.22	11.18	0.08	5.33
EDAM	88.12	9.16	2.33	5.32
EMMENTAL	89.71	8.55	1.43	5.32
GORGONZOLA	89.25	12.44	-2.06	5.32
GOUDA	89.72	9.21	0.93	5.33
SUIZO	88.98	8.66	2.54	5.33
PPNC(*)	88.53	8.79	2.78	5.32
BRICK	89.14	10.80	0.04	5.32
CHEDDAR	90.13	10.08	-0.30	5.33
LIMBURGER	87.68	12.64	-0.56	5.32
ROQUEFORT	89.49	11.48	-0.85	5.32
BLUE MOLD	88.81	11.78	-0.42	5.33
MANCHEGO	90.54	9.44	-0.09	5.32
PARMESANO	89.68	6.87	3.41	5.32
PPC(**)	89.51	8.50	2.10	5.32
C/MOHO	89.68	12.09	-1.62	5.32
GRUYERE	90.25	8.40	1.22	5.32

(\*)=Pasta prensada no cocida      (\*\*)=Pasta prensada cocida

TABLA 5-7  
INVERSION DE RECONVERSION EN MILES DE N\$ DE 1993 PARA QUESO DE CUALQUIER TIPO

X=2	CC=0.0	CC=0.5	CC=1.0	CC=1.5	CC=2.0
ESC 1	202.75	192.17	181.24	170.66	159.73
ESC 2	543.51	520.30	496.83	473.63	450.16
ESC 3	1114.32	1062.55	1010.26	958.48	906.45
X=3					
ESC 1	319.83	307.84	290.54	273.62	256.69
ESC 2	806.72	770.25	733.53	697.05	660.58
ESC 3	1699.17	1618.31	1536.95	1456.10	1347.74
X=4					
ESC 1	376.19	361.15	346.10	331.05	316.00
ESC 2	875.59	835.81	795.76	755.97	715.93
ESC 3	2074.10	1974.63	1874.39	1774.91	1674.94
X=5					
ESC 1	436.89	418.79	400.68	382.83	364.72
ESC 2	1037.30	989.60	941.40	893.70	845.50
ESC 3	2478.87	2359.51	2238.86	2119.50	1998.86

TABLA 5-8  
ESCENARIOS ECONOMICOS

ESCENARIO	CONDICIONES
O	- Toda la producción de queso y crema se vende. - Los precios de venta de queso, crema, lactosuero y permeato así como los costos de disposición de efluentes son los mostrados en la tabla 5.4 (valores normales). - El factor de demanda del permeato es de $F_p = 0.95$ - El factor de demanda del lactosuero es de $F_L = 0.0$
A	Igual al escenario O, excepto que los precios de queso y crema son 20% menores que los normales
B	Igual al escenario O, excepto que los costos de disposición de efluentes no vendidos son 20% mayores que los normales
C	Igual al escenario O, excepto que el precio del permeato es 20% mas bajo que el normal
D-1	Igual al escenario O, excepto que el factor de demanda del permeato es 0.50
D-2	Igual al escenario O, excepto que el factor de demanda del permeato es 0.0
E-1	Igual al escenario O, excepto que el factor de demanda del lactosuero es 0.50
E-2	Igual al escenario O, excepto que el factor de demanda del lactosuero es 0.95

Los rubros sujetos a variación en estos escenarios fueron los siguientes:

- Precios (en conjunto) de queso y crema
- Precio de permeato
- Costo del tratamiento de efluentes desechados
- Demanda de lactosuero
- Demanda de permeato

En el caso de los precios de queso y crema, se consideró el precio normal de estos y una baja conjunta del 20%. Para el permeato se analizó su precio normal y un decremento del 20%; para el lactosuero se ensayaron su precio normal y un aumento del 20%. Se consideró el costo normal del tratamiento de efluentes y un incremento del 20% en el mismo. En cuanto a las demandas de lactosuero y permeato, dada la amplitud de las posibilidades entre una quesería y otra, se tomaron valores de demanda de 0, 0.50 y 0.95.

El conjunto de escenarios del O al E, constituyen marcos económicos hipotéticos (aunque posibles) dentro de los cuales se calculó la ventaja económica de la reconversión en términos de DROI. Los resultados completos se presentan en el Apéndice F.

Se consideró sin embargo, que dentro de estas posibilidades estudiadas se encuentran la mayoría de las condiciones reales de las queserías mexicanas que son susceptibles a la reconversión. Si bien el escenario O es el escenario al que seguramente accederían las queserías reconvertidas una vez que el permeato tuviese el mercado suficiente, se estimó más realista asumir en un principio unas condiciones como las del escenario E-1, en donde se reconoce que aunque insuficiente, existe una demanda local por el lactosuero. Debido a lo anterior, se seleccionaron de entre un conjunto de resultados, los valores de DROI correspondientes al escenario E-1, para cada tipo de queso y escala, calculados a las mejores condiciones de proceso obtenidas para el escenario O (de este modo, los valores de DROI presentados son comparables con los mejores del escenario O, ya que comparten las mismas condiciones de proceso). Los resultados se presentan en la tabla 5-9.

TABLA 5-9  
 VALORES DE DROI EN EL ESCENARIO E-1, A LAS MEJORES  
 CONDICIONES OBTENIDAS PARA EL ESCENARIO O.

QUESO Y ESCALA	VALOR	
	SIN CASEINA	DROI CON CASEINA
CAMEMBERT ESCALA 1	-0.025	0.0403
ESCALA 2	-0.0709	-0.0078
ESCALA 3	-0.0099	0.3643
COTTAGE ESCALA 1	0.1212	0.1102
ESCALA 2	0.3866	0.3664
ESCALA 3	0.5403	0.5619
CREMA ESCALA 1	0.2506	0.3536
ESCALA 2	0.7024	0.7545
ESCALA 3	1.0277	1.8747
FETA ESCALA 1	0.0254	0.1019
ESCALA 2	0.1055	0.1597
ESCALA 3	0.1797	0.5310
MOZZARELLA ESCALA 1	-0.0140	0.1228
ESCALA 2	0.1394	0.1394
ESCALA 3	0.2021	0.6089
QUESO FRESCO ESCALA 1	0.3186	0.2841
ESCALA 2	0.8300	0.7814
ESCALA 3	1.3790	1.2618
QUARG ESCALA 1	0.1385	0.1385
ESCALA 2	0.5326	0.5265
ESCALA 3	0.6026	0.6130
P. BLANDA ESCALA 1	-0.0196	0.0465
ESCALA 2	-0.0531	0.0102
ESCALA 3	0.0102	0.4276
RICOTTA ESCALA 1	0.1920	0.1920
ESCALA 2	0.6706	0.6624
ESCALA 3	0.7967	0.8441

Analizando los datos de inversión presentados en la tabla 5-7 se puede ver que la adición de caseína reduce siempre la inversión requerida, y que adicionada hasta su límite de 2 kg de caseinato por 100 kg de leche fresca, reduce las inversiones en equipo de ultrafiltración en alrededor de 20%. También es observable que existe un comportamiento no lineal entre la inversión y la escala de proceso, y entre la inversión y el grado de concentración de leche. A partir de los valores de DROI de la tabla 5-9 es posible agrupar los tipos de quesos estudiados como se muestra a continuación:

a) Grupo de baja rentabilidad, formado por los quesos Camembert y Pasta Blanda. Ambos quesos tienen un comportamiento muy similar con o sin adición de caseína. La adición de caseína tiene una influencia especialmente importante en la escala 3, donde gracias a ella es posible alcanzar la rentabilidad económica.

b) Grupo de rentabilidad moderada (Feta, Mozzarella). Estos quesos también presentan un comportamiento muy cercano entre sí, para los casos con y sin adición de caseína. Su rendimiento económico es superior a los del grupo anterior, ya que la rentabilidad económica se da aproximadamente a partir de la escala 2. La adición de caseína a la escala 2 no promueve mejoras para el queso mozzarella.

c) Grupo de rentabilidad media. En éste se encuentran Cottage y Quarg. La rentabilidad inicia un poco más arriba de la escala 1. La adición de caseína en este grupo no tiene efecto significativo en el valor de DROI, pero sí lo tiene en la inversión, la cual se reduce de manera importante con dicha adición.

d) Grupo de alta rentabilidad. Para los quesos de este grupo (Crema y Ricotta) se observa rentabilidad económica a las tres escalas y un efecto poco significativo en el valor de DROI por adición de caseína a la escala 2. Arriba de esta escala, el queso Crema parece beneficiarse más que el Ricotta por la caseína agregada.

e) Grupo de muy alta rentabilidad. Por su excepcionalmente alta rentabilidad, el Queso Fresco es considerado aparte de los demás quesos. Para este caso, la adición de caseína reduce los valores de DROI a las tres escalas, aunque también reduce significativamente las inversiones requeridas.

Lo anterior pone de manifiesto que si bien la adición de caseína reduce las inversiones requeridas por la ultrafiltración, ello no necesariamente mejora la rentabilidad del proceso. La caseína adicionada en queso fresco fué desventajosa respecto al DROI, mientras que en feta, mozzarella y otros resultó benéfica y en quarg prácticamente no tuvo efecto.

Por medio de la información anterior es posible jerarquizar los tipos de quesos elegibles en función de su potencial económico de reconversión, así como el grado de conveniencia de adicionar caseína. La selección del queso y la escala más conveniente depende también de factores como la cantidad de dinero disponible para invertir, la demanda de mercado para cada queso viable y el tipo de instalación existente operando por el proceso tradicional.

En las figuras 5-3 y 5-4 se muestran los méritos de algunos de los quesos mejor calificados.

DROI VS ESCALA PARA LOS TRES PROCESOS MAS ATRACTIVOS  
 EN EL ESCENARIO E-1, A LAS MEJORES CONDICIONES  
 OBTENIDAS PARA EL ESCENARIO O  
 SIN ADICION DE CASEINA

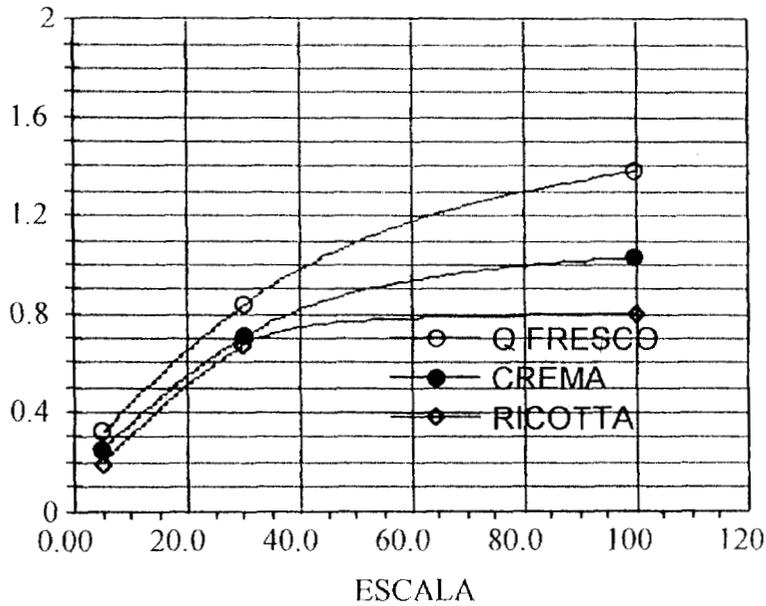


FIGURA 5-3  
 DROI VS ESCALA PARA LOS TRES QUESOS MAS ATRACTIVOS SIN ADICION DE  
 CASEINA

DROI VS ESCALA PARA LOS TRES PROCESOS MAS ATRACTIVOS  
 EN EL ESCENARIO E-1, A LAS MEJORES CONDICIONES  
 OBTENIDAS PARA EL ESCENARIO O  
 CON ADICION DE CASEINA

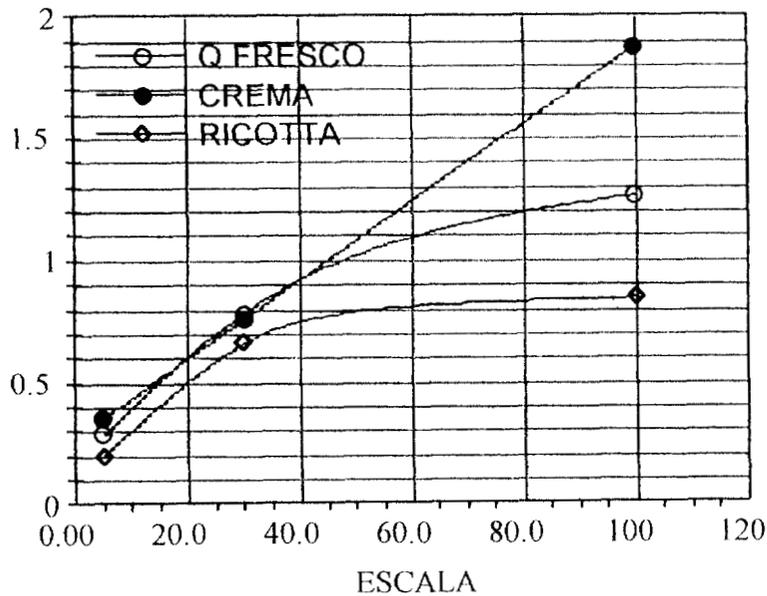


FIGURA 5-4  
 DROI VS ESCALA PARA LOS TRES QUESOS MAS ATRACTIVOS CON ADICION DE  
 CASEINA.

Para extender más el análisis de la economía del proceso reconvertido, fué preciso elegir un queso en particular como caso de interés. Se decidió estudiar como ejemplo el queso crema, el cual fué uno de los prospectos de reconversión más interesantes.

Primeramente, la inversión de reconversión, que es común para todos los quesos (tabla 5-7) fué reducida a ecuaciones empíricas, con ayuda de un paquete computacional de ajuste de datos (Kaleidagraph), obteniéndose discrepancias inferiores a 5% respecto de los datos originales. Las ecuaciones empíricas obtenidas fueron las siguientes:

$$I=A +B*X+C*X^2$$

en donde

$$A=a_1 + a_2*CC$$

$$B=b_1 + b_2*CC$$

$$C=c_1 + c_2*CC$$

y a su vez

$$a_1=-146.278-15*ESC+0.0528*ESC^2$$

$$a_2=15.9+1.147*ESC-0.00146*ESC^2$$

$$b_1=162.46+18.466*ESC-0.0716*ESC^2$$

$$b_2=-19.86-1.2857*ESC+0.00159*ESC^2$$

$$c_1=-14.3-2.1447*ESC+0.011*ESC^2$$

$$c_2=2.46278+0.1152*ESC-0.0001*ESC^2$$

para I= Inversión de reconversión en miles de N\$ de 1993

XUF= Grado de concentración por ultrafiltración

CC= kg de caseinato agregado por 100 kg de leche fresca

ESC= escala en miles de kg/día de leche fresca

En el caso de la rentabilidad, ésta no pudo reducirse a expresiones empíricas simples. No obstante, con los datos obtenidos de la simulación se llevó a cabo un análisis de sensibilidad paramétrica.

De la tabla 5-5 se tiene que para este queso crema, las condiciones a las que se obtiene el mejor DROI son como se muestra en la tabla 5-10:

TABLA 5-10  
 LAS MEJORES CONDICIONES DE OPERACION PARA EL QUESO CREMA  
 EN EL ESCENARIO O.

	SIN CASEINA	CON CASEINA
ESC 1	XUF=3	XUF=3, CC=2
ESC 2	XUF=4	XUF=4, CC=0.5
ESC 3	XUF=3	XUF=2, CC=2

Se seleccionaron del Apéndice F los valores de DROI para el queso crema en los distintos escenarios, a las condiciones de operación de la tabla 5-10 y se presentan en la tabla 5-11.

TABLA 5-11 LOS MEJORES VALORES DE DROI PARA QUESO CREMA, ESCENARIO O

ESCENARIO	ESCALA	VALORES DROI	
		SIN CASEINA	CON CASEINA
O	1	0.3962	0.4107
	2	1.1803	1.1927
	3	1.5756	1.6869
A	1	0.3121	0.3196
	2	0.9319	0.9464
	3	1.2589	1.3555
B	1	0.3928	0.4049
	2	1.1750	1.1864
	3	1.5630	1.6442
C	1	0.3635	0.3782
	2	1.0998	1.1126
	3	1.4527	1.5487
D-1	1	0.3019	0.3167
	2	0.9477	0.9613
	3	1.2205	1.2876
D-2	1	0.1971	0.2122
	2	0.6894	0.7041
	3	0.8261	0.8439
E-1	1	0.2506	0.3536
	2	0.7024	0.7545
	3	1.0277	1.8747
E-2	1	-0.0761	-0.0535
	2	-0.0136	0.0044
	3	-0.2022	-0.1750

En virtud de que la magnitud del cambio en el parámetro modificado es moderada (20%) para los escenarios A, B y C, se asumió linealidad entre el valor de DROI y el valor del parámetro modificado. En el caso de los escenarios D y E, se pudo comprobar que los valores de DROI frente a los del parámetro modificado (escenarios O, D-1, y D-2, así como O, E-1 y E-2) presentaron también un comportamiento aproximadamente lineal. Aplicando estas suposiciones a los datos de la tabla 5-11 se obtuvieron ecuaciones empíricas de la forma  $DROI=a+b \text{ PARAM}^*$  en donde  $\text{PARAM}^*$  es el valor del parámetro que se modificó en un escenario distinto al escenario O. Este valor en la ecuación está normalizado (de modo que para el escenario O vale 1). Las expresiones obtenidas se presentan en la tabla 5-12.

TABLA 5-12  
EXPRESIONES EMPÍRICAS PARA QUESO CREMA  
CASOS SIN CASEINA

ESCENARIOS	ESCALA	SIN CASEINA	CON CASEINA
0-A	1	$DROI=-0.0243+0.4205P^*$	$DROI=-0.0448+0.4555P^*$
O-B	1	$DROI=0.4132-0.017C^*$	$DROI=0.4397-0.029C^*$
O-C	1	$DROI=0.2327+0.1635PP^*$	$DROI=0.2482+0.1625PP^*$
0-D1-D2	1	$DROI=0.1971+0.20958Dem^*$	$DROI=0.21221+0.20895Dem^*$
O-E1-E2	1	$DROI=0.42869-0.49336Del^*$	$DROI=0.46977-0.48172Del^*$
0-A	2	$DROI=-0.0617+1.242P^*$	$DROI=-0.0388+1.2315P^*$
O-B	2	$DROI=1.2068-0.0265C^*$	$DROI=1.2242-0.0315C^*$
O-C	2	$DROI=0.7778+0.4025PP^*$	$DROI=0.70411+0.51432PP^*$
0-D1-D2	2	$DROI=0.6893+0.51673Dem^*$	$DROI=0.70411+0.51432Dem^*$
O-E1-E2	2	$DROI=1.2278-1.2512Del^*$	$DROI=1.2518-1.2439Del^*$
0-A	3	$DROI=-0.0079+1.5835P^*$	$DROI=0.0299+1.657P^*$
O-B	3	$DROI=1.6386-0.063C^*$	$DROI=1.9004-0.2135C^*$
O-C	3	$DROI=0.9611+0.6145PP^*$	$DROI=0.9959+0.691PP^*$
0-D1-D2	3	$DROI=0.8261+0.78894Dem^*$	$DROI=0.84391+0.88737Dem^*$
O-E1-E2	3	$DROI=1.6979-1.8571Del^*$	$DROI=2.0553-1.9168Del^*$

Nota:

$P^*$ = Precio normalizado de queso y crema producidos

$C^*$ = Costo unitario normalizado de disposición de efluentes

$PP^*$ = Precio normalizado de permeato

$Dem^*$ = Demanda de permeato(no normalizada, sino como fracción de la cantidad producida en el proceso reconvertido)

$Del^*$ =Demanda de lactosuero(no normalizada, sino como fracción de la cantidad producida en el proceso tradicional)

El valor absoluto de las pendientes de las rectas en la tabla 5-12, representa el factor de peso con el que cada parámetro afecta al valor de DROI y su signo indica si el parámetro contribuye al incremento o decremento de ROI.

En las figuras 5-5 a la 5-9 se presentan los factores de peso de cada parámetro sobre ROI, en función de la escala para los casos con y sin adición de caseína.

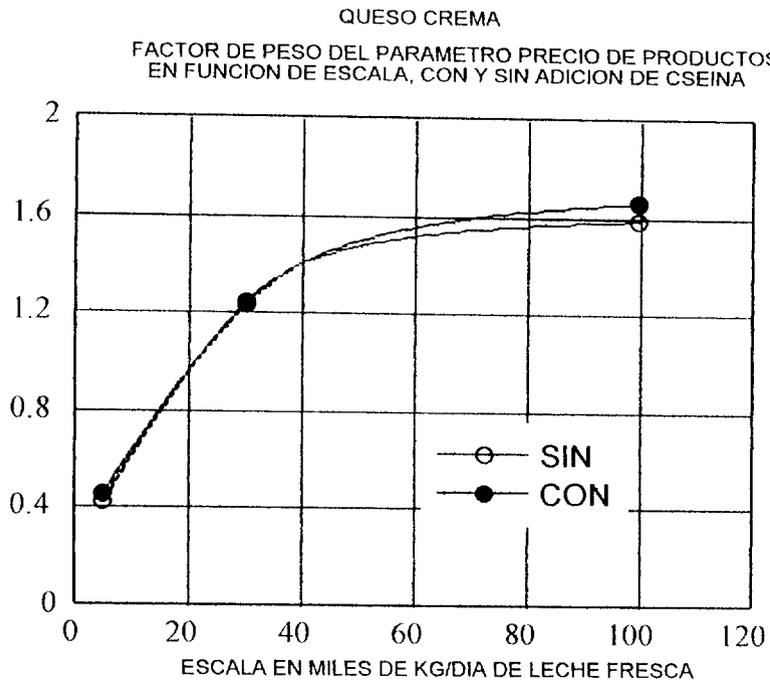


FIGURA 5-5  
 FACTOR DE PESO VS ESCALA PARA QUESO CREMA

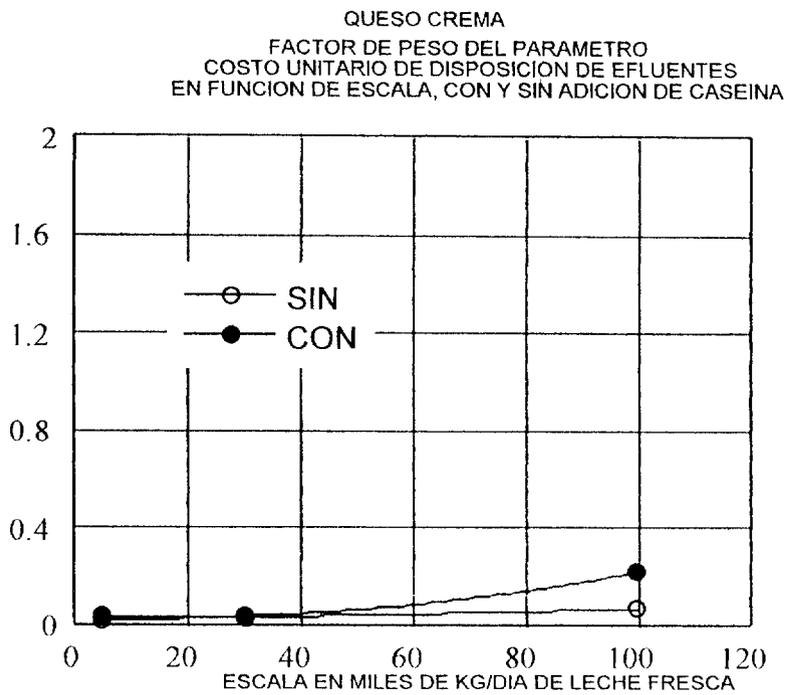


FIGURA 5-6  
 FACTOR DE PESO VS ESCALA PARA QUESO CREMA

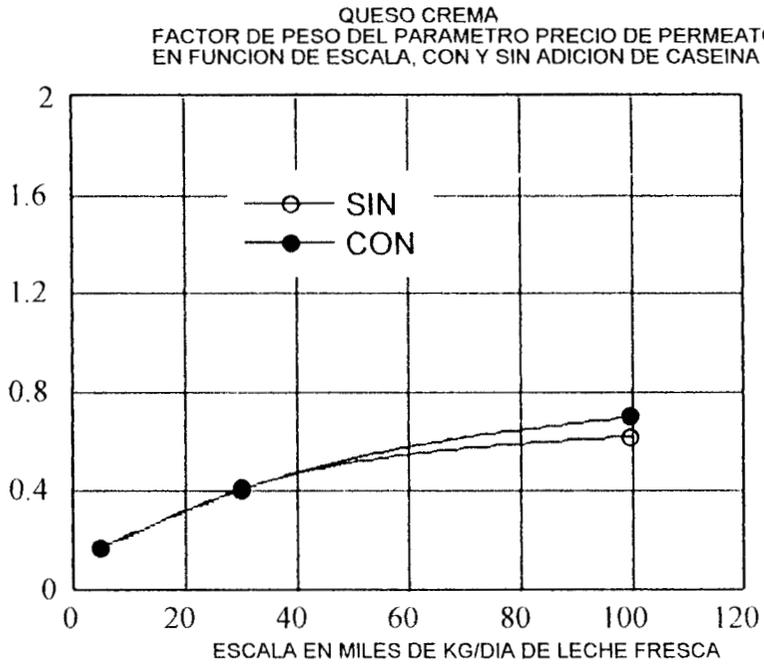


FIGURA 5-7  
 FACTOR DE PESO VS ESCALA PARA QUESO CREMA

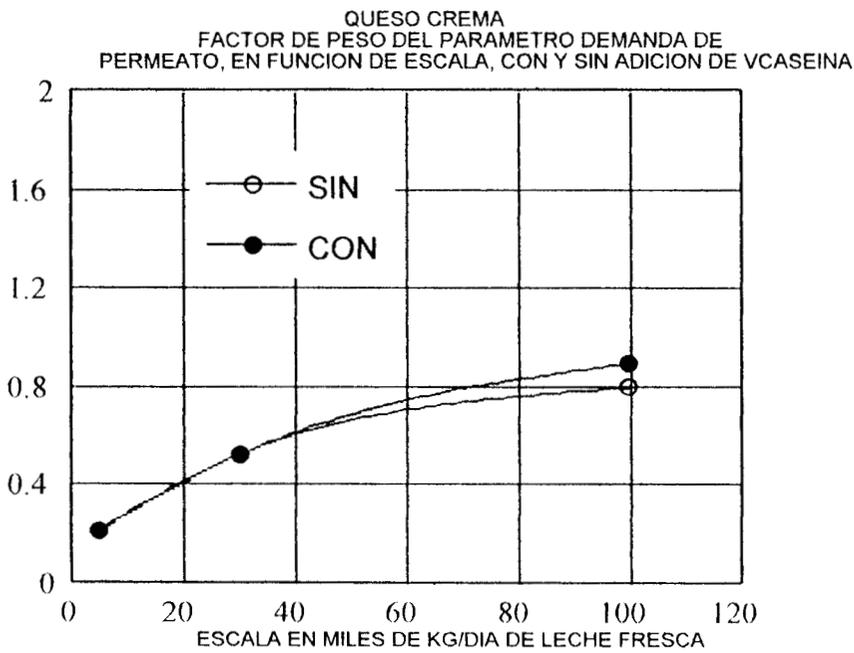


FIGURA 5-8  
 FACTOR DE PESO VS ESCALA PARA QUESO CREMA

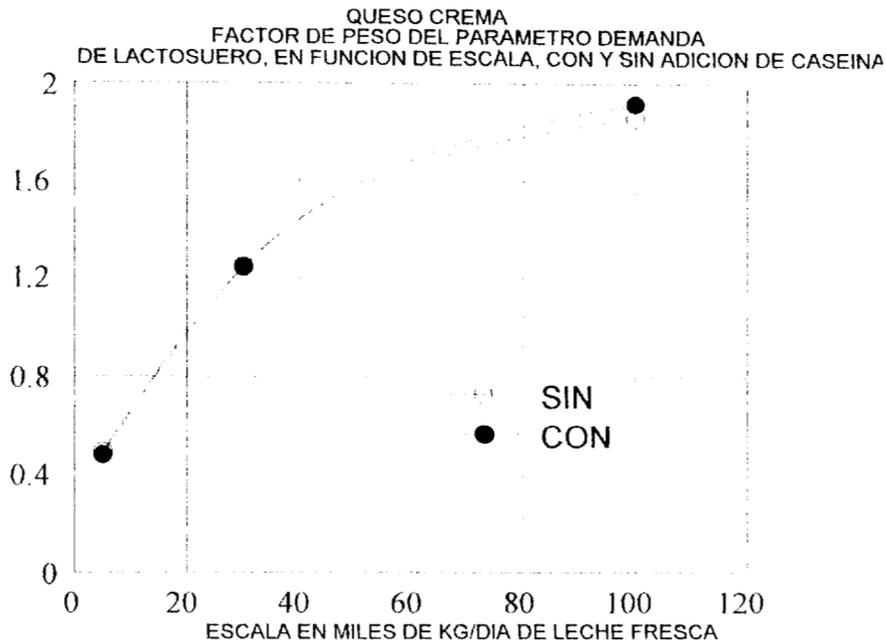


FIGURA 5-9  
FACTOR DE PESO VS ESCALA PARA QUESO CREMA

La observación de las figuras 5-5 a 5-9 permite inferir que los factores de mas alto peso son la demanda de lactosuero y el precio de productos, por lo que deberán ser estimados con la mayor precisión posible. Con un peso moderado se encuentran el precio y la demanda de permeato y finalmente, con un peso marginal está el costo de disposición de efluentes. La adición de caseína reduce la importancia de los factores de peso en una cantidad insignificante, a escalas abajo de 60,000 kg/día de leche y para escalas mayores, el efecto es bastante pequeño.

## CAPITULO 6: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En este trabajo se desarrolló una metodología para discriminar distintas estrategias de acción tendientes a reubicar el efluente descartado por la industria quesera bajo el proceso tradicional (lactosuero), con el fin de reducir los daños al medio ambiente, sin perder de vista la competitividad de la industria en el mercado.

La decisión sobre el destino del lactosuero generado en el proceso quesero, constituye un problema de gran importancia para esta industria, en virtud de la limitada demanda local del mencionado producto residual y de su condición altamente contaminante. Numerosas investigaciones han estudiado las posibilidades de aprovechamiento del lactosuero, aunque pocas de ellas han analizado los aspectos económicos.

Se consideraron dos posturas básicas en este trabajo:

La primera se dedicó a estudiar las alternativas de procesamiento del lactosuero, generado en el proceso quesero tradicional, para detectar oportunidades económicamente atractivas.

La segunda se encargó de delinear una tecnología limpia, de aplicación limitada a quesos no madurados y evaluar su impacto económico respecto del proceso tradicional.

Para el primer punto de vista, las rutas de proceso de lactosuero más interesantes encontradas fueron hacia lactosuero desmineralizado seco, lactosuero seco y concentrado proteico seco de 92%. Los procesos de interés mostraron distinta sensibilidad a la escala de proceso; el caso del concentrado proteico seco de 92% exhibió la menor dependencia en sus parámetros económicos respecto de la escala. La inversión requerida para este proceso es alta respecto de los otros dos seleccionados, sin embargo, este proceso ofrece tasas de retorno adecuadas desde la más baja escala estudiada, por lo que se puede considerar como una opción recomendable para bajas escalas de proceso.

Respecto a la opción con la más alta tasa de retorno de inversión, a escalas medianas y altas ésta correspondió al proceso de producción de lactosuero desmineralizado seco, por lo que este proceso se recomienda para ese intervalo de escalas.

El proceso de producción de lactosuero seco se recomienda para escalas de mediana a alta, en virtud de que sus tasas de retorno de inversión son de las más altas encontradas y además porque cuenta con una bien establecida demanda de producto.

La economía de los procesos seleccionados (medida por el valor de la tasa de retorno de la inversión ROI), fué modelada en función de la escala por una expresión empírica de dos constantes. Por medio de técnicas de correlación múltiple, se obtuvieron expresiones para estas dos constantes en función de precios, inversiones y costos de operación. Los ajustes empíricos realizados constituyen un método corto de estimación de rentabilidades para los tres procesos seleccionados, con discrepancias inferiores al 10% en la mayoría de los casos respecto de la simulación completa de los procesos.

Fué posible también conocer la influencia relativa de parámetros como la inversión, el precio de productos y el costo de operación sobre la rentabilidad (ROI) de los procesos seleccionados en función de la escala (figuras 4-6 a 4-8).

Para el segundo punto de vista, se encontraron susceptibles de modificar su proceso tradicional de manufactura los quesos cottage, feta, quarg, camembert, crema, mozzarella, ricotta, pasta blanda y queso fresco. Varios de estos quesos tienen una demanda considerable en México.

Se fijaron heurísticamente los límites a la modificación como sigue: Un factor de concentración por ultrafiltración de 5 o bien un contenido de 20% de proteínas de lactosuero en la fracción proteica del queso producido. Respecto a la caseína agregada, se consideró como valor límite 2 kg del concentrado caseínico comercial estudiado (90.7% de caseína) en 100 kg de leche fresca.

Los resultados se compararon para una condición de demanda media de lactosuero (tabla 5-9), encontrándose condiciones favorables a la modificación del proceso para muchos de los quesos estudiados, especialmente a las dos escalas mayores ensayadas. Entre los productos mejor calificados se encontraron los quesos crema, ricotta y queso fresco.

Las mejores condiciones económicas para la modificación corresponden en la mayoría de los casos a la máxima cantidad de caseína agregada y a valores medios en la concentración de leche por ultrafiltración (tabla 5-5).

Tomando como caso de estudio al queso crema, fué posible predecir la inversión de reconversión con discrepancias inferiores a 5% respecto de la simulación completa, mediante expresiones polinomiales empíricas de 1º y 2º grado.

Fué posible también estimar, en forma relativa y en función de la escala, los cambios previsibles en la rentabilidad de la reconversión del proceso quesero (medidos a través del parámetro DROI) debidos a cambios en el precio de productos, precio de permeato, demanda de permeato, demanda de lactosuero y costo de disposición de efluentes (figuras 5-5 a 5-9). Y se encontró que los parámetros con mayor influencia fueron la demanda de lactosuero y el precio de los productos. En todas las anteriores condiciones, se efectuaron las evaluaciones tanto con adición de caseína como sin ella, y se encontró que el efecto de esta adición sólo es significativo en la inversión, la cual se reduce proporcionalmente a la adición, alcanzando en el caso máximo de adición una reducción de inversión del orden de 20%.

Los resultados anteriores se obtuvieron con datos económicos del año 1993.

Se recomienda para estudios posteriores complementar el trabajo que aquí se realizó con una determinación de los valores reales de la demanda de lactosuero en queserías, así como sus fluctuaciones con el tiempo y sus precios.

También sería útil hacer un estudio de caracterización de la composición de diversos quesos frescos mexicanos, a fin de ampliar el conjunto de quesos estudiados bajo este punto de vista. Sería de interés estudiar la viabilidad técnica y el impacto económico de otras posibilidades, al parecer todavía inexploradas, de aprovechamiento del lactosuero producido, tales como el co-composteo de residuos sólidos domésticos o agrícolas y lactosuero crudo.

Se sugiere para estudios posteriores, la obtención experimental por el proceso modificado de los quesos más viables según este estudio, para evaluar su calidad por pruebas sensoriales y su composición por métodos analíticos, comparando los resultados con los del proceso tradicional. Asimismo, sería interesante medir experimentalmente los rendimientos queseros obtenidos y la cantidad de lactosuero y permeato generados, con respecto a las estimaciones teóricas de este estudio.

También se recomienda estudiar las ventajas del permeato sobre el lactosuero como sustrato en procesos de producción de solventes y gomas mediante bioconversión por fermentación y

subsecuente concentración de los productos obtenidos, así como en la producción de bebidas de consumo humano y en programas de reciclaje como complemento de bebida para el ganado.

Cuando se considera la modificación de un proceso o el aprovechamiento de una corriente residual, la utilidad de estudios como el que aquí se presenta consiste en que permiten determinar con relativa rapidez y bajo costo, las modalidades de inversión más prometedoras, y por tanto las opciones tecnológicas que por su impacto económico se deben estudiar con profundidad, evitando así la necesidad de realizar indiscriminadamente extensos y costosos experimentos tendientes a confirmar factibilidades técnicas en todas direcciones, pero que son en su mayoría poco recomendables de llevarse a la práctica, debido a razones económicas.

Aunque la metodología se desarrolló para el caso específico del lactosuero, los conceptos básicos en que se sustenta son bastante generales y podría adaptarse para tratar otros problemas de selección de alternativas.

CAPITULO 7:  
BIBLIOGRAFIA

- 1 Acevedo, F. (1987). *CRC Crit. Rev. Biotechnol.* 6 (4), 309.
- 2 Aeschlimann, A., Von Stockar, U. (1989). *Biotechnol. Lett.* 11 (3), 195.
- 3 Afschar, A., Biebl, H., Schaller, K., Schugerl, K. (1985). *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 22, 394.
- 4 Agrawal, P., Koshy, G., Ramseier, M. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 33, 115.
- 5 Al-Mashikhi, S., Nakai, S. (1987). *J. Dairy Sci.* 70, 2486.
- 6 Alam, S., Stevens, D., Bajpai, R. (1988). *J. Ind. Microbiol.* 2, 359.
- 7 Allen, D., Page, R. (March, 1975). *Chem. Eng.* 142.
- 8 American Dairy Products Institute. (1986). *Whey Products. A Survey of Utilization and Production Trends 1986.* Bulletin N° 25. Chicago.
- 9 Andersen, M. (1989). *North Europ. Food Dairy J.* 1, 11.
- 10 Anderson, G., Saw, C., Fernández, M. (Dec. 1986). *Proc. Biochem.* 174.
- 11 Anónimo. (1980). *Rama Industrial de la Leche y Productos Lácteos. Evolución, Situación Actual y Perspectivas.* Documento de Archivo. CANACINTRA, México.
- 12 Anónimo. (1985). *Dairy Science and Technology. Principles and Applications.* La Fondation du Technologie Laitiere du Quebec, Inc., Quebec.
- 13 Anónimo. (1985). *Production Yearbook Vol 39. FAO Statistics Series N° 70.* Food and Agriculture Organization of The United Nations., New York.
- 14 Anónimo. (1988). *Production Yearbook Vol 42. FAO Statistics Series N° 88.* Food and Agriculture Organization of The United Nations., New York.
- 15 Anónimo. (1990). *Folleto Técnico Ultra-Filtration Carbosep.* Societe de Fabrication d'Elements Catalytiques. Francia.
- 16 Anónimo. (1993). *Dairy Product Markets.* En *The Cheese Reporter.* Vols 117-118, Madison, Wisconsin.
- 17 Anónimo. (1994). *Dairy Market Statistics. 1993 Annual Summary.* U.S. Department of Agriculture, Washington.
- 18 Anónimo. (Dec. 10, 1984). *Holstein World.* 44.
- 19 Anónimo. *Tarifas de Energía Eléctrica para 1993.* Comisión Federal de Electricidad. México.
- 20 Asher, Y., Cosentino, G., Duvnjak, Z., Kosaric, N., Lim, H., Luttmann, R., Magee, R., Munack, A., Parulekar, S., Thoma, M., Wieczorek, A. (1985). *Agricultural Feedstock and Waste Treatment and Engineering.* Springer-Verlag, Berlin.

- 21 Ayers, J., Petersen, M. (1985). *N. Z. J. Dairy Sci. Technol.* 20, 129.
- 22 Bakken, A., Hill, Ch., Amundson, C. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 33, 1249.
- 23 Ballongue, J., Masion, E., Amine, J., Petitdemange, H., Gay, R. (1987). *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 26, 568.
- 24 Barry, F., Beechinor, F., Foley, J. (1988). *Irish J. Food Sci. Technol.* 12, 25.
- 25 Batchelder, B. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 84.
- 26 Batsalova, K., Kunchev, K., Popova, Y., Koshukharova, A., Kirova, N. (1987). *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 26, 227.
- 27 Belfort, G. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 33, 1047.
- 28 Berezny-Leh, M., Charles, M. (1989). *J. Ind. Microbiol.* 4, 71.
- 29 Betancourt, R. (1986). *Appl. Econ.* 18, 915.
- 30 Blanc, P., Goma, C. (1989). *Biotechnol. Lett.* 11 (3), 189.
- 31 Blank, S., Schmiesing, B. (1988). *North Cent. J. Agric. Econ.* 10 (1), 35.
- 32 Booy, C. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 62.
- 33 Boyaval, P., Corre, C. (1987). *Biotechnol. Lett.* 9 (11), 801.
- 34 Boyaval, P., Corre, C., Terre, S. (1987). *Biotechnol. Lett.* 9 (3), 207.
- 35 Boyaval, P., Terre, S., Corre, C. (1988). *Le Lait* 68 (1), 65.
- 36 Bradford, J., Cail, R., Callander, I., Floyd, E. (1986). *Biotechnol. Bioeng.* 28, 1601.
- 37 Bradford, J., Galpin, D., Parkin, M. (1986). *N.Z.J. Dairy Sci. Technol.* 21, 65.
- 38 Brown, R., Ernstrom, C. (1982). *J. Dairy Sci.* 65 (12), 2391.
- 39 Bulock, J., Kristiansen, B. (Eds.). (1987). *Basic Biotechnology*. Academic Press, Londres.
- 40 Busche, R. (1983). *Biotechnol. Bioeng. Symp.* 13, 597.
- 41 Calibo, R., Matsumura, M., Kataoka, H. (1989). *J. Ferment. Bioeng.* 67 (1), 40.
- 42 Callebaut, a. Voets, A., Motte, J. (1990). *Biotechnol. Lett.* 12 (3), 215.
- 43 Cameron D. (1989). *Reporte Interno*. University of Wisconsin
- 44 Castillo, F., Blanch, H., Wilke, Ch. (1984). *Biotechnol. Lett.* 6 (9), 593.
- 45 Censano, I., Madrid, A., Madrid, R. (1991). *Lácteos Mexicanos.* 6 (1), 14.
- 46 Center for Dairy Research. (1989). *Annual Report 1987-88*. College of Agricultural and Life Sciences. University of Wisconsin.
- 47 Chambers, J., Marks, J., Perry, T., Lonergan, D. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 132.
- 48 Chiang, B., Cheryan, M. (1987). *J. Food Eng.* 6, 241.
- 49 Chiang, B., Pan, W. (1989). *Proc. Nat. Sci. Counc. Rep. China, Part A.* 13 (4), 211.
- 50 Chiu, C., Kosikowski, F. (1985). *J. Dairy Sci.* 68, 16.
- 51 Christensen, P., Colding, H. (1988). *North Europ. Food Dairy J.* 3, 99.
- 52 Clark, W. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 6.

- 53 Clausen, E., Gaddy, J. (1981). en *Advances in Biotechnology*, Vol. II. editado por Moo-Young M., Pergamon, Toronto. p. 63.
- 54 Córdoba P., Sánchez-Riera, F., Sineriz, F. (1984). *Biotechnol. Lett.* 6 (11), 753.
- 55 Craig, K., Norback, J., Johnson, M. (1989). *J. Dairy sci.* 72 (11), 3098.
- 56 D'Amore, T., Panchal, Ch., Russell, I., Stewart, G. (1990). *CRC Crit. Rev. Biotechnol.* 9 (4), 287.
- 57 Dadgar, A., Foutch, G. (1988). *Biotechnol. Prog.* 4 (1), 36.
- 58 Dahlgran, R. (1985). *North Cent. J. Agric. Econ.* 7 (1), 132.
- 59 Damerdjji, O., Derouiche, F., Legrand, C., Capiaumont, J., Bour, J., Maugras, M., Belleville, F., Nabet, P., Paquet, D., Linden, G. (1988). *Biotechnol. Techniq.* 2 (4), 253.
- 60 Daniels, M. (Oct. 1985). *Food Technol.*, 68.
- 61 Darvish, T., Eckstein, S. (1988). *Appl. Econ.* 20, 113.
- 62 Datar, R. (Feb. 1986). *Proc. Biochem.* 19.
- 63 De Haast J., Britz, T., Novello, J., Verwey, E. (1985). *J. Dairy Res.* 52, 457.
- 64 De Haast, J., Britz, T., Novello, J. (1986). *J. Dairy Res.* 53, 467.
- 65 De Raucourt, A., Girard, D., Prigent, Y., Boyaval, P. (1989). *App. Microbiol. Biotechnol.* 30, 521.
- 66 De Raucourt, A., Girard, D., Prigent, Y., Boyaval, P. (1989). *App. Microbiol. Biotechnol.* 30, 528.
- 67 De Rham, O., Chanton, S. (1986). *J. Dairy Res.* 53, 271.
- 68 Declaire, M., Van Huyhn, N., Motte, J. (1985). *App. Microbiol. Biotechnol.* 21, 103.
- 69 Defrise, D., Gekas, V. (Aug. 1988). *Proc. Biochem.* 105.
- 70 Del Valle C. (1984). *Cienc. y Des.* 58, 29.
- 71 Delaney, R. (May. 1981). *Cult. Dairy Prod. J.* 11.
- 72 Dellweg, H., Luca, S. (Aug. 1988). *Proc. Biochem.* 100.
- 73 Detroy, R., Hesseltine, C. (Sept. 1978). *Proc. Biochem.* 2.
- 74 Dewitt, J., Hontelez-Backx, E., Adamse, M. (1988). *Neth. Milk Dairy J.* 42, 155.
- 75 Dewitt, J., Klarenbeek, G. (1984). *J. Dairy Sci.* 67 (11), 2701.
- 76 Díaz, H. (1984). *A Modeling Approach for Multiproduct Process Planning with a Case Study of the Food Processing Industry*. M.C. Thesis, Purdue University.
- 77 Díaz, H. (1986). *Gest. Tec.* 4, 37.
- 78 Donnelly, T. (Jun. 1978). *Proc. Biochem.* 14.
- 79 Donovan, M., Mulvihill, D. (1987). *Irish J. Food Sci. Technol.* 11 (1), 77.
- 80 Donovan, M., Mulvihill, D. (1987). *Irish J. Food Sci. Technol.* 11 (1), 87.
- 81 Doremus, M., Linden, J., Moreira, A. (1985). *Biotechnol. Bioeng.* 27, 852.
- 82 Doyle, C., Mason, V., Baker, R. (1988). *Biol. Wastes* 23, 39.

- 83 Eck A. (Ed.). (1990). *El Queso*. Omega. Barcelona.
- 84 Edgar, T., Himmelblau, D. (1988). *Optimization of Chemical Processes*. Mc Graw Hill, New York.
- 85 El-Samragy, Y., Chen, J., Zall, R. (Feb. 1988). Proc. Biochem. 28.
- 86 El-Samragy, Y., Zall, R. (1988). J. Dairy Sci. 71 (5), 1135.
- 87 England, R., Abed-Ali, S., Brisdon, B. (1990). Biotechnol. Prog. 6 (2), 93.
- 88 Ennis, B., Gutiérrez, N., Maddox, I. (Oct. 1986). Proc. Biochem. 131.
- 89 Ennis, B., Maddox, I. (1987). Biotechnol. Bioeng. 29, 329.
- 90 Ennis, B., Maddox, I. (1987). N.Z.J. Dairy Sci. Technol. 22, 75.
- 91 Ennis, B., Maddox, I., Schoutens, G. (1986). N.Z.J. Dairy Sci. Technol. 21, 99.
- 92 Fabiani, C., Giubileo, G., Pizzichini, M., Violante, V. (1987). Biotechnol. Bioeng. 30, 458.
- 93 Fahim-Naser, S., Fournier, R. (1988). Biotechnol. Bioeng. 32, 628.
- 94 Fang, H. (1990). Biotechnol. Techniq. 4 (1), 1.
- 95 Farimani, M., Buongiorno, J., Thompson, H. (1988). Appl. Econ. 20, 767.
- 96 Ferras, E., Minier, M., Goma, G. (1986). Biotechnol. Bioeng. 28, 523.
- 97 Fick, M., Pierrot, P., Engasser, J. (1985). Biotechnol. Lett. 7 (7), 503.
- 98 Finnigan, T. (1988). J. Soc. Dairy Technol. 41 (3), 65.
- 99 Fond, O., Engasser, J., Matta-El-Almouri, G., Petitdemange, H. (1986). Biotechnol. Bioeng. 28, 160.
- 100 Fond, O., Engasser, J., Matta-El-Almouri, G., Petitdemange, H. (1986). Biotechnol. Bioeng. 28, 167.
- 101 Fournier, R. (1986). Biotechnol. Bioeng. 28, 1206.
- 102 Fournier, R. (1988). Biotechnol. Bioeng. 31, 235.
- 103 Fox, P. (Ed.). (1985). *Developments in Dairy Chemistry 3: Lactose and Minor Constituents*. Elsevier, London.
- 104 García-Garibay M., López-Munguía, A. (1984). Cienc. y Des. 58, 39.
- 105 Garoutte, C. (1983). *Studies on Whey Processing and Cheese Manufacture by Ultrafiltration*. Ph.D. Thesis, University of Wisconsin.
- 106 Garret, J., Stairs, R., Annett, R. (1988). J. Dairy Sci. 71 (1), 10.
- 107 Garrett, N. (1987). North Europ. Food Dairy J. 5, 135.
- 108 Gekas, V., López-Leyva, M. (Feb. 1985). Proc. Biochem. 2.
- 109 Gianetto, A., Berruti, F., Glick, B., Kempton, A. (1986). App. Microbiol. Biotechnol. 24, 277.

- 110 Gilles, J. (1984). N.Z.J. Dairy Sci. Technol. 19 (1), 37.
- 111 Gilles, J., Lawrence, R. (1981). N.Z.J. Dairy Sci. Technol. 16 (1), 1.
- 112 Glas, C., Friesland, C., Leeuwarden, C. (1987). Bull. Int. Dairy Fed. 212, 125.
- 113 Godia, F., Casas, C., Sola, C. (Apr. 1987). Proc. Biochem. 43.
- 114 Godin, C., Engasser, J. (1988). Biotechnol. Lett. 10 (6), 389.
- 115 González, J., Damodaran, S. (1990). J. Food Sci. 55 (6), 1559.
- 116 Gooding, C. (Jan. 1985). Chem. Eng. 7, 56.
- 117 Gregory, A. (1987). Bull. Int. Dairy Fed. 212, 38.
- 118 Groot, W., Van der Oever, C., Kossen, N. (1984). Biotechnol. Lett. 6 (11), 709.
- 119 Haden, K., Van Tassell, L. (1988). North Cent. J. Agric. Econ. 10 (2), 209.
- 120 Haggstrom, L. (1985). Biotechnol. Adv. 3, 13.
- 121 Haji, J. (1987). Appl. Econ. 19, 1187.
- 122 Hansen, R. (1987). North Europ. Food Dairy J. 1, 21.
- 123 Hansen, R. (1987). North Europ. Food Dairy J. 5, 162.
- 124 Hansen, R. (1988). North Europ. Food Dairy J. 3, 87.
- 125 Hansen, R. (1988). North Europ. Food Dairy J. 9, 310.
- 126 Hansen, R. (1989). North Europ. Food Dairy J. 1, 1.
- 127 Hansen, R. (1989). North Europ. Food Dairy J. 2, 30.
- 128 Hansen, R. (1989). North Europ. Food Dairy J. 3, 72.
- 129 Hansen, R. (1989). North Europ. Food Dairy J. 8, 168.
- 130 Harju, M. (1987). Bull. Int. Dairy Fed. 212, 50.
- 131 Harper, W. (1984). J. Dairy Sci. 67 (11), 2745.
- 132 Hartmanis, M., Ahlam, H., Gatenbeck, S. (1986). App. Microbiol. Biotechnol. 23, 369.
- 133 Hartmeier, W., Jankovic, E., Tramm-Werner, S. (1984). *The Proceedings of Biotech'84 Europe*, 187.
- 134 Hayes, K. (1987). Appl. Econ. 19, 417.
- 135 Heideger, T., Prenosil, J. (1985). Biotechnol. Prog. 1 (4), 216.
- 136 Henry, E. (1987). Irish J. Agric. Econ. Rur. Soc. 12, 1.
- 137 Herzka, A., Booth, R. (Eds.). (1981). *Food Industry Wastes: Disposal and Recovery*. Applied Science, London.
- 138 Hettinga, D.H. (1989). J. Dairy Sci. 72 (10), 2790.
- 139 Hiddink, J., Van der Waal, M. (1984). J. Food Eng. 3, 225.
- 140 Hirschorn, J., Jackson, T., Baas, L. (1993). Towards Prevention -the emerging environmental management paradigm- en *Clean Production Strategies*. Jackson, T. Editor. Lewis Publishers, USA.

- 141 Hobman, P. (1984). *J. Dairy Sci.* 67, 2630.
- 142 Horton, B. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 77.
- 143 Hsu, K., Fennema, O. (1989). *J. Dairy Sci.* 72 (94), 829.
- 144 Hsu, S. (1984). *A Multilevel Approach for Preliminary Process Development and a Demonstration on Developing Whey Processing Systems*. Ph.D. Thesis, University of Purdue.
- 145 Huang, X., Akehata, T., Unno, H., Hirasa, O. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 34, 102.
- 146 Huffman, L., Harper, W. (1985). *N.Z.J. Dairy Sci. Technol.* 20, 57.
- 147 Huffman, L., Kristoffersen, T. (1984). *N.Z.J. Dairy Sci. Technol.* 2 (19), 151.
- 148 Hugunin, A. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 135.
- 149 Hustedt, H., Kroner, K., Papamichael, N. (Oct. 1988). *Proc. Biochem.* 129.
- 150 Hyun-Park, T., Ho-Kim, I. (1986). *App. Microbiol. Biotechnol.* 24, 102.
- 151 Ingram, L. (1990). *CRC Crit. Rev. Biotechnol.* 9 (4), 305.
- 152 Izaguirre, M., Castillo, F. (1982). *Biotechnol. Lett.* 4 (4), 257.
- 153 Jackson, A., De Silva, R. (Dec. 1985). *Proc. Biochem.* 185.
- 154 Janssens, J., Bernard, A., Bailey, R. (1984). *Biotechnol. Bioeng.* 26, 1.
- 155 Jelen, P. (1979). *J. Agric. Food Chem.* 27 (4), 658.
- 156 Jensen, G., Oxlund, J. (1988). *Bull. Int. Dairy Fed.* 233, 4.
- 157 Jiménez, A. (1992). *Diseño de Procesos en Ingeniería Química*. Instituto Tecnológico de Celaya.
- 158 Jiménez, A., Chávez, O. (1988). *Chem. Eng. J.* 37, B1.
- 159 Jiménez, A., Rudd, D. (1987). *Chem. Eng. Comm.* 42, 203.
- 160 Jiménez, A., Rudd, D. (1987). *Comput. Chem. Engng.* 11 (3), 291.
- 161 Jiménez, A., Rudd, D. (1989). *Chem. Eng. Comm.* 42, 203.
- 162 Johnson, S. (1981). *Feasibility of Production and Combustion of a Solid Fuel from Cheese Whey*. M.S. Thesis, University of Wisconsin.
- 163 Jonsson, H., Arph, S. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 91.
- 164 Joshi, M., Gowda, L., Bhat, S. (1987). *Biotechnol. Lett.* 9 (8), 549.
- 165 Juengst, F. (1979). *J. Dairy Sci.* 62 (1), 106.
- 166 Junelles, A., Janati-Idrissi, R., El-Kanouni, A., Petitdemange, H., Gay, R. (1987). *Biotechnol. Lett.* 9 (3), 175.
- 167 Kaiser, J., Glatz, C. (1988). *Biotechnol. Prog.* 4 (4), 242.
- 168 Kamel, B. (Dec. 1985). *Proc. Biochem.* 190.
- 169 Kamini, N., Gunasekaran, P. (1989). *J. Ferment. Bioeng.* 68 (5), 305.
- 170 Kardasz, S., Stollery, K. (1988). *Appl. Econ.* 20, 473.
- 171 Kaul, R., D'Souza, S., Nadkarni, G. (1984). *Biotechnol. Bioeng.* 26, 901.
- 172 Kelly, P. (1987). *Irish J. Food Sci. Technol.* 11 (2), 153.

- 173 Kester, J., Richardson, T. (1984). *J. Dairy Sci.* 67 (11), 2757.
- 174 Kida, k., Asano, S., Yamadaki, M., Iwasaki, K., Yamaguchi, T., Sonoda, Y. (1990). *J. Ferment. Bioeng.* 69 (1), 39.
- 175 Kierstan, M., Corcoran, E. (1984). *Biotechnol. Lett.* 6 (12), 813.
- 176 Kilara, A. (1984). *J. Dairy Sci.* 67 (11), 2734.
- 177 Kim, S., Morr, C., Seo, A., Surak, J. (1989). *J. Food Sci.* 54 (1), 25.
- 178 Kissalita, W., Lo, K., Pinder, K. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 33, 623.
- 179 Kissalita, W., Lo, K., Pinder, K. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 34, 1235.
- 180 Kissalita, W., Pinder, K., Lo, K. (1987). *Biotechnol. Bioeng.* 30, 88.
- 181 Kjaergaard-Jensen, G. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 27.
- 182 Knopf, F., Okos, M., Fouts, D., Syverson, A. (1979). *J. Food Sci.* 44, 896.
- 183 Konstance, R., Strange, E. (1991). *J. Food Sci.* 56 (2), 556.
- 184 Kosikowski, F. (1982). *Cheese and Fermented Milk Foods*. Kosikowski and Assoc., New York.
- 185 Kravchenko, E. (1988). *Bull. Int. Dairy Fed.* 233, 61.
- 186 Lalande, M., Tissier, J., Corrieu, G. (1985). *Biotechnol. Prog.* 1 (2), 131.
- 187 Larson, B., Kuchler, F. (1990). *North Cent. J. Agric. Econ.* 12 (1), 109.
- 188 Lasdon, L., Waren, A. (1989). *GRC2 User's Guide*. University of Texas.
- 189 Lawrence, R. (1989). *Bull. Int. Dairy Fed.* 240, 2.
- 190 Lee, H., Maddox, I. (1984). *Biotechnol. Lett.* 6 (12), 815.
- 191 Leh, M., Charles, M. (1989). *J. Ind. Microbiol.* 4, 65.
- 192 Leh, M., Charles, M. (1989). *J. Ind. Microbiol.* 4, 77.
- 193 Lelievre, J., Lawrence, R. (1988). *J. Dairy Res.* 55, 465.
- 194 Lemus, F. (1991). Comunicación personal. El Sauz, México.
- 195 Liao, J. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 33, 613.
- 196 Lindemann-Schneider, U., Fennema, O. (1989). *J. Dairy Sci.* 72 (7), 1740.
- 197 Lindum-Moller, J. (1987). *North Europ. Food Dairy J.* 9, 298.
- 198 Linko, P. (1985). *Biotechnol. Adv.* 3, 39.
- 199 Lipinsky, E., Sinclair, R. (Aug. 1986). *Chem. Eng. Prog.* 26.
- 200 Lo, K., Liao, P. (1989). *Biol. Wastes* 28, 91.
- 201 López-Leyva M. (1988). *Lebensm. Wiss. U. Technol.* 21, 119.
- 202 López-Leyva M. (1988). *Lebensm. Wiss. U. Technol.* 21, 177.
- 203 López-Leyva, M., Gekas, V. (Feb. 1986). *Proc. Biochem.* 27.
- 204 Lovitt, R., Hong-Kim, B., Shen, G. (1988). *CRC Crit. Rev. Biotechnol.* 7 (2), 107.
- 205 Lynk, E. (1986). *App. Econ.* 18, 113.
- 206 Lyons, T., Cunningham, J. (1980). *Amer. Dairy Rev.* 42, (11), 42A.

- 207 Madrid, A. (1981). *Modernas Técnicas de Aprovechamiento del Lactosuero*. Antonio Madrid Ediciones, Madrid.
- 208 Maiorella, B., Blanch, H., Wilke, C. (1984). *Biotechnol. Bioeng.* 26, 1003.
- 209 Maiorella, B., Castillo, F. (Aug. 1984). *Proc. Biochem.* 157.
- 210 Malink, M., Kurim, M., Linden, J., Dale, B., Mihaltz, P. (1987). *Biotechnol. Bioeng.* 29, 370.
- 211 Mangino, M. (1984). *J. Dairy Sci.* 67 (11), 2711.
- 212 Mangino, M., Fritsch, D., Liao, S. (1985). *N.Z.J. Dairy Sci. Technol.* 20, 103.
- 213 Mangino, M., Liao, Y., Harper, N., Morr, C., Zadow, J. (1987). *J. Food Sci.* 52 (6), 1522.
- 214 Manji, B., Kakuda, Y. (1987). *J. Dairy Sci.* 70, 1355.
- 215 Mann, S., Thompkinson, D. (Nov. 1988). *Aust. J. Dairy Technol.* 47.
- 216 Marchal, R., Blanchet, D., Vandecasteele, J. (1985). *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 23, 92.
- 217 Marlatt, J., Datta, R. (1986). *Biotechnol. prog.* 2 (1), 23.
- 218 Marshall, K., Harper, W. (1988). *Bull. Int. Dairy Fed.* 233, 21.
- 219 Martini, G., Mignone, C., Ertola, R. (1989). *Biotechnol. Lett.* 11 (8), 545.
- 220 Marwaha, S., Kennedy, J. (1988). *Int. J. Food Sci. Technol.* 23, 323.
- 221 Marwaha, S., Kennedy, J. (Apr. 1984). *Proc. Biochem.* 79.
- 222 Marwaha, S., Kennedy, J., Sehgal, V. (Feb. 1988). *Proc. Biochem.* 17.
- 223 Marwaha, S., Kennedy, J., Tewari, H., Redhu, A. (Apr. 1989). *Proc. Biochem.* 46.
- 224 Masters, K., Vestergaard, I. (Jan. 1978). *Proc. Biochem.* 3.
- 225 Matsumura, M., Kataoka, H. (1987). *Biotechnol. Bioeng.* 30, 887.
- 226 Matsumura, M., Kataoka, H., Sueki, M., Araki, K. (1988). *Bioproc. Eng.* 3, 93.
- 227 Mattheus, M. (1984). *J. Dairy Sci.* 67, 2680.
- 228 Maubois, J., Mocquot, G. (1971). *Le Lait.* 507, 416.
- 229 Maubois, J., Pierre, A., Fauquant, J., Piot, M. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 154.
- 230 Mawson, A. (1988). *Biotechnol. Lett.* 10 (7), 503.
- 231 Mc Gregor, J., White, C. (1990). *J. Dairy Sci.* 73 (2), 314.
- 232 Mc Guckin, T., Ghosh, S. (1989). *North Cent. J. Agric. Econ.* 11 (2), 277.
- 233 Mehaia, M., Cheryan, M. (1986). *Enzyme Microbiol. Technol.* 8, 289.
- 234 Mehaia, M., Cheryan, M. (1990). *Bioproc. Eng.* 5, 57.
- 235 Mehaia, M., Cheryan, M. (Dec. 1987). *Proc. Biochem.* 185.
- 236 Melachorius, N. (1984). *J. Dairy Sci.* 67, 2693.
- 237 Mellor, C., Hessener, C. (1986). *Appl. Econ.* 18, 663.

- 238 Michel, A., Jacob, F., Perrier, J., Poncet, S. (1987). *Biotechnol. Bioeng.* 30, 780.
- 239 Milner, C. (1988). *Appl. Econ.* 20, 295.
- 240 Mistry, V., Kosikowsyi, F., Bellamy, W. (1987). *J. Dairy Sci.* 70, 2220.
- 241 Mitchell, R., Arrowsmith, A., Ashton, N. (1987). *Biotechnol. Bioeng.* 30, 348.
- 242 Mizota, T., Tamura, Y., Tomita, M., Okonogi, S. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 69.
- 243 Modak, J., Lim, H. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 33, 11.
- 244 Modler, H. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 111.
- 245 Modler, H., Emmons, D., Rolland, J., Holme, J. (1987). *J. Dairy Sci.* 70, 766.
- 246 Modler, H., Muller, P., Elliot, J., Emmons, D. (1980). *J. Dairy Sci.* 63 (5), 838.
- 247 Moo-Young, M. (Ed.) *Comprehensive Biotechnology, Vol 3.* Pergamon Press.
- 248 Morr, C. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 145.
- 249 Moulin, G., Galzy, P. (1984). *Biotechnol. Gen. Eng. Rev.* 1, 347.
- 250 Moulin, G., Galzy, P. (1984). en *Advances in Biotechnology Vol II*, Ed. Moo-Young M. Pergamon Press. p. 181.
- 251 Mulder, M., Smolders, C. (Apr. 1986). *Proc. Biochem.* 35.
- 252 Mulvihill, D., Donovan, M. (1987). *Irish J. Food Sci. Technol.* 11 (1), 43.
- 253 Muraki, M., Hayakawa, T. (1987). *Can. J. Chem. Eng.* 65, 250.
- 254 Murphy, B., Mulvihill, D. (1988). *J. Soc. Dairy Technol.* 41 (1), 22.
- 255 Murphy, E. (1988). *Irish J. Agric. Econ. Rur. Soc.* 13, 47.
- 256 Nakhapetyan, L., Motina, L. (1988). *Biotek* (1), 4.
- 257 Nickerson, T. (1979). *J. Agric. Food Chem.* 27 (4), 672.
- 258 Okyere, W., Johnson, S. (1987). *Appl. Econ.* 19, 1457.
- 259 Olano, A., Nickerson, T., Bernhard, R. (1977). *J. Food Sci.* 42 (6), 1481.
- 260 Palsson, B., Fathi-Afschar, S., Rudd, D., Lightfoot, E. (1981), *Science* 213, 513.
- 261 Park, Ch., Okos, M., Wankat, P. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 34, 18.
- 262 Paterson, R., Hill, Ch., Amundson, C. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 34, 429.
- 263 Pearce, R. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 150.
- 264 Pepper, D., Pain, L. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 25.
- 265 Peppler, H., Perlman, D. (Eds.). (1979). *Microbial Technology Vol I.* Academic Press, New York.
- 266 Perlman, D. (May, 1978). *Proc. Biochem.* 3.
- 267 Peterson, R. (1987). *Lactose Hydrolysis by Immobilized Beta-Galactosidase in a Capillary Bed Reactor.* Ph.D. Thesis, University of Wisconsin.
- 268 Peterson, R., Hill, Ch., Amundson, C. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 34, 438.
- 269 Pham, C., Motoki, M., Matsumura, M., Kataoka, H. (1989). *J. Ferment. Bioeng.* 68 (1), 25.

- 270 Pierre, A., Fauquant, J. (1986). *Le Lait* 66 (4), 405.
- 271 Pierrot, P., Fick, M., Engasser, J. (1986). *Biotechnol. Lett.* 8 (4), 253.
- 272 Potgieter, A., Mostert, J., Downes, T., De Haast, J. (1987). *N.Z.J. Dairy Sci. Technol.* 22, 111.
- 273 Prenosil, J., Stuker, E., Bourne, J. (1987). *Biotechnol. Bioeng.* 30, 1026.
- 274 Prenosil, J., Stuker, E., Hediger, T., Bourne, J. (May. 1984). *Bio/Technol.* 441.
- 275 Quickert, S., Bernhard, R. (1982). *J. Food Sci.* 47, 1705.
- 276 Quintana, M., Barneto, R., Martin, D. (1984). *Rev. Agroquim. Tecnol. Alim.* 2 (24), 256.
- 277 Rajagopalan, K., Kosikowski, F. (1982). *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.* 21, 82.
- 278 Rajah, K., Blenford, D. (Eds.). (1988). *Lactose in The Baking Industry*. Association of Lactose Manufacturers, The Netherlands.
- 279 Rajah, K., Blenford, D. (Eds.). (1988). *The ALM Guide to Lactose Properties and Uses*. Association of Lactose Manufacturers, The Netherlands.
- 280 Rao, B., Goodbole, S., D'Souza, S. (1988). *Biotechnol. Lett.* 10 (6), 427.
- 281 Rao, G., Mutharasan, R. (1988). *Biotechnol. Lett.* 10 (5), 313.
- 282 Reesen, L., Strube, R. (1978). *Proc. Biochem.* 13 (11), 21.
- 283 Reinbold, R. (Feb. 1990). *Modern Dairy* 10.
- 284 Robinson, D., Wang, D. (1988). *Biotechnol. Prog.* 4 (4), 231.
- 285 Robinson, R. (Ed.). (1986). *Modern Dairy Technology Vol 1*. Elsevier, London.
- 286 Roffler, S., Blanch, H., Wilke, C. (1988). *Biotechnol. Bioeng.* 31, 135.
- 287 Roffler, S., Blanch, H., Wilke, C. (1988). *Biotechnol. Bioeng.* 32, 192.
- 288 Roller, S., Bennetto, H., Delaney, G., Mason, J., Stirling, J., Thurston, C., White, D. (1983). *Proc. Int. Conf. Comm. Appl. Impl. Biotechnol.*, 655.
- 289 Roodpeyma, S. (1980). *Use of Immobilized Lactase in Processing Cheese Whey Ultrafiltrate*. M.C. Thesis, University of Wisconsin.
- 290 Rudd, D., Fathi-Afschar, S., Treviño, A., Stadtherr M. (1981). *Petrochemical Technology Assessment*. John Wiley and Sons, New York.
- 291 Rudd, D., Treviño, A., Jiménez, A. (1988). *Reporte Interno*. Dept. of Chem. Eng., Univ. of Wisconsin.
- 292 Ruggeri, B., Specchia, V., Gianetto, A. (1988). *Chem. Eng. J.* 37, B23.
- 293 Ryder, D. (1988). *Bull. Int. Dairy Fed.* 233, 45.
- 294 Samishina, N., Lotmentseva, E., Borisova, V., Nakhapetyan, L., Sviridenko, Y., Borovkova, Y., Smurygin, V. (1987). *Biotek* 1, 61.
- 295 Sandfort, P. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 21.
- 296 Sato, K., Yoshizawa, K. (1988). *J. Ferment. Technol.* 66 (6), 667.
- 297 Schingoethe, D. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 106.
- 298 Schlote, D., Gottschalk, G. (1986). *App. Microbiol. Biotechnol.* 24, 1.

- 299 Schmidt, R. Packard, V., Morris, H. (1984). *J. Dairy Sci.* 67 (11), 2723.
- 300 Schneider, H. (1989). *CRC Crit. Rev. Biotechnol.* 9 (1), 1.
- 301 Schnitkey, G., Arbaugh, D. (1989). *North Cent. J. Agric. Econ.* 11 (2), 203.
- 302 Schoutens, G., Groot, W. (Aug. 1985). *Proc. Biochem.* 117.
- 303 Schoutens, G., Kossen, N. (1986). *Chem. Eng. J.* 32, B51.
- 304 Schoutens, G., Nieuwenhuizen, M., Kossen, N. (1985). *App. Microbiol. Biotechnol.* 21, 282.
- 305 Schoutens, G., Van Beelen, P., Luyben, K. (1986). *Chem. Eng. J.* 32, B43.
- 306 Schroeder, E., De Haast, J. (1989). *J. Dairy Res.* 56, 129.
- 307 Schwartz, R. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 56.
- 308 Scott, T., Hill, Ch., Amundson, C. (1986). *Biotechnol. Bioeng. Symp.* 17, 585.
- 309 Serra, A., Poch, M., Sola, C. (Oct. 1987). *Proc. Biochem.* 154.
- 310 Seth, H., Jelen, P., Shah, N. (1988). *J. Food Sci.* 53 (3), 746.
- 311 Shama, G. (Oct. 1988). *Proc. Biochem.* 138.
- 312 Shimp, L. (May, 1985). *Food Technol.* 63.
- 313 Skudder, P. (1985). *J. Dairy Res.* 52, 167.
- 314 Slack, A. (1981). *Ultrafiltration of Raw Whole Milk on the Farm*. M.S. Thesis, University of Wisconsin.
- 315 Slack, a. (1984). *Functional Properties of Beta-Lactoglobulin and Alfa-Lactalbumin Enriched Fractions Manufactured from Cheese Whey*. Ph.D. Thesis, University of Wisconsin.
- 316 Slack, A., Amundson, C., Hill, Ch. (1986). *J. Food Proc. Preser.* 10, 19.
- 317 Slack, A., Amundson, C., Hill, Ch. (1986). *J. Food Proc. Preser.* 10, 31.
- 318 Slack, A., Amundson, C., Hill, Ch. (1986). *J. Food Proc. Preser.* 10, 81.
- 319 Smart, J., Crow, V., Thomas, T. (1985). *N.Z.J. Dairy Sci. Technol.* 20, 43.
- 320 Sokic, M., Zdravkovic, S., Trifunovic, Z. (1990). *Can. J. Chem. Eng.* 68, 119.
- 321 Soni, B., Das, K., Soucaille, P., Goma, G. (1986). *Biotechnol. Bioeng. Symp.* 17, 591.
- 322 Straight, J., Ramkrishna, D., Parulekar, S., Jansen, N. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 34, 705.
- 323 Strathmann, H. (1990). *Food Biotechnol.* 4 (1), 253.
- 324 Sun-Wang, N., Stephanopoulos, G. (1983). *CRC Crit. Rev. Biotechnol.* 2 (1), 1.
- 325 Taddei, C., Daufin, G., Aimar, P., Sánchez, V. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 34, 171.
- 326 Tahoun, M., El-Merheb, Z., Salam, A., Youssef, A. (1987). *Biotechnol. Bioeng.* 29, 358.
- 327 Tarnawski V., Jelen, P. (1986). *J. Food Eng.* 5, 75.
- 328 Teixeira, J., Mota, M., Goma, G. (1990). *Bioproc. Eng.* 5, 123.
- 329 Thompson, R. (1988). *Appl. Econ.* 20, 367.
- 330 Thorne, L., Tansey, L., Pollock, T. (1988). *J. Ind. Microbiol.* 3, 321.
- 331 Tong, P., Barbano, D., Jordan, W. (1988). *J. Dairy Sci.* 71, 2342.
- 332 Tong, P., Barbano, D., Jordan, W. (1989). *J. Dairy Sci.* 72 (6), 1435.

- 333 Trejo, R. (1985). *Revisión del Estado del Arte en el Procesamiento de Basura Urbana*. Informe Final del proyecto COSNET 74.85. México.
- 334 Tsoutsas, T., Kanellaki, M., Psarianos, C., Kalliafas, A., Koutinas, A. (1990). *J. Ferment. Bioeng.* 69 (2), 93.
- 335 Tsuji, S., Shimizu, K., Matsubara, M. (1987). *Biotechnol. Bioeng.* 30, 420.
- 336 Van den Bos, M. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 99.
- 337 Van der Waal, M., Hiddink, J. (1985). *J. Food Eng.* 4, 53.
- 338 Van Griethuysen-Dilber, E., Flaschel, E., Renken, A. (Apr. 1988). *Proc. Biochem.* 55.
- 339 Van Hoogstraeten, J. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 17.
- 340 Van Huynh, N., Declaire, M., Voets, A., Motte, J., Monseur, X. (Feb. 1986). *Proc. Biochem.* 31.
- 341 Vetter, J. (Ed.). (1984). *Dairy Products for the Cereal Processing Industry*. The American Association of Cereal Chemists Inc. St. Paul, Minnesota.
- 342 Vienne, P., Vonstocker, U. (1985). *Biotechnol. Lett.* 7 (7), 521.
- 343 Vignes, J. (1976). *Utilization of Fresh Liquid Whey or condensed Whey (20% DM)*. M.S. Thesis, University of Wisconsin.
- 344 Vijaikishore, P., Karanth, N. (1984). *Biotechnol. Lett.* 6 (2), 103.
- 345 Vijaikishore, P., Karanth, N. (1987). *Biotechnol. Bioeng.* 30, 325.
- 346 Vijaikishore, P., Karanth, N. (Apr. 1986). *Proc. Biochem.* 54.
- 347 Vijaikishore, P., Karanth, N. (Oct. 1986). *Proc. Biochem.* 160.
- 348 Visser, R., Van den Bos, M., Ferguson, W. (1988). *Bull. Int. Dairy Fed.* 233, 33.
- 349 Votruba, J., Volesky, B., Yerushalmi, L. (1986). *Biotechnol. Bioeng.* 28, 247.
- 350 Wang, N., Stephanopoulos, G. (1984). *Biotechnol. Bioeng. Symp.* 14, 635.
- 351 Watanabe, T., Aoki, T., Honda, H., Taya, M., Kobakashi, T. (1990). *J. Ferment. Bioeng.* 69 (1), 33.
- 352 Wecker, M., Zall, R. (Oct. 1987). *Proc. Biochem.* 135.
- 353 Wehrenberg II, R. (Sep. 1981). *Mat. Eng.* 63.
- 354 Welsh, F., Veliky, I. (1984). *Biotechnol. Lett.* 6 (1), 61.
- 355 Welsh, F., Veliky, I. (1986). *Biotechnol. Lett.* 8 (1), 43.
- 356 Whalen, P., Shahani, K. (1987). Ponencia presentada en *Novel Biotechniques and Processes for the Food Industry, Proceedings of the Conference held in London*. October 1987. p 109
- 357 Willets, A., Ugalde, U. (1987). *Biotechnol. Lett.* 9 (11), 795.
- 358 Wolf, I. (1982). *CRC Handbook of Processing and Utilization in Agriculture. Volume I. Animal Products*. CRC Press, Florida.
- 359 Yamade, K., Fukushima, S. (1989). *J. Ferment. Bioeng.* 67 (2), 97.
- 360 Yan, J., Lo, K., Liao, P. (1989). *Biol. Wastes* 28, 289.

- 361 Yang, S., Okos, M. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 34, 763.
- 362 Yang, S., Tang, I., Okos, M. (1988). *Biotechnol. Bioeng.* 32, 28.
- 363 Ykema, A., Kater, M., Smith, H. (1989). *Biotechnol. Lett.* 11 (7), 477.
- 364 Zacchi, G., Axelsson, A. (1989). *Biotechnol. Bioeng.* 34, 223.
- 365 Zadow, J. (1984). *J. Dairy Sci.* 67, 2654.
- 366 Zadow, J. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 12.
- 367 Zadow, J. (1988). *Bull. Int. Dairy Fed.* 233, 53.
- 368 Zall, R. (1984). *J. Dairy Sci.* 67, 2621.
- 369 Zall, R. (1987). *Bull. Int. Dairy Fed.* 212, 103.
- 370 Zayed, G., Foley, J. (1987). *Irish J. Food Sci. Technol.* 11 (2), 109.
- 371 Zertuche, L., Zall, R. (1985). *Biotechnol. Bioeng.* 27, 547.
- 372 Clift, R. (1995). *J. Chem. Tech. Biotechnol.* 62, 321-326

## APENDICE A

### LISTADO DEL SIMULADOR DE PROCESOS EMPLEADO EN EL CAPITULO 4

Este simulador, escrito en lenguaje FORTRAN, calcula la inversión requerida, los costos de operación y la producción esperada para cada proceso ensayado. Está constituido por un programa principal y un conjunto de subrutinas y archivos de datos.

Un diagrama de flujo resumido de la estructura del simulador se presenta en la figura A-3.0-1.

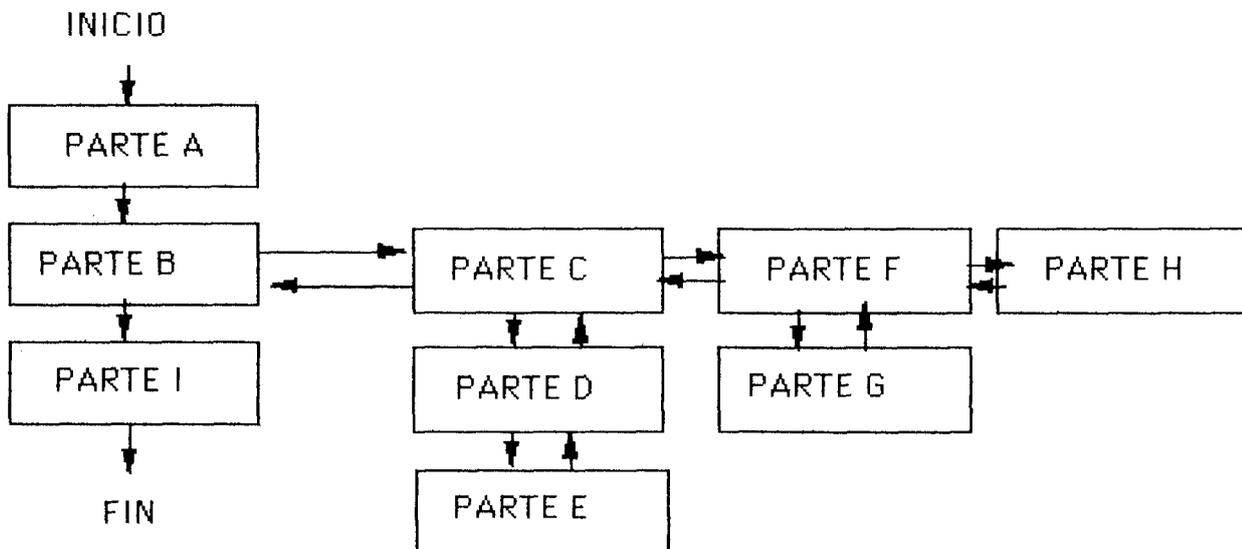


FIGURA A-3.0-1  
DIAGRAMA DE FLUJO RESUMIDO DEL SIMULADOR UTILIZADO EN EL CAPITULO 4.

La parte A consta de subrutinas encargadas de leer los datos de entrada y el archivo de datos de referencia, y con ellas formular matemáticamente el problema de optimización. En la parte B, hay una subrutina encargada de establecer el criterio de optimalidad. La parte C, genera un punto de partida factible para la optimización. En esta parte se hace intervenir a la subrutina de optimización GRG2, la cual no aparece en el listado del programa debido a que no se cuenta con permiso del autor del algoritmo (Dr. Lasdon, Universidad de Austin, Texas) para publicarla. También en esta parte C, se controla la secuencia de cálculos durante la optimización.

La parte D contiene subrutinas encargadas de efectuar los balances de materia y energía involucrados y la parte E calcula los costos de las operaciones unitarias y sus insumos. De seleccionar en el momento apropiado cada operación unitaria se encargan las subrutinas de la parte F, y los módulos de las operaciones unitarias disponibles se encuentran en un conjunto de subrutinas ubicado en la parte G. La parte H contiene un conjunto de funciones destinadas a calcular propiedades físicas, y la parte I contiene las subrutinas encargadas de imprimir los resultados de la simulación.



```

C(1)=C(14)+C(I)
DO 12 I=1,8
C(I+5)=UO(I)*A(I)
DO 13 I=8,13
C(I)=C(I+5)
DO 14 I=2,7
C(I)=C(I)+C(I)
C C(1)=COSTO TOTAL C(2)=COSTO DE MODULO C(3)=SEGUROS Y ADMON C(4)=MATERIALES
C C(5)=CONSUMIBLES C(6)=MANO D OBRA OPER LABOR C(7)=MANO D OBRA MANTENIM
C EN TABLA D COSTOS D SERVICIOS, C(8)=ELECTRICIDAD C(9)=COMBUSTIB C(10)=GAS NA1
C C(11)=VAPOR C(12)=AGUA C(13)=AIRE COMPRIM C(14) ESTA EN DOS TABLAS:
C COMO COSTO TOTAL EN LA TABLA D SERVICIOS Y COMO SERVICIOS EN LA TABLA
C DE COSTO PRESENTE
C REACTIVOS(I) PARA I=I,II,III ES CANTIDAD DE REACTIVOS
C REPLAC I,II,III ES CANTIDAD DE CONSUMIBLES O PARTES D REPUESTO I,II Y III
C PREAG I,II,III ES PRECIO UNIT DE REACTIVOS
C PREP I,II,III ES PRECIO UNITARIO DE PARTES DE REPUESTO
RETURN
END

```

```

C234567
SUBROUTINE OUTPT1(NX,NG,X,G)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION X(NX),G(NG)
COMMON/PPFLAG/NPRINT,NSTATE,NRUN
NSTATE=4
CALL GCOMP(G,X)
IF(NPRINT.EQ.0)RETURN
IAUX10=2
IAUX11=0
IF(NPRINT.GE.2)CALL PRINT3(IAUX10,IAUX11,G,NG,X,NX)
RETURN
END

```

```

C234567
SUBROUTINE PRINT2(ITITLE,NX,XMAX,XMIN,XO,NST)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION ITITLE(19),XMAX(NX),XMIN(NX),XO(NX)
COMMON/PPPRIN/P(27)
COMMON/PPH/NTYPE,P4(4)
COMMON/PPSTT/ST(7,20)
COMMON/PPFLAG/NPRINT,NSTATE,NRUN
COMMON/PPR/PGO.NCODE(20),NAME(20,5),NIN(20),NOUT(20,2)
COMMON/PPGCOM/NPROD,NSTC(10),NGMO,STP(7,10)
DATA IAI/'ACID',IA2,' WH',IA3,'EY'
WRITE(6,10) ITITLE,NRUN
WRITE(6,1) (P(I),I=1,9)
WRITE(6,81) (P(I),I=10,19)
WRITE(6,82) (P(I),I=20,27)
IF(NTYPE.EQ.1)THEN
IA1='SWEET'
IA2='T WH'
ENDIF
WRITE(6,2) IAI,IA2,IA3,(P4(I),I=1,4)
WRITE(6,311)
WRITE(6,3) NST,(ST(J,NST),J=1,7)
DO 218 I=1,NPROD
WRITE(6,3) NSTC(I),(STP(J,I),J=1,7)
WRITE(6,312)
WRITE(6,4) NUO
DO 8 I=1,NUO

```

```

20 ST(J,N1)=STRM(J)
IF(N2.EQ.0)RETURN
DO 22 J=1,7
ST(J,N2)=0.000
OW=TEMP(1)
OWI=STRM(1)
IF(OW.EQ.OWI)RETURN
ST(1,N2)=OW-OWI
DO 21 K=2,5
ST(K,N2)=(OW*TEMP(K)-OWI*STRM(K))/ST(1,N2)
21 IF(ST(2,N2).GT.1.000)THEN
ST(2,N1)=ST(2,N1)+ST(2,N2)-1.000
ST(2,N2)=1.000
ENDIF
ST(6,N2)=TEMP(6)
ST(7,N2)=STRM(7)
RETURN
END

```

```

C234567
SUBROUTINE OPTING(NINTG,NX,NG,NAX,X,G)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION NAX(NINTG),X(NX),G(NG)
DO 1 I=1,NINTG
N=NAX(I)
X(N)=AINT(X(N))
CALL GCOMP(G,X)
F=G(NG)
X(N)=X(N)+1.000
CALL GCOMP(G,X)
IF(G(NG).GT.F)THEN
X(N)=X(N)-1.000
CALL GCOMP(G,X)
ENDIF
1 CONTINUE
RETURN
END

```

```

SUBROUTINE USUPLY(U,NU,UG,NUG,ID)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
RETURN
END
C234567
SUBROUTINE COSTS(NCODE)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
COMMON/PPA/F(20,3),CC1(20,3)
COMMON/PPF/PREAG(3),PREP1(3)
COMMON/PPE/XXN(3),SIZE(3),REAGENT(3),REPLAC(3),UO(8)
COMMON/PPC/C(14)
COMMON/PPB/A1(3),A(8)
DO 4 I=1,14
C(I)=0.000
DO 10 I=1,3
IF(SIZE(I).GT.0.000)C(2)=XXN(I)*CC1(NCODE,I)*SIZE(I)**F(NCODE,I)+
1 C(2)
C(4)=PREAG(I)*REAGENT(I)+C(4)
10 C(5)=PREP1(I)*REPLAC(I)+C(5)
C(3)=C(2)
DO 11 I=2,4
11 C(I)=C(I)+A1(I-1)

```



```

1014 WBH-WD*WH
CCCCCCCCFILE 7
202 READ(7,*,*END=201,ERR=201)I
READ(7,*)NSET,NOUT,NVAR(I),NING(I),NNG(I),NREAD(I)
IF(NSET.EQ.3)GO TO 30
NIN=NSET+1
DO 21 J=NNN,3
F(I,J)=0.000
21 CCI(I,J)=0.000
30 DO 1 J=1,NSET
READ(7,*)XMSIB,CB,AB,F(I,J),FBM
CCI(I,J)=CB*FBM*XMSIB/XMSIB/AB**F(I,J)
DO 203 J=1,NVAR(I)
READ(7,*)XMI(I,J),XMA(I,J),XXO(I,I,J)
203 IF(XXO(I,J).LE.0.000)XXO(I,J)=(XMA(I,J)+XMI(I,J))/2.000
READ(7,*) (RREAD(I,J),J=1,NREAD(I))
GO TO 202
201 CONTINUE

),P1,PM1,
CCCCCCCC ECON --CONTINUAR
NS=6
READ(5,*)P1,PM1,(P(I),I=1,NS)
READ(5,*)(G(I),I=1,NS)
READ(5,*)
C-----
DO 2 I=1,NS
2 S(I)=0.000
SI=0.000
S8=0.000
DO 10 I=1,L
SI=SI+((1.000+FI)/(1.000+R))**I
DO 10 J=1,NS
10 S(J)=S(I)+((1.000+G(J))**I)*SI
SI=SI*(1.000-X)
DO 12 J=1,NS
12 S(J)=S(J)*(1.000-X)*P(J)
DO 13 I=2,LL
13 S8=S8+(1.000+R)**(-I)
S8=1.000-X*((1.000/LL+B)/(1.000+R)+
1 (1.000-B-1.000/LL)*S8/(LL-1.000))
A3=P1*(1.000+FO)*(1.000+FS1)*S1
A4=(1.000+FO+FMH)*PM1*S1
A12=SI*FETC
CCCCCCCCCC FIL 8 ----CORRIENTES
READ(5,*) XNTYPE,(ETC(I),I=1,4)
NTYPE=INT(XNTYPE)
DO 71 I=1,7
DO 71 J=1,20
71 ST(I,J)=0.000
READ(5,*) NSTCOD,(ST(I,NSTCOD),J=1,7)
RAWMAT=ST(1,NSTCOD)
READ(5,*)NPROD
IF(NPROD.LE.0)GO TO 66
DO 60 I=1,NPROD
READ(5,*) NSTC(I),(STP(I,I),J=1,7)
60 CONTINUE
66 JFLAG=0
DO 78 J=2,5
78 IF(ST(J,NSTCOD).LT.0.000)JFLAG=1
IF(JFLAG.EQ.1)THEN

```

```

),11X,
*****//,
FINALES **,
*****//,
ACION DE LA CORRIENTE',////,1X,79('-')//,
LUJO SOLIDOS PROTEINA LACTOSA SALES',
4P.//,
/HR) (PORCIENTO) (PORCIENTO) ( % ) (PORCIENTO)',
)
9.1,4X,F6.4,6X,F6.4,3X,F6.4,3X,F6.4,3X,F5.2,3X,
)
3. DIMENSIONES DEL EQUIPO Y CANTIDAD DE SERVICIOS,
)
CION UNITARIA',10X,'NUMERO ',15X,'TAMANO',//,1X,
',5X,
)
CION UNITARIA',19X,'REACTIVOS',18X,'CONSUMIBLES',//,
',II',5X,'III')//
CION UNITARIA',8X,'MANO D OBRA OPERAC',12X,
PENIM',//,
',5X,
(MAN-HR/Y)')
,3(13),2X,3D9.2)
,6D9.2)
,08.2,13X,D8.2)
I,II,III REPRESENTA DIFERENTES EQUIPOS MAYORES,
',//, (VER EL REPORTE ECO DE CADA OP
RIFICADO Y UNIDADES)')//)
)
CION UNITARIA
COMBUSTIB GAS NAT VAPOR AGUA
(GAL/Y) (CU.FT/Y) (LB/Y) (GAL/Y)
1X,D9.3))
**',13X,5(1X,D9.3))
RESULTADOS FINALES DE LA OPTIMIZACION D VARIABLES',
5')
) = ',D11.5)
) = ',D11.5)
',C. VALOR PRESENTE (DLS) DE CADA OPER UNITARIA',
TODO PLANEADO',////,
)
UNITARIA (COSTO TOTAL COSTO MODULO',
ON MATERIALES')
2X,D11.4))
)
**',13X,4(2X,D11.4))
ERACION UNITARIA
ESTO M OBRA OPER M OBRA MANT SERVICIOS')
EAL DEL SISTEMA ANTES DE IMPUESTOS = ',D12.4,
STO UNITARIO DE MANUFACTURA ($DLS/LB LACTOSUERO),

```



```

RETURN
END
C234567
C*****
C SUBROUTINAS MATEMATICAS
C*****
SUBROUTINE SECAN(X,N,FCN,NDIGIT,RNORM,A,Z,Y,XNORM,B,M1,CC,RR,EE)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
LOGICAL PS,PSF
REAL*4 AUX77
INTEGER*4 TEST
DIMENSION X(N)
DIMENSION A(M1,M1),Z(N,M1),Y(M1),XNORM(M1),B(M1)
DIMENSION CC(M1,M1),RR(M1),EE(M1)
EXTERNAL FCN
NNNN=N
MAXIT=48*N
CFACT=0.99D0
BIG=5.0D5
SMALL=1.0D-14
SFACT=0.1D0
IBMAX=50
NRS=2
RACC=DMIN1(DMAX1(SMALL,10.0D0**(-NDIGIT)),0.1D0)
REPS=1.0D-4
HLMAX=3.0D0
N1=N+1
ITER=0
IEVAL=0
NSTART=0
IBNORM=0
RX=1.0D0
RRX=0.0D0
TEST=0
EPS=0.0D0
PS=RNORM.EQ.1.0D0
PSF=(RNORM.EQ.1.0D0).OR.(RNORM.EQ.2.0D0)
DO 1010 I=1,N
  B(I)=0.0D0
  INDX=(I-1)*(N+1)+N1
  A(INDX,I)=1.0D0
  Z(I,N1)=X(I)
CONTINUE
1010 B(N1)=1.0D0
  INDX=(N1-1)*(N+1)+N1
  A(INDX,N1)=1.0D0
  UDF=0.0D0
  JI=N1
  IEVAL=IEVAL+1
  INDX=(N1-1)*(N+1)+1
  CALL FCN(NNNN,Z(1,N1),A(INDX,1),UDF)
  IF(UDF.NE.0.0D0) GO TO 905
  BNORM=0.0D0
  DO 1020 I=1,N
    INDX=(N1-1)*(N+1)+I
    BNORM=BNORM+A(INDX,I)**2.0D0
  CONTINUE
  XNORM(N1)=BNORM
  IF(.NOT.PSF) GO TO 1
  WRITE(6,690) N,NDIGIT
  INDX=(JI-1)*(N+1)
  WRITE(6,620) ITER,IEVAL,RRX,XNORM(JI),(I,Z(I,JI),
  $ A(INDX+I,1),I=1,N)
  1 CONTINUE
  IF(NSTART.EQ.NRS) EPS=EPS*10.0D0
  IF(NSTART.EQ.0) EPS=DMIN1(RX,REPS)
  IF(EPS.GT.BIG)GO TO 903
  NSTART=MOD(NSTART,NRS)+1
  UDF=0.0D0
  IF(PS) WRITE(6,610) EPS
  DO 20 J=1,N
    DO 10 I=1,N
      5 CALL RANDOM(AUX77)
      TR=(AUX77-0.5D0)*2.0D0
      IF(DABS(TR).LT.0.1D0) GO TO 5
      Z(I,J)=X(I)
      Z(I,J)=X(I)+DMAX1(DABS(X(I)),0.1D0)*TR*EPS
    CONTINUE
    IEVAL=IEVAL+1
    INDX=(J-1)*(N+1)+1
    CALL FCN(NNNN,Z(1,J),A(INDX,1),UDF)
    IF(UDF.NE.0.0D0)GO TO 905
  CONTINUE
  DO 30 J=1,N
    XNORM(J)=0.0D0
    DO 10 I=1,N
      INDX=(J-1)*(N+1)+I
      XNORM(J)=XNORM(J)+A(INDX,I)**2.0D0
    CONTINUE
  30 CONTINUE
  JS=N1
  JI=N1
  DO 50 J=1,N
    IF(XNORM(J).GT.XNORM(JS))JS=J
    IF(XNORM(J).LT.XNORM(JI))JI=J
  CONTINUE
  IF(XNORM(JI).EQ.0.0D0)GO TO 901
  IF(XNORM(JI).GT.SFACT*BNORM)GO TO 55
  BNORM=XNORM(JI)
  IBNORM=ITER
  55 CONTINUE
  IF((ITER-IBNORM).GT.IBMAX) GO TO 903
  INDX=(JI-1)*(N+1)
  IF(PS.AND.(ITER.GT.0)) WRITE(6,620) ITER,IEVAL,RRX,XNORM(JI)
  $,(I,Z(I,JI),A(INDX+1,1),I=1,N)
  ITER=ITER+1
  IF(ITER.GE.MAXIT)GO TO 904
  IAUX7=1
  CALL LINEQ1(A,B,Y,N1,N1,IAUX7,TEST,CC,RR,EE)
  IF(TEST.EQ.0)GO TO 904
  IF(PS) WRITE(6,660) ITER
  GO TO 110
  58 CONTINUE
  AUX8=0.0D0
  DO 70 I=1,N
    X(I)=-ARITH1(AUX8,N1,Z(1,I),N,Y,IAUX7)
  CONTINUE
  HALF=0.5D0
  80 CONTINUE

```

```

UDF=0.0D0      I EVAL=IEVAL+1
CALL FCN(NNN,X,Y,UDF)
IF(UDF.EQ.0.0D0)GO TO 85
IF(PS) WRITE(6,665) (I,X(I),I=1,N)
GO TO 95
85 CONTINUE
TN=0.0D0
DO 90 I=1,N
TN=TN+Y(I)**2.0D0
90 CONTINUE
IF(TN.LT.XNORM(JS)) GO TO 120
95 CONTINUE
HALF=HALF+1.0D0
IF(HALF.GT.HLMAX)GO TO 110
IF(PS) WRITE(6,670) HALF
DO 100 I=1,N
X(I)=(X(I)+HALF*Z(I,J1))/(HALF+1.0D0)
100 CONTINUE
GO TO 80
110 CONTINUE
IF(J1.EQ.N1)GO TO 1
XNORM(N1)=XNORM(J1)
DO 115 I=1,N
Z(I,N1)=Z(I,J1)
INDX2=(N1-1)*(N+1)+1
INDX=(N1-1)*(N+1)+I
A(INDX,1)=A(INDX2,1)
115 CONTINUE
GO TO 1
120 CONTINUE
IF(HALF.NE.0.0D0).OR.(ITER.EQ.1)) GO TO 150
RX=SMALL
DO 130 I=1,N
RX=DMAX1(RX,DABS(X(I))-Z(I,J1))/DMAX1(DABS(X(I)),0.1D0)
130 CONTINUE
RRX=DMAX1(-LOG10(RX),0.0D0)
IF(RX.LE.RACC)GO TO 902
150 CONTINUE
IF(TN.LT.CFACT*XNORM(J1)) NSTART=0
XNORM(JS)=TN
DO 160 I=1,N
Z(I,JS)=X(I)
INDX=(JS-1)*(N+1)+I
A(INDX,1)=Y(I)
160 CONTINUE
GO TO 40
901 CONTINUE
RNORM=0.0D0
GO TO 910
902 CONTINUE
RNORM=XNORM(J1)
GO TO 910
903 CONTINUE
IF(UDF.NE.0.0D0)GO TO 905
RNORM=-1.0D0
GO TO 910
904 CONTINUE
RNORM=-2.0D0
GO TO 910

```

```

905 CONTINUE
RNORM=-3.0D0
910 CONTINUE
DO 960 I=1,N
X(I)=Z(I,J1)
960 CONTINUE
IF(.NOT.PSF) RETURN
WRITE(6,680) RNORM
INDX=(J1-1)*(N+1)
WRITE(6,620) ITER,EVAL,RRX,XNORM(J1),
$(I,Z(I,J1),A(INDX+I),1),I=1,N)
RETURN
610 FORMAT('/// PROCEDIMIENTO INICIAL CON EPS =',D8.1)
620 FORMAT('///6X, NUM DE ITERACION',I4,3X,'(',I4,1X,'EVALUACIONES)',
$/6X,'PRECISION ESTIMADA',F6.1,' DIGITOS',
$/6X,21HF(1)'2+...+F(N)'2 =,D22.13
$/2X,'I',9X,'X(I)',19X,'F(I)')
$/ (I,12,2D23.13)
660 FORMAT(' MATRIZ SINGULAR EN LA ITERACION',I4)
665 FORMAT(' FUNCIONES INDEFINIDAS EN '//2X,'I',9X,'X(I)')
670 $ (2X,12,D23.14)
680 FORMAT('/// METODO PARTICIONAL CON CAD FRACCION =',F3.0)
690 FORMAT('/// CONDICIONES FINALES - RNORM =',D13.5)
END
C234567
SUBROUTINE LINEQ1(A,B,X,ND,N,NR,S,C,R,E)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION A(ND,ND),B(ND,NR),X(ND,NR)
DIMENSION C(N,N),R(N),E(N)
INTEGER*4 S
IAUX6=1
DO 12 I=1,N
P=0.0D0
DO 10 J=1,N
C(I,J)=A(I,J)
10 P=DMAX1(DABS(C(I,J)),P)
IF(P.EQ.0.0D0)GO TO 73
12 E(I)=1.0D0/P
M=1
14 MM=M-1
P=0.0D0
DO 22 I=M,N
C(I,M)=ARITH1(C(I,M),MM,C(I,1),N,C(1,M),IAUX6)
Q=E(I)+DABS(C(I,M))
IF(P.GE.Q)GO TO 22
P=Q
K=1
22 CONTINUE
IF(M.EQ.K)GO TO 30
DO 28 J=1,N
P=C(M,J)
C(M,J)=C(K,J)
28 C(K,J)=P
E(K)=E(M)
30 E(M)=K
IF(M.EQ.N)GO TO 37
M=M+1
DO 34 J=MP,N
34 C(M,J)=ARITH1(C(M,J),MM,C(M,1),N,C(1,J),IAUX6)/C(M,M)

```

C234567

```

M-MP
GO TO 14
37 IF(NR.LE.0)GO TO 71
70 68 M=I,NR
P=0.000
Q=0.000
DO 43 I=1,N
R(I)=B(I,M)
43 X(I,M)=0.000
44 DO 48 I=1,N
K=E(I)
T=R(K)
R(K)=R(I)
48 R(I)=ARITHI(T,I-1,C(1,1),N,R(1),IAUX6)/C(I,I)
I=N
GO TO 52
51 R(I)=ARITHI(R(I),N-I,C(I,1),N,R(IP),IAUX6)
52 IP=I
I=I-1
IF(I.GT.0)GO TO 51
T=P
P=0.000
DO 59 I=1,N
P=DMAX1(DABS(R(I)),P)
59 X(I,M)=X(I,M)+R(I)
IF(P.EQ.0.000)GO TO 68
IF(Q.EQ.0.000)Q=P
IF((O+P).EQ.Q)GO TO 68
IF(T.NE.0.000.AND.(P+P).GT.T)GO TO 67
DO 65 I=1,N
65 R(I)=ARITHI(B(I,M),N,A(I,1),ND,X(1,M),IAUX6)
GO TO 44
67 IF((Q+P)/N).NE.Q)GO TO 73
68 CONTINUE
71 S=0
RETURN
73 S=1
RETURN
END

```

C234567

```

FUNCTION ARITHI(C,N,A,KA,B,KB)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION A(KA,N),B(KB,N)
T=DBLE(C)
DO 4 I=1,N
IF(N.EQ.0)GO TO 5
4 T=T-DBLE(A(1,I))*DBLE(B(1,I))
5 ARITHI=T
RETURN
END
FUNCTION DBLE(C)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DBLE=C
RETURN
END

```

C234567

```

SUBROUTINE MVREVP(UUO,NNNS,GG,NG3)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION UUO(NNNS),GG(NG3),G1(2),G2(1),UEVAP(4),UMVR(4)
COMMON/PPC/XXN(3),UO(17)
COMMON/PPFLAG/NPRINT,NSTATE,NRUN
COMMON/PPREAD/DP,XLA,XLAME,EFFALL,XLA1,XLAME1,TT(14)
UEVAP(1)=UUO(1)
UMVR(3)=UUO(2)
UEVAP(2)=UUO(2)
UMVR(2)=UUO(3)
UEVAP(3)=UUO(3)
UEVAP(4)=UUO(4)
UMVR(4)=UUO(5)
IF(NSTATE.EQ.1)THEN
R1=DP
R2=XLA
R3=XLAME
S1=EFFALL
S2=XLA1
S3=XLAME1
ENDIF
DP=R1
XLA=R2
XLAME=R3
IAUX2=4
IAUX3=2
CALL EVAP(UEVAP,IAUX2,G1,IAUX3)
ARI=XXN(1)
UO1=UO(1)
UO10=UO(10)
UO11=UO(11)
UO12=UO(12)
UMVR(1)=UO(15)/WDH
DP=S1
XLA=S2
XLAME=S3
IAUX4=4
IAUX5=1
CALL MVR(UMVR,IAUX4,G2,IAUX5)
XXN(1)=XXN
XXN(2)=UUO(5)
UO(2)=UO(1)
UO(1)=UO1
UO(10)=UO(10)+UO10
UO(11)=UO(11)+UO11
UO(12)=UO(12)+UO12
UO(15)=0.000
GG(1)=G1(1)
GG(2)=G1(2)
GG(3)=G2(1)
RETURN
END

```

C234567

```

SUBROUTINE FROD(N,X,F,UDF)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION X(N),F(N)
COMMON/PPRODA/TSO,GO,TSN,TSG,QO,Q,P,T

```

```

UDF=0.000
DO 10 I=1,N
IF(X(I).LT.0.000)UDF=1.000
IF(X(N).GT.0.000)UDF=1.000
IF(UDF.EQ.1.000)RETURN
FLUX1=FLUXRO(Q,Q,P,X(I),T)
AA=(GO-X(N))/TSG/FLUX1
F(1)=1.000/X(1)-K(N)/TSG
IF(N.EQ.2)GO TO 2
DO 1 I=2,(N-1)
F(I)=1.000/X(I)-1.000/X(I-1)+AA*FLUXRO(Q,Q,P,X(I),T)
F(N)=1.000/TSN-1.000/X(N-1)+AA*FLUXRO(Q,Q,P,TSN,T)
RETURN
END

```

234567

```

SUBROUTINE UPD(N,P0,G0,PN,X0,Q,T,TT,AREA,NSTATE)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION X(8)
DIMENSION AA(9,9),ZZ(8,9),YY(9),XNORM(9),BB(9)
DIMENSION CC(9,9),RR(9),EE(9)
COMMON/PPUFDA/P01,G01,PN1,PG,Q1,T1,TT1
EXTERNAL FUPD
P01=P0
SCALED BY /G0
G01=1.000
PN1=PN
PG=PG*G01
Q1=Q
T1=T
TT1=TT
DP=(PN-P0)/FLOAT(N)/2.000
DO 1 I=1,(N-1)
X(I)=-P0+DP*FLOAT(I)
X(N)=-PG/X(1)
RNORM=0.000
MM=N+1
NDIGIT=5
IF(NSTATE.EQ.4)NDIGIT=8
CALL SECAN(X,N,FUPD,NDIGIT,RNORM,AA,ZZ,YY,XNORM,BB,MM,CC,RR,EE)
IF(X(1).LT.0.000)RETURN
IF(RNORM.LT.0.000)WRITE(6,61)RNORM
FORMAT(' CHECK CONVERGENCE OF SECAN, RNORM = ',D9.3)
IF(X(1).GE.0.000)AREA=GO*(1.000-X(N))/ROU(X0)/FLUXUF(Q,X(1),T,TT)
RETURN
END

```

234567

```

SUBROUTINE FUPD(N,X,F,UDF)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION X(N),F(N)
COMMON/PPUFDA/P0,G0,PN,PG,Q,T,TT
EXTERNAL FLUXUF
UDF=0.000
DO 10 I=1,N
IF(X(I).LT.0.000)UDF=1.000
IF(X(N).GT.0.000)UDF=1.000
IF(UDF.EQ.1.000)RETURN
FLUX1=FLUXUF(Q,X(I),T,TT)
AA=(GO-X(N))/PG/FLUX1
F(1)=1.000/X(1)-K(N)/PG
IF(N.EQ.2)GOTO 2

```

```

DO 1 I=2,(N-1)
F(I)=1.000/X(I)-1.000/X(I-1)+AA*FLUXUF(Q,X(I),T,TT)
F(N)=1.000/PN-1.000/X(N-1)+AA*FLUXUF(Q,PN,T,TT)
RETURN
END

```

C234567

```

SUBROUTINE EVAPD(N,FIN,XIN,XOUT,Tf1,TSIN,TOUf,VIN,VOUf,AREA,
NSTATE)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
A=X(N)=FT2,S=X(1)=LB/HR=FIN,X=PER CENT,T=OF,U=BTU/HR,FT2.OF
DIMENSION X(40),UU(20)
DIMENSION AA(41,41),ZZ(40,41),YY(41),XNORM(41),BB(41)
COMMON/PEVPA/TN,XLN,TO,TF,F,X0,Q,XXOUT
EXTERNAL FEVAPD
M=2*N
X0=XIN
XXOUT=XOUT
F=FTN
TO=TSIN
TF=TF1
TN=TOUf
Q=F*X0
DO 1 I=1,N
UU(I)=700.000-(I)*50.000
XLN=F*X0/XOUT
IF(N.EQ.1)THEN
X(1)=(F-XLN)-(F*CP(XXOUT,TN)*(TF-TN))/XLAM(TN)
X(2)=X(1)*XLAM(TO)/U(TO),XXOUT)/(TO-TN)
GO TO 99
ENDIF

```

C.... LIQUID FLOW

```

DO 15 I=3,M-1,2
X(I)=-F-(F-XLN)*(I/2)/(N)
SS=1.000
DO 19 I=2,N
SS=SS+UU(I)/UU(I)
DT1=(TO-TN)/SS
X(2)=TO-DT1
IF(N.GT.2)THEN

```

C.... TEMPERATURA

```

DO 10 I=4,(M-1),2
X(I)=X(I-2)-DT1*UU(I)/UU(I/2)
ENDIF

```

C.... FLUJO DE VAPOR

```

X(1)=F*.300
C.... AREA
X(M)=F/50.000*3.000/(N)
C.... ESCALAMIENTO
DO 6 I=1,M-1,2
J=I+1
X(I)=X(I)/F

```

6 X(J)=X(J)/TO

```

X(M)=X(M)*50.000/F*TO
RNORM=0.000
MM=M+1
NDIGIT=5
IF(NSTATE.EQ.4)NDIGIT=8
CALL SECAN(X,M,FEVAPD,NDIGIT,RNORM,AA,ZZ,YY,XNORM,BB,MM,CC,RR,

```

```

SEE)

```

```

61 IF(RNORM.LT.0.000)WRITE(6,61)RNORM
FOURMAT(' REVISAR CONVERGENCIA DE SECAN, RNORM = ',D9.3)
DO 8 I=1,(M-1),2
J=I+1
X(I)=X(I)*F
X(J)=X(J)*TO
8 CONTINUE
AREA=X(M)/50.000*F*TO
C ...COSTO,REF:5/R LSSQ,PETER&TIMM, FIG.14-27,TAB.5(P.881)
99 CONTINUE
VIN=X(I)
VOUT=X(M-1)-XLN
IF(N.EQ.1)VOUT=F-XLN
RETURN
END
C234567
SUBROUTINE FEVAPD(M,X,B,UDF)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
COMMON/PPVPA/TN,XLN,TO,TF,F,XO,Q,XN
DIMENSION X(M),B(M)
N=M/2
DO 8 I=1,(M-1),2
J=I+1
X(I)=X(I)*F
X(J)=X(J)*TO
8 X(M)=X(M)/50.000*F*TO
XX=Q/X(3)
B(1)=F*CP(XX,X(2))*(TF-X(2))-X(1)*XLAM(TO)-(F-X(3))*XLAM(X(2))
B(2)=U(X(2),XX)*X(M)*(TO-BPR(X(2),XX))-X(1)*XLAM(TO)
IF(N.EQ.2)THEN
B(3)=X(3)*CP(XN,TN)*(X(2)-TN)+(F-X(3))*XLAM(X(2))-X(3)-XLN)*
$XLAM(TN)
B(4)=U(TN,XN)*X(M)*X(2)-BPR(TN,XN)-(F-X(3))*XLAM(X(2))
GOTO 16
ENDIF
XX=Q/X(5)
B(3)=X(3)*CP(XX,X(4))*(X(2)-X(4))+(F-X(3))*XLAM(X(2))-
$X(3)-X(5))*XLAM(X(4))
B(4)=U(X(4),XX)*X(M)*X(2)-BPR(X(4),XX)-(F-X(3))*XLAM(X(2))
B(M-1)=X(M-1)*CP(XN,TN)*(X(M-2)-TN)+(X(M-3)-X(M-1))*
$XLAM(X(M-2))-X(M-1)-XLN)*XLAM(TN)
B(M)=U(TN,XN)*X(M)*X(M-2)-BPR(TN,XN)-(X(M-3)-X(M-1))*
$XLAM(X(M-2))
IF(N.GT.3)THEN
DO 11 I=5,(M-2),2
XX=Q/X(I+2)
B(I)=X(I)*CP(XX,X(I+1))*(X(I-1)-X(I+1))+X(I-2)-X(I))*
$XLAM(X(I-1))-X(I)-X(I+2))*XLAM(X(I+1))
J=I+1
B(J)=U(X(J),XX)*X(M)*X(I-1)-BPR(X(J),XX)-(X(I-2)-
$X(I-1))*XLAM(X(I-1))
ENDIF
DO 17 I=1,M
B(I)=B(I)/F/1000.000
DO 6 I=1,(M-1),2
J=I+1
X(I)=X(I)/F
X(J)=X(J)/TO
6 X(M)=X(M)*50.000/F*TO
RETURN
END

```

```

100 IF(TSI.LE.0.000)RETURN
TSO=UO(1)
TP=UO(2)
T1=UO(3)
T2=UO(4)
RH2=UO(5)
RATIO=TSI/TSO
QIN=QI
D=TSI*QIN
QOUT=QIN*RATIO
XMZ=QOUT/D-1.000
UO(1)=QIN-QOUT
(F(UO(1))*(T2-T1)*EFF*(TSI-(SO).EQ.0.000)RETURN
H2=HUMID(T2,RH2)
AAA=(.4500*(T2-TF)+(1.000+R)/(T1-T2)
H1=(H2*AAA-.2400)/(1.4500+AAA)
IF(H1.EQ.H2)RETURN
G=UO(1)/(H2-H1)
UO(14)=G*(.2400+.4500*H1)*(T1-T0)/A
HO=HUMID(T0,RH0)
UO(12)=WDH*G*DP/13717.000*(SV(T0,H0)+SV(T2,H2))/EFF
XSN(1)=1.000
UO(10)=WDH*XLA
UO(11)=WD*XLAME
GG(1)=TSO-TSI
GG(2)=T1-T2
GG(3)=T2-TP
GG(4)=.700-TSI
TSI=TSO
TF=TP
OI=QOUT
DO 5 I=1,3
SII(I)=SII(I)/RATIO
RETURN
END
SUBROUTINE IX(UUO,NN1,GG,NG1)

```

```

IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION UUO(NN5),GG(NG4)
COMMON/PPDIN/QI,TSI,SII(3),SIZ,TF
COMMON/PPC/X1,WD,WH,WDH
COMMON/PPE/XNN(3),UO(17)
COMMON/PPH/NN,SIZ(3),EFF
COMMON/PPREAD/RHO,TO,DP,A,R,XLA,XLAME,TRASH(13)
IF(NSTATE.EQ.1.AND.(NPRINT.EQ.1.OR.NPRINT.GE.3))WRITE(6,100)
$RHO,TO,DP,A,R,XLA,XLAME
FORMAT(' **SECADOR POR ASPERSION **',
$ I UNIDADES DE TAMANO = LB AGUA/HR',
$ TEMPERATURA DEL AIRE AMBIENTE (FRACCIONAL) = ',F3.2/,
$ TEMPERATURA DEL AIRE AMBIENTE (OF) = ',F5.1/,
$ DELTA DE PRESION DEL VENTILADOR (PSI) = ',F3.1/,
$ EFICIENCIA DE COMBUSTION DEL GAS (BTU/CU.FT) = ',F6.1/,
$ PERDIDAS DE CALOR POR RADIACION (FRACCIONAL) = ',F4.2/,
$ MANO DE OBRA DE OPERACION (HR-HOMBRE/HR) = ',F4.2/,
$ MANO DE OBRA DE MANTENIMIENTO (HR-HOMBRE/DIA) = ',F4.1/)
IF(TSI.LE.0.000)RETURN
TSO=UO(1)
TP=UO(2)
T1=UO(3)
T2=UO(4)
RH2=UO(5)
RATIO=TSI/TSO
QIN=QI
D=TSI*QIN
QOUT=QIN*RATIO
XMZ=QOUT/D-1.000
UO(1)=QIN-QOUT
(F(UO(1))*(T2-T1)*EFF*(TSI-(SO).EQ.0.000)RETURN
H2=HUMID(T2,RH2)
AAA=(.4500*(T2-TF)+(1.000+R)/(T1-T2)
H1=(H2*AAA-.2400)/(1.4500+AAA)
IF(H1.EQ.H2)RETURN
G=UO(1)/(H2-H1)
UO(14)=G*(.2400+.4500*H1)*(T1-T0)/A
HO=HUMID(T0,RH0)
UO(12)=WDH*G*DP/13717.000*(SV(T0,H0)+SV(T2,H2))/EFF
XSN(1)=1.000
UO(10)=WDH*XLA
UO(11)=WD*XLAME
GG(1)=TSO-TSI
GG(2)=T1-T2
GG(3)=T2-TP
GG(4)=.700-TSI
TSI=TSO
TF=TP
OI=QOUT
DO 5 I=1,3
SII(I)=SII(I)/RATIO
RETURN
END
SUBROUTINE IX(UUO,NN1,GG,NG1)

```

```

61 IF(RNORM.LT.0.000)WRITE(6,61)RNORM
FOURMAT(' REVISAR CONVERGENCIA DE SECAN, RNORM = ',D9.3)
DO 8 I=1,(M-1),2
J=I+1
X(I)=X(I)*F
X(J)=X(J)*TO
8 CONTINUE
AREA=X(M)/50.000*F*TO
C ...COSTO,REF:5/R LSSQ,PETER&TIMM, FIG.14-27,TAB.5(P.881)
99 CONTINUE
VIN=X(I)
VOUT=X(M-1)-XLN
IF(N.EQ.1)VOUT=F-XLN
RETURN
END
C234567
SUBROUTINE FEVAPD(M,X,B,UDF)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
COMMON/PPVPA/TN,XLN,TO,TF,F,XO,Q,XN
DIMENSION X(M),B(M)
N=M/2
DO 8 I=1,(M-1),2
J=I+1
X(I)=X(I)*F
X(J)=X(J)*TO
8 X(M)=X(M)/50.000*F*TO
XX=Q/X(3)
B(1)=F*CP(XX,X(2))*(TF-X(2))-X(1)*XLAM(TO)-(F-X(3))*XLAM(X(2))
B(2)=U(X(2),XX)*X(M)*(TO-BPR(X(2),XX))-X(1)*XLAM(TO)
IF(N.EQ.2)THEN
B(3)=X(3)*CP(XN,TN)*(X(2)-TN)+(F-X(3))*XLAM(X(2))-X(3)-XLN)*
$XLAM(TN)
B(4)=U(TN,XN)*X(M)*X(2)-BPR(TN,XN)-(F-X(3))*XLAM(X(2))
GOTO 16
ENDIF
XX=Q/X(5)
B(3)=X(3)*CP(XX,X(4))*(X(2)-X(4))+(F-X(3))*XLAM(X(2))-
$X(3)-X(5))*XLAM(X(4))
B(4)=U(X(4),XX)*X(M)*X(2)-BPR(X(4),XX)-(F-X(3))*XLAM(X(2))
B(M-1)=X(M-1)*CP(XN,TN)*(X(M-2)-TN)+(X(M-3)-X(M-1))*
$XLAM(X(M-2))-X(M-1)-XLN)*XLAM(TN)
B(M)=U(TN,XN)*X(M)*X(M-2)-BPR(TN,XN)-(X(M-3)-X(M-1))*
$XLAM(X(M-2))
IF(N.GT.3)THEN
DO 11 I=5,(M-2),2
XX=Q/X(I+2)
B(I)=X(I)*CP(XX,X(I+1))*(X(I-1)-X(I+1))+X(I-2)-X(I))*
$XLAM(X(I-1))-X(I)-X(I+2))*XLAM(X(I+1))
J=I+1
B(J)=U(X(J),XX)*X(M)*X(I-1)-BPR(X(J),XX)-(X(I-2)-
$X(I-1))*XLAM(X(I-1))
ENDIF
DO 17 I=1,M
B(I)=B(I)/F/1000.000
DO 6 I=1,(M-1),2
J=I+1
X(I)=X(I)/F
X(J)=X(J)/TO
6 X(M)=X(M)*50.000/F*TO
RETURN
END

```

```

100
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION UDO(NN1),GG(NG1)
COMMON/PPDIN/QOIN,TS,S1(2),ASH,S2(2)
COMMON/PPC/X1,WD,WH,WDH
COMMON/PPE/UD(20)
COMMON/PPFLAG/NPRINT,NSTATE,NRUN
COMMON/PPH/NTYPE,FA,FC,EFF,DDD
COMMON/PPF/F4,F3,SSS1,F2,F1,SSS2
COMMON/PPREAD/TE,TR,DE,CAPA,CAPC,PRRA,PRRC,REA,REC,PRA,PRC,XLRA,
$XLRC,XLA,XLAME,PA,PC,TRASH(3)
OTHERS=TS-S1(1)-S1(2)-ASH
P1=PRRA
F2=PRRC
F3=PRA
F4=PRC
AOUT=UD(1)
IF(NSTATE.EQ.1.AND.(NPRINT.EQ.1.OR.NPRINT.GE.3)) THEN
WRITE(6,100)TE,TR,DE,CAPA,CAPC,PRRA,PRRC
WRITE(6,98) REA,REC,PRA,PRC,XLRA,XLRC,XLA,XLAME,PA,PC
ENDIF
FORMAT(' ',**INTERCAMBIO IONICO **',' ,UNIDADES DE TAMAÑO:',' ,
Z' 1. COLUMNA CATIONICA = CU, FT',' , ' II. COLUMNA ANIONICA = CU, FT',' ,
Z' 11. TANQUE DE BALANCE * GAL',' ,
Z' TIEMPO DE AGOTAMIENTO (HR/CICLO) = ',F4.1//',
Z' TIEMPO DE REGENERACION (HR/CICLO) = ',F4.1//',
Z' EFICIENCIA DE DESIONIZACION (FRACCIONAL) = ',F4.2//',
Z' CAPACIDAD ANIONICA (LB CACCO3/CU, FT CICLO) = ',F4.1//',
Z' CAPACIDAD CATIONICA (LB CACCO3/CU, FT CICLO) = ',F4.1//',
Z' PRECIO DE LA RESINAANIONICA ($/LB) = ',F8.1//',
Z' PRECIO DE LA RESINA CATIONICA ($/LB) = ',F8.1//',
Z' FORMAT(' ',QUIMICOS DE REGENERACION PARA ANIONES (LB/CU,FT CICLO) = ',
Z' F4.1//',QUIMICOS DE REGENERACION PARA CATIONES (LB/CU,FT CICLO) = ',
Z' F4.1//',PRECIO DE QUIM DE REGENERACION P ANIONES ($/LB) = ',F5.2//',
Z' PRECIO DE QUIM DE REGENERACION P CATIONES ($/LB) = ',F5.2//',
Z' VIDA UTIL DE LA RESINA ANIONICA (ANOS) = ',F4.2//',
Z' VIDA UTIL DE LA RESINA CATIONICA (ANOS) = ',F4.2//',
Z' CANTIDAD DE MANO DE OBRA (HR-HOMBRE/HR) = ',F4.2//',
Z' CANTIDAD DE MANTENIMIENTO (HR-HOMBRE/HR) = ',F4.1//',
Z' CAIDA DE PRESSION COLUM ANIONICA (PSI/FT) = ',F5.2//',
Z' CAIDA DE PRESSION COLUM CATIONICA (PSI/FT) = ',F5.2//',
GG(1)=QOIN*(ASH-AOUT)/(1.000-AOUT)
TC=(TE*TR)/2.000
SAVE=TC*GG(1)/DE
CYCLES=AINT(WH/TC)
QIN=QOIN/ROU(TS)
IF(XLRA*TC+CAPC*CAPA*XLRC*X1*EFF.EQ.0.000)RETURN
UD(4)=SAVE*FC/CAPC
UD(5)=SAVE*PA/CAPA
IF(UD(4).LE.(0.000).AND.UD(5).LE.0.000)RETURN
IF(TE.GE.TR) GO TO 3
UD(6)=QIN*(TR-TE)
UD(3)=2.000
UD(1)=1.000
UD(2)=1.000
UD(7)=UD(4)*REC*CYCLES
UD(8)=UD(5)*REC*CYCLES
UD(10)=UD(4)*(1.000/XLRC-1.000/X1)
UD(11)=UD(5)*(1.000/XLRA-1.000/X1)
UD(13)=XLA*WDH
UD(14)=WD*XLAME

```

```

100
SAVE2=QIN*WDH/EFF/102840.000
UD(15)=SAVE2*(PC*HT(UD(4))+PA*HT(UD(5)))
RATIO=(1.000-ASH)/(1.000-AOUT)
QOIN=QOIN*RATIO
S1(1)=S1(1)/RATIO
S1(2)=S1(2)/RATIO
OTHERS=OTHERS/RATIO
TS=S1(1)+S1(2)+AOUT+OTHERS
ASH=AOUT
RETURN
END

C234567
SUBROUTINE CRY(UDO,NN3,GC,NG4)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION UDO(NN3),GG(NG4)
COMMON/PPDIN/O1,TSIN,PI,XLACIN,S1(2),T0
COMMON/PPC/XX1,WD,WH,WDH
COMMON/PPE/UD(20)
COMMON/PPFLAG/NPRINT,NSTATE,NRUN
COMMON/PPH/NTYPE,S14(4)
COMMON/PPZ/DOCC
COMMON/PPREAD/UD,CPC,HC,XLA,XLAME,TTT(15)
T1=UD(1)
T2=UD(2)
DOCC=UD(3)
IF(NSTATE.EQ.1.AND.(NPRINT.EQ.1.OR.NPRINT.GE.3))WRITE(6,100)
$ UD,CPC,HC,XLA,XLAME
FORMAT(' ',**CRISTALIZADOR **',' ,
$' I. UNIDADES DE TAMAÑO = FT',' ,
$' II. INTERCAMBIO DE CALOR = SO,FT',' ,
$' COEF DE TRANSF DE CALOR DEL INTERCAMBIADOR (BTU/HR SQ.FT OF) = ',
$' F5.1//',
$' CAPACIDAD CALORIFICA DE LOS CRISTALES (BTU/OF LB) = ',F4.2//',
$' CALOR DE CRISTALIZACION (BTU/LB) = ',F5.2//',
$' CANTIDAD DE MANO DE OBRA (HR-HOMBRE/HR) = ',F4.2//',
$' CANTIDAD DE MANTENIMIENTO (HR-HOMBRE/DIA) = ',F4.1//',
TSINC=TS*CALC(NTYPE,DOCC)
IF(UD.EQ.0.000)RETURN
QQ=O1/7.48100/ROU(TSINC)
QIN=Q1
UD(4)=TIME(NTYPE,DOCC)*QQ/1.18900
IF(UD(4).LE.0.000)RETURN
CPF=CP(TSINC,T0)
UD(5)=QIN*CPF/UD
UD(1)=1.000
UD(2)=1.000
UD(13)=XLA*WDH
UD(14)=WD*XLAME
UD(15)=WD*XLACIN*DOCC
UD(19)=(C1*HC+(CPC*C1+(2.000*QIN-C1)*CPF)/2.000)*WDH/8.3400
UD(15)=.07500*UD(4)*WDH
GG(1)=T1-T2
GG(2)=T0-T1
GG(3)=TSINC-TSIN
GG(4)=TSIN-TSINC
T0=T2
RETURN
END

```

C234567

```

TSOUT=SI(1)+SI(2)+ASHO+OTHERS
IF(NSTATE.EQ.1.AND.(NPRINT.EQ.1.OR.NPRINT.GE.3))WRITE(6,100)
$SF,XLM,AF,FAC,DP,XM,XI,E,CMEM,XLA,XLAME
FORMAT(/, ** OPCION SUPRIMIDA **)
100
CCCC
F=.0010515D0*QI/ROU(TSIN)
FFF=PC+FA
CDI=2.399D0*ASH+FFF*ROU(TSIN)
CDO=2.399D0*ASHO+FFF*ROU(TSOUT)
TS=(TSIN+TSOUT)/2.0D0
IF(XM*XI*CDO*CDI*E*XN*AF*SF*XLAM*X1*EFF*FAC.EQ.0.0D0)RETURN
FD=F/XM/XI
CD=(CDI+CDO)/2.0D0
RP1=RP(CD,FFF)
XILIMA=XICDLM(TS,FD,T,RP1)
IF(XILIMA.LE.0.0D0)RETURN
UO(4)=F*9650.0D0*LOG(CDI/CDO)/E/XN/AF/SF/XILIMA
IF(UO(4).LE.0.0D0)RETURN
UO(1)=XN
UO(10)=UO(4)*UO(1)*(1.0D0/XLM-1.0D0/XI)
RATIO=CDO/CDI
UO(15)=(F*.24125D0*XILIMA*SF*(RATIO**(1.0D0/XN)-RATIO**(2.0D0/XN))*XN
$*RP1*(CDI+CDO)**2.0D0/FAC/E+XN*F*DP*.0185D0/EFF)*WDH
UO(13)=WDH*XLA
UO(14)=WD*XLAME
GG(1)=ASH-ASHO
GG(2)=.3D0-TSIN
QI=QI*RATIO
ASH=ASHO
TSIN=TSOUT
RETURN
END
C234567
SUBROUTINE RO(UO,NN3,GG,NG1)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION UO(NN3),GG(NG1)
COMMON/PPDIN/QIN,TSO,SI(3),PRES,T11
COMMON/PPE/XI,WD,WH,WDH
COMMON/PPE/ROU(20)
COMMON/PPFLAG/NPRINT,NSTATE,NRUN
COMMON/PPH/NTYPE,SI(4(2)),EFF,DDD
COMMON/PPF/SI(3),F1,SI(2)
COMMON/PPREAD/XLM,DP,CMEM,A,XLA,XLAME,QUMR,TTT(13)
F1=CMEM
SI(1)=QUMR
TSN=UO(1)
XN=UO(2)
Q=UO(3)
PAV=TSN*2250.0D0+50.0D0
T=T11
IF(T11.LT.70.0D0)T=70.0D0
IF(T11.GT.125.0D0)T=125.0D0
RATIO=TSO/TSN
VO=QIN/ROU(TSO)
IF(NSTATE.EQ.1.AND.(NPRINT.EQ.1.OR.NPRINT.GE.3))WRITE(6,100)
$XLM,DP,CMEM,A,XLA,XLAME
FORMAT(/, ** OSMOSIS INVERSA **/,
$' I. UNIDADES DE TAMARCO TTT',
$' I. PARTES D REPUESTO = MEMBRANA (SQ.FT)'/,
$' VIDA UTIL DE LA MEMBRANA (ANOS) = ',F4.2/,

```

```

SUBROUTINE CENT(UO,NN1,GG,NG1)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION UO(NN1),GG(NG1)
COMMON/PPDIN/QI,TSIN,PI,XLAC,SI(2),TIN
COMMON/PPC/XI,WD,WH,WDH
COMMON/PPE/ROU(20)
COMMON/PPFLAG/NPRINT,NSTATE,NRUN
COMMON/PPH/NTYPE,SI(4(2)),EFF,DDD
COMMON/PPZ/DOCC
COMMON/PPREAD/PPP,XLA,XLAME,TTT(17)
OTHERS=TSIN-PI-XLAC-SI(1)
DP=UO(1)
QC=QI*(3.713D-5)*(7.481D0)*ROU(TSIN)
IF(NSTATE.EQ.1.AND.(NPRINT.EQ.1.OR.NPRINT.GE.3))WRITE(6,100)
$PPP,XLA,XLAME
FORMAT(/, ** CENTRIFUGA **/,
$' I. UNIDADES DE TAMARCO = HP',
$' DENSIDAD DE SOLIDOS (LB/CU.FT) = ',F6.3/,
$' CANTIDAD DE MANO DE OBRA (HR-HOMBRE/HR) = ',F4.2/,
$' CANTIDAD DE MANTENIMIENTO (HR-HOMBRE/DIA) = ',F4.1/)
IF(DP*TIN.LE.0.0D0)RETURN
UO(14)=.005928D0*((6.72D-4)*XMU(TSIN,TIN)*QC/(PPP-7.481D0*
$ROU(TSIN))/DP**2.0D0)**.718766D0
IF(UO(4).LE.0.0D0)RETURN
UO(1)=1.0D0
UO(15)=UO(4)*WDH
UO(13)=WDH*XLA
UO(14)=WD*XLAME
GONE=XLAC*DOCC*QI
GO=QI-GONE
OO=QI-GONE
XLAC=(QI*XLAC-GONE)/QO
RATIO=QI/QO
PI=PI*RATIO
SI(1)=SI(1)*RATIO
OTHERS=OTHERS*RATIO
TSIN=PI+XLAC+SI(1)+OTHERS
QI=QO
RETURN
END
C234567
SUBROUTINE ED(UO,N2,GG,NG2)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
DIMENSION UO(N2),GG(NG2)
COMMON/PPDIN/QI,TSIN,SI(2),ASH,PREI,T
COMMON/PPC/XI,WD,WH,WDH
COMMON/PPE/ROU(20)
COMMON/PPFLAG/NPRINT,NSTATE,NRUN
COMMON/PPH/NTYPE,FA,FC,EFF,DDD
COMMON/PPF/SI(3),F1,SI(2)
COMMON/PPREAD/SF,XLM,AF,FAC,DP,XM,XI,E,CMEM,XLA,XLAME,TTT(9)
OTHERS=TSIN-SI(1)-SI(2)-ASH
F1=CMEM
ASHO=UO(1)
IF(ASHO.LE.(0.0D0).OR.ASHO.GT.ASH)RETURN
XN=UO(2)
RATIO=(1.0D0-ASH)/(1.0D0-ASHO)
SI(1)=SI(1)/RATIO
SI(2)=SI(2)/RATIO
OTHERS=OTHERS/RATIO

```

```

$' CAIDA DE PRESION (PSI/SQ.FT) = 'F4.1/'
$' PRECIOS DE LA MEMBRANA ($/SQ.FT) = 'F5.2/'
$' PERMEABILIDAD DE AGUA PURA (GAL/SQ.FT DIA PSI) = 'F6.4/'
$' CANTIDAD DE MANO DE OBRA (HR-HOMBRE/HR) = 'F4.2/'
$' CANTIDAD DE MANTENIMIENTO (HR-HOMBRE/DIA) = 'F4.1/'
TSAV=(TSO*TSN)/2.000
IF(NRUN.EQ.2.AND.XN.GE.2.000)THEN
  NN=INT(XN)
  CALL ROD(NN2,TSO,QIN,TSN,A,Q,PAV,T,UO(4),NSTATE)
  UO(4)=UO(4)*WH
  XN=FLOAT(NN2)
  GO TO 200
ENDIF
FLUXAV=FLUXRO(A,Q,PAV,TSAV,T)
IF(XN*FLUXAV*XLM*X1*EFF.EQ.0.000)RETURN
UO(4)=V0*(1.000-RATIO)*WH/XN/FLUXAV
/(.21443D0+.21255D0*XN-.01406D0*XN*XN)
IF(UO(4).LE.0.000)RETURN
UO(1)=XN
UO(10)=XN*UO(4)*(1.000/XLM-1.000/X1)
UO(15)=V0*(1.000+RATIO)*XN*WDH*DF/205680.000/EFF
UO(13)=WDH*XLA
UO(14)=WD*XLAME
C AQUI LA ADICION CANT QUIM LIMPIEZA UO(7) Y CANT AGUA UO(19)...
IF(UO(4).LE.0.000)RETURN
IF(UO(1).LE.0.000)RETURN
UO(7)=0.03686D0*WD*UO(1)*UO(4)
UO(19)=16.242D0*WD*UO(1)*UO(4)
GG(1)=TSN-TSO
TSO=TSN
QIN=QIN+RATIO
DO 10 I=1,3
  S1(I)=S1(I)/RATIO
  RETURN
END
C234567
SUBROUTINE UF(UO,NN3,GG,NG2)
  IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
  DIMENSION UO(NN3),GG(NG2)
  COMMON/PPDIN/QIN,XIN,P0,S1(3),T11
  COMMON/PPC/X1,WD,WH,WDH
  COMMON/PPE/UO(20)
  COMMON/PPFLAG/NPRINT,NSTATE,NRUN
  COMMON/PPH/NTYPE,S14(2),EFF,DDD
  COMMON/PPF/S15(3),F1,S16(2)
  COMMON/PPREAD/XLM,DP,CHEM,XLA,XLAME,QUIMI,TTT(14)
  F1=CHEM
  S15(1)=QUIMI
  S15(1)=QUIMI
C S15(1) CARGA EN EL COSTO DE MATERIALES (TABLA PRESENT COST $...) LA
C CANTIDAD DE REACTIVOS 1 DE TABLA B.(Y0)
C QUIMI-COSTO DE QUIMICOS
C UO(19)=CANT DE AGUA GASTADA
C UO(7)=CANT DE QUIMICOS DE LIMPIEZA
  PN=UO(1)
  IF(PN.LE.0.000)RETURN
  XN=UO(2)
  Q=UO(3)
  T=F11

```

```

IF(T11.LT.70.000)T=70.000
IF(T11.GT.124.5D0)T=124.5D0
IF(NSTATE.EQ.1.AND.(NPRINT.EQ.1.OR.NPRINT.GE.3))WRITE(6,100)
  XLM,DP,CHEM,XLA,XLAME
  FORMAT(10X,'** ULTRAFILTRACION **',/
  $' I. UNIDADES DE TAMAÑO = SQ.FT'/,
  $' I. PARTES D REPUESTO (CONSUMIBLES) = MEMBRANA (SQ.FT)'/,
  $' VIDA UTIL DE LA MEMBRANA (ANOS) = 'F3.1/',
  $' CAIDA DE PRESIONP (PSI/SQ.FT) = 'F4.1/',
  $' PRECIO DE LA MEMBRANA ($/SQ.FT) = 'F5.2/',
  $' CANTIDAD DE MANO DE OBRA (HR-HOMBRE/HR) = 'F4.2/',
  $' CANTIDAD DE MANTENIMIENTO (HR-HOMBRE/DIA) = 'F4.1/'
  TT=60.000*WH
  V0=QIN/ROU(XIN)
  IF(PN*XN*XLM*X1*EFF.EQ.0.000)RETURN
  IF(NRUN.EQ.2.AND.XN.GE.2.000)THEN
    NN2=INT(XN)
    CALL UFD(NN2,P0,QIN,PN,XIN,Q,T,TT,UO(4),NSTATE)
    UO(4)=UO(4)*WH
    XN=FLOAT(NN2)
    GOT0 200
  ENDIF
  FLUXAV=FLUXUF(Q,P0,T,TT)+FLUXUF(Q,PN,T,TT))/2.000
  IF(FLUXAV.LE.0.000)RETURN
  UO(4)=V0*(1.000-P0/PN)*WH/FLUXAV/XN
  IF(UO(4).LE.0.000)RETURN
  UO(1)=XN
  UO(10)=UO(4)*UO(1)*(1.000/XLM-1.000/X1)
  UO(15)=V0*DP*(1.000+P0/PN)*XN*WDH/205680.000/EFF
  UO(13)=WDH*XLA
  UO(14)=WD*XLAME
C AQUI LA INSECCION.
  IF(UO(4).LE.0.000)RETURN
  IF(UO(1).LE.0.000)RETURN
  UO(7)=0.03686D0*WD*UO(1)*UO(4)
  UO(19)=16.242D0*WD*UO(1)*UO(4)
  GG(1)=PN-P0
  XIN=XIN+GG(1)
  QIN=QIN+P0/PN
  GG(2)=.41D0-XIN
  P0=PN
  RETURN
  END
C234567
SUBROUTINE MVR(UO,NN4,GG,NG1)
  IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
  DIMENSION UO(NN4),GG(NG1)
  COMMON/PPC/X1,WD,WH,WDH
  COMMON/PPE/UO(20)
  COMMON/PPFLAG/NPRINT,NSTATE,NRUN
  COMMON/PPH/NTYPE,S14(2),EFF,SSS
  COMMON/PPREAD/EFFALL,XLA,XLAME,TTT(17)
  TIN=UO(2)
  TOUT=UO(3)
  UO(1)=UO(4)
  STEAM=UO(1)
  PIN=PP(TIN)
  AUX1=1.327D0

```

```

100  POUT=PPO(PIN,TIN,TOUT,AUX1)
      IF(NSTATE.EQ.1.AND.(NPRINT.EQ.1.OR.NPRINT.GE.3))WRITE(6,100)
      $EFFALL,XLA,XLAME
      FORMAT(/,'**NVR **',/
      $' UNIDADES DE TAMANO =CU.FT',/
      $' EFICIENCIA GLOBAL (FRACCIONAL) = ',F5.3/,
      $' CANTIDAD DE MANO DE OBRA (HR-HOMBRE/HR) = ',F5.3/,
      $' CANTIDAD DE MANTENIMIENTO (HR-HOMBRE/DIA) = ',F4.1/)
      UO(4)=VV(STEAM,TIN)
      IF(UO(4).LE.(0.0D0).OR.UO(1)*PIN*EFFALL.EQ.0.0D0)RETURN
      R=(POUT/PIN)**(1.0D0/UO(1))
      PAV=(PIN+POUT)/2.0D0
      UO(1)=R**(.231D0-1.0D0)*PAV*UO(4)*UO(1)*WDH/100.0D0/EFFALL
      UO(13)=WDH*XLA
      UO(14)=WD*XLAME
      GG(1)=POUT-PIN
      RETURN
      END

```

```

C *****
C MODULOS ADICIONALES DE SIMULACION
C *****

```

```

SUBROUTINE ROD(N,TSO,G0,TSN,Q0,Q,P,T,AREA,NSTATE)
  IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
  DIMENSION X(10),AA(11,11),ZZ(10,11),YY(11),XNORM(11)
  DIMENSION BB(11),CC(11,11),RR(11),EE(11)
  COMMON/PRODA/TSO1,G01,TSN1,TSG,Q01,Q1,P1,T1
  EXTERNAL FROD
  TSO1=TSO

```

```

C SCALED BY/G0
  G01=1.0D0
  TSN1=TSN
  TSG=TSO*G01
  Q01=Q0
  Q1=Q
  P1=P
  T1=T

```

```

DTS=(TSN-TSO)/FLOAT(N)
DO 1 I=1,(N-1)

```

```

  1 X(I)=TSO+DTS*FLOAT(I)
  X(N)=TSG/X(1)
  RNORM=0.0D0
  NDIGIT=5

```

```

  IF(NSTATE.EQ.4)NDIGIT=8
  MM=N*1

```

```

  CALL SECAN(X,N,FROD,NDIGIT,RNORM,AA,ZZ,YY,XNORM,BB,MM,CC,RR,EE)
  IF(X(1).LT.0.0D0)RETURN
  IF(RNORM.LT.0.0D0)WRITE(6,61)RNORM
  61 FORMAT('REVISAR CONVERGENCIA DE SECAN, RNORM= ',E9.3)
  IF(X(1).GE.0.0D0) AREA=G0*(1.0D0-X(N))/ROU(TSO)/
  $FLUXRO(Q0,Q,P,X(1),T)
  RETURN
  END

```

```

C234567

```

```

C *****
C FUNCIONES UTILIZADAS
C PARA LAS OPERACIONES UNITARIAS
C *****

```

```

FUNCTION U(T,X1)

```

```

  IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
  CC  U=BTU/HR.FT2.OF.T=OF.X1=PERCENT
  U=.491461D0*(T-32.0D0)/X1.
  RETURN
  END

```

```

FUNCTION BPR(T,X)

```

```

  IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
  CC  BPR=CONDENSATION TEMPERATURE(*F),T=OF,X=(0-1.)
  BPR=T
  RETURN
  END

```

```

FUNCTION HT(V)

```

```

CC HT=FT,V=FT3
HT=2.2257D0*V**(-.217D0)
RETURN
END
FUNCTION REAL*8(A-H,O-Z)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
END
CCC T=OF,KI=MM
T=FTOC(C)+273.0D0
XKI=2.191D-3*DEXP(-400.62D0/T)
RETURN
END
FUNCTION XK1(C)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
T=FTOC(C)+273.0D0
XKM=22.2D-3*DEXP(85.67D0/T)+51.67D-3*DEXP(92.34D0/T)
RETURN
END
FUNCTION XK3(C)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
T=OF,K3=MM MOLE/AU/MIN
T=FTOC(C)+273.0D0
XK3=8.4D5*DEXP(-5362.3D0/T)
RETURN
END
FUNCTION TIME(N,DOC)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
GOTO(1,2),N
1 TIME=7.1707D0-28.11D0+DOC+53.0D0+DOC**2.0D0
RETURN
2 TIME=7.2156D0-39.52D0*DOC+63.0D0*DOC**2.0D0
RETURN
END
FUNCTION TSCALC(N,DOC)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
GO TO(1,2),N
1 TSCALC=.0120030D0+.7083D0*DOC
RETURN
2 TSCALC=1.0137D0*DOC-.176726D0
RETURN
END
FUNCTION XICDLM(TS,FD,T,RP1)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
CCC XICDLM=MA*L/CM2/G.EQ,TS=_(.03-.25)
FD=1/S*CP,T=OF,RP1=OHM*CMZ/C.P.,CD=G.EQ/L
TS1=TS*100.0D0
T1=FTOC(T)
V=FD/.0034D0
XICDLM=225.0D0*TS1**(-.1667D0)*V**6D0*1.0165D0**((-T1)*
$ TS1**1D0)/RP1
RETURN

```

```

END
FUNCTION RP(CD,F)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
RP=OHM CM2/C.P.,V=CM3/C.P.,CD=G.EQ/L
ASH=CD*5.0D0/F
RP=.212D0*ASH**(-.96214D0)
RETURN
END
FUNCTION FLUXUF(Q,C,T,TT)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
CCCCFLUXUF=GAL/FT2/DAY,Q=GAL/MIN/TUBE,C=P(O-1),T=OF,TT=MIN/DAY
FLUXUF=(2.72D0*(1.0D0-.4D0*DEXP(-.07D0*(T-70.0D0)))
$ 3.23D0*1.013D0**(-T-125.0D0)*
$ DEXP(-TT*.00833D0))*Q**1.14D0/(C*100.0D0)**.2D0
RETURN
END
FUNCTION FLUXRO(A,Q,P,TS,T)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
CCCC FLUXRO=GAL/FT2/DAY,A=GAL/FT2/DAY/PST,Q=GAL/HR/TUBE
P=PST,T=OF
TS=.06-.21)
FLUXRO=.575D0*A*(1.016D0)**(T-77.0D0)*(P-2250.0D0*TS)*Q**0.4D0
RETURN
END
C234567
C*****
C MODELOS DE SIMULACION SIMPLIFICADA
C*****
SUBROUTINE EVAP(UOO,NNN4,GG,NG2)
IMPLICIT REAL*8(A-H,O-Z)
COMMON/PPDIN/QI,X0,SII(3),S12,TI
COMMON/PPC/XX11,WD,WH,WBH
COMMON/PPE/XXXN(3),UO(17)
COMMON/PPFLAG/NPRINT,NSTATE,NRUN
COMMON/PPH/NN,S13(2),EFF,S14
COMMON/PPREAD/DP,XLA,XLAME,TRASH(17)
XN=UO(1)
TN=UO(2)
XXN=UO(3)
F=O1
IF(NSTATE.EQ.1.AND.(NPRINT.EQ.1.OR.NPRINT.GE.3))WRITE(6,100)
$DP,XLA,XLAME
100
FORMAT(/,'**EVAPORADOR**',/
$ I, UNIDADES DE TAMAÑO = SQ. FT',/
$ CAIDA DE PRESION ESTIMADA (PSI) = ,F4.1/,/
$ CANTIDAD DE MANO DE OBRA (HR-HOMBRE/HR) = ,F4.2/,/
IF(F*(XO-XN)*(TO-TN)**XXN*XXN*EFF.EQ.0.0D0)RETURN
RATIO=1.0D0-XO/XN
AX=(XO+XN)/2.0D0
AT=(TO+TN)/2.0D0
FF=FA*RA*ATIO
IF(NRUN.EQ.2.AND.XXN.GE.2.0D0)THEN
NEVAP=INT(XXN)

```

```

IF((1.000-XMAX)*(1.000-XMIN)*XKI(T)*XK3(T)*W*XLR*EFF*X1.EQ.
$ 0.000) RETURN
ROUTS=ROU/TS
ROUTS=8.345D0*3+405D0*TS+.4884D0*TS*2
F=.0631D0*Q/ROUTS
SO=350.686D0*XLAC*ROUTS
PP=XKM(T)*(XKI(T)-SO)/SO/(XKI(T)-XKM(T))
HN=1.4427D0*DLOG((XMAX-PP*DLOG(1.000-XMAX))/(XMIN-PP*
$ DLOG(1.000-XMIN)))
XN=ATNT(H/HN)
TP=HN*TI2
IF(TP*XN.EQ.0.000)RETURN
EMAX=FA*(SQ*(1.000-XKM(T)/XKI(T))*XMAX-XKM(T))*(1.000+SO/XKI(T))*
$DLOG(1.000-XMAX)/XK3(T)
UO(4)=EMAX/XN/W
IF(UO(4).LE.0.000)RETURN
UO(1)=XN+1.000
UO(7)=UO(4)*W*TOPT/FP
UO(10)=UO(4)*UO(1)*(1.000/XLR-1.000/X1)
UO(13)=WDH*XLA
UO(14)=TOPT*XLAME
UO(15)=1.54D-4*F*DPU*HT(UO(4))*XN*WDH/EFF
XLAC=XLAC*(1.000-(XMAX+XMIN)/2.000)
$1*E
GG(1)=XTOL
RETURN
END

```

```

XXN=FLOAT(NEVAP)
CALL EVAPD(NEVAP, F, X0, XN, TI, TO, TN, STEAM, VOUT, UO(1), NSTATE)
GO TO 200
ENDIF
UO(1)=FF*XLAM(AT)/(TO-TN)/U(AT, AX)
$(1.7045D0-.1973D0*XN+.0115D0*XN*XN)
STEAM=FF/XN+F*(TO-TN)/XN-TI/XLAM(TO)
IF(UO(1).LE.0.000)THEN
200 UO(1)=0.000
RETURN
ENDIF
UO(15)=STEAM*WDH
RATIO=XO/XN
UO(12)=(1.000+RATIO)*F*DP*XN*WDH/EFF/205680.000
UO(10)=WDH*XLA
UO(11)=WD*XLAME
XXXX(1)=XN
GG(1)=TO-TN
GG(2)=XN-XO
XO=XN
TI=TN
QI=F*RATIO
DO 3 I=1,3
3 SI1(I)=SI1(I)/RATIO
RETURN
END

```

C234567

C234567

```

SUBROUTINE EN(UUO, N4, GG, NG1)
IMPLICIT REAL*8(A-H, O-Z)
DIMENSION UUO(N4), GG(NG1)
COMMON/PPDIN/Q, TS, PI, XLAC, SI(2), T1
COMMON/PPC/X1, TOPT, WH, WDH
COMMON/PPE/UO(20)
COMMON/PPFLAG/NPRINT, NSTATE, NRUN
COMMON/PPH/NTYPE, S14(2), EFF, DDD
COMMON/PPF/FL, SS1(2), F2, DD2(2)
COMMON/PPREAD/T12, W, XLR, DPU, CEN, CRE, XLA, XLAME, TRASH(12)
F1=CEN
F2=CRE
XMAX=UUO(1)
XTOL=UUO(2)
IF(XTOL.LT.0.000)RETURN
XMIN=XMAX-XTOL
H=UUO(3)
T=UUO(4)
IF(NSTATE.EQ.1.AND.(NPRINT.EQ.1.OR.NPRINT.GE.3))WRITE(6,100)
T12,W,XLR,DPU,CEN,CRE,XLA,XLAME
FORMAT(/, ** COLUMNA ENZIMATICA **/,
$ ' UNIDADES DE TAMARCO = CU. FT'//,
$ ' I. REACTIVOS = ENZIMA (UNIDADES DE ACTIVIDAD AU) '//,
$ ' I. PARTES DE REFUESTO = LECRO (CU. FT) = '//,
$ ' VIDA MEDIA DEL SISTEMA ENZIMATICO (DIAS) = ', F5.1//,
$ ' CARGA ENZIMATICA (AU/CU.FT) = ', F6.2//,
$ ' VIDA DEL LECHO (ANOS) = ', F3.1//,
$ ' CAIDA DE PRESION (PSI/FT) = ', F4.1//,
$ ' PRECIO DE LA ENZIMA ($/AU) = ', F6.2//,
$ ' PRECIO DEL LECHO ($/CU.FT) = ', F5.2//,
$ ' CANTIDAD DE MANO DE OBRA (HR-HO,BRE/HR) = ', F5.2//,
$ ' CANTIDAD DE MANTENIMIENTO (HR-HOMBRE/DIA) = ', F4.1//)
100

```

26-111-5B15  
C. ESPECIFICACIONES DE LAS CORRIENTES DE ALIMENTACION Y PRODUCTOS

NO	(LB/HR)	SOLIDOS TOTALES (PORCIENTO)	PROTEINA (PORCIENTO)	LACTOSA (%)	SALES (%)	PRESION (PSI)	TEMP. (F)
1	36310.2	.055	.000	.048	.005	14.70	41.00
4	.0	.000	.000	.017	.000	.00	.00
7	.0	.000	.000	.165	.001	.00	.00

NOTA: VALORES CERO O NEGATIVOS REPRESENTAN VALORES NO ESPECIFIC

D. DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA

NUMERO DE OPER UNITARIAS = 4

OPER UNITARIA	CORRIENTES ENTRADA	CORRIENTES SALIDA
INTERCAMBIO I	1	2
COL ENZIMATICA	2	4
OSMOSIS INVERSA	4	0
EVAPORACION	5	6
		7
		8

A. COMPOSICION DE LA CORRIENTE

ID	(LB/HR)	(PORCIENTO)	(%)	(PORCIENTO)	(PSI)	(F)
1	36310.2	.0550	.0000	.0480	00.00	14.70
2	36132.4	.0503	.0000	.0482	.0001	14.70
3	177.8	1.0000	.0000	.0000	.0000	14.70
4	36132.4	.0503	.0000	.0170	.0001	14.70
5	5868.5	3100	.0000	.1047	.0006	14.70
6	30263.9	.0000	.0000	.0000	.0000	140.00
7	3722.7	.4887	.0000	.0000	.0000	14.70
8	2145.8	.0000	.0000	.1650	.0010	14.70
		.0000	.0000	.0000	.0000	200.00

B. DIMENSIONES DEL EQUIPO Y CANTIDAD DE SERVICIOS REQUERIDOS

OPERACION UNITARIA

NUMERO	TAMANO
I	II
II	III

OPERACION UNITARIA

INTERCAMBIO I	COL ENZIMATICA	OSMOSIS INVERSA	EVAPORACION	REACTIVOS	CONSUMIBLES
1	1	0	0	.80D+01	.73D+01
451	0	0	0	.26D+03	.00D+00
7	0	0	0	.43D+03	.00D+00
1	0	0	0	.24D+02	.00D+00

OPERACION UNITARIA

INTERCAMBIO I	COL ENZIMATICA	OSMOSIS INVERSA	EVAPORACION	MANO D OBRA OPERAC	MANO D OBRA MANTENIM
.18D+03	.29D+03	.00D+00	.80D+00	.73D+00	.00D+00
.32D+08	.00D+00	.00D+00	.12D+05	.00D+00	.00D+00
.40D+05	.00D+00	.00D+00	.12D+04	.00D+00	.00D+00
.00D+00	.00D+00	.00D+00	.00D+00	.00D+00	.00D+00

OPERACION UNITARIA

INTERCAMBIO I	COL ENZIMATICA	OSMOSIS INVERSA	EVAPORACION
.36D+04	.36D+04	.58D+04	.72D+03
.36D+02	.36D+02	.36D+02	.36D+02

NOTA: I, II, III REPRESENTA DIFERENTES EQUIPOS MAYORES DE LAS OP UNIT. (VER EL REPORTE ECO DE CADA OP UNIT PARA EL SIGNIFICADO Y UNIDADES)

OPERACION UNITARIA

ELECTRICIDAD (KW-H/Y)	COMBUSTIB (GAL/Y)	GAS NAT (CU.FT/Y)	VAPOR (LB/Y)	AGUA (GAL/Y)
.699D+03	.000D+00	.000D+00	.000D+00	.000D+00
.634D+05	.000D+00	.000D+00	.000D+00	.000D+00
.100D+06	.000D+00	.000D+00	.000D+00	.175D+08
.240D+04	.000D+00	.000D+00	.188D+08	.000D+00
.167D+06	.000D+00	.000D+00	.188D+08	.175D+08

C. VALOR PRESENTE (DLS) DE CADA OPER UNITARIA DURANTE EL PERIODO PLANEADO

OPERACION UNITARIA	COSTO TOTAL	COSTO MODULO	SGUROS Y ADMON	MATERIALES
INTERCAMBIO I	.1057D+06	.2827D+05	.3968D+04	.3853D+04
COL ENZIMATICA	.2008D+09	.1721D+09	.2415D+08	.2827D+07
OSMOSIS INVERSA	.2537D+07	.7450D+06	.1045D+06	.6038D+06
EVAPORACION	.4854D+06	.8027D+05	.1127D+05	.0000D+00
**SUM**	.2040D+09	.1729D+09	.2427D+08	.3434D+07

OPERACION UNITARIA

PARTES D REPUESTO	M OBRA OPER	M OBRA MANT	SERVICIOS
INTERCAMBIO I	.7814D+03	.6663D+05	.1803D+04
COL ENZIMATICA	.1882D+07	.6663D+05	.1803D+04
OSMOSIS INVERSA	.3402D+05	.1066D+06	.9416D+06
EVAPORACION	.0000D+00	.1333D+05	.1803D+04
			.3787D+06

ASUMA\*\* .1117D+07 .2532D+06 .7210E+04 .1367D+07

COSTO REAL DEL SISTEMA ANTES DE IMPUESTOS = 93550+08 (\$/ANO)  
COSTO UNITARIO DE MANUFACTURA (\$DLS/LB LACTOSUERO) = .358  
HORAS DE TRABAJO AL AÑO = 7200.0

D. COSTO DE SERVICIOS

OPERACION UNITARIA COSTO TOTAL ELECTRICIDAD COMBUST GAS

INTERCAMBIO I .441D+03 .441D+03 .000D+00 .000D+00  
COL ENZIMATICA .459D+05 .459D+05 .000D+00 .000D+00  
OSMOSIS INVERSA .942D+06 .724D+05 .000D+00 .000D+00  
EVAPORACION .379D+06 .173D+04 .000D+00 .000D+00  
\*\*SUM\*\* .137D+07 .120D+06 .000D+00 .000D+00

OPERACION UNITARIA VAPOR AGUA AIRE COMPRIM

INTERCAMBIO I .000D+00 .000D+00 .000D+00 .000D+00  
COL ENZIMATICA .000D+00 .000D+00 .000D+00 .000D+00  
OSMOSIS INVERSA .377D+06 .869D+06 .000D+00 .000D+00  
EVAPORACION .377D+06 .869D+06 .000D+00 .000D+00  
\*\*SUM\*\*

2 DEFAULT.DAT

1 INTERCAMBIO IONICO  
 3 2 1 0 1 17  
 190.000 25800.000 100.000 .725300 1.2800  
 190.000 23436.000 100.000 .943500 1.2800  
 561.000 9611.000 1000.000 .549600 1.100  
 0.000 0.000 .00100  
 2.000 2.000 .9800 35.000 40.000 320.5600 96.400 4.000 2.000 3.3900 3.3900 5.000  
 5.000 .500 .100 .500 .500  
 2 COLUMNA ENZIMATICA  
 1 1 4 0 1 8  
 301.000 50000.000 100.000 1.000 1.2800  
 0.500 .99900 .8500  
 0.00100 .200 .100  
 2.000 5.000 3.000  
 50.000 140.000 120.000  
 100.000 226.5400 5.000 .500 .03500 56.5700 .500 .100  
 3 CRISTALIZADOR  
 2 1 3 0 4 5  
 561.000 100000.000 100.000 .852700 1.100  
 272.000 4000.000 100.000 .6500 1.8300  
 25.000 35.000 30.000  
 10.000 20.000 15.000  
 0.600 .8500 .800  
 100.000 .100 33.000 .500 .100  
 4 CENTRIFUGA  
 1 2 1 0 1 3  
 561.000 22890.000 10.000 .6625500 1.300  
 0.000500 .000700 .00065600  
 96.1400 .500 .100  
 5 OPCION SUPRIMIDA  
 1 2 2 2 2 11  
 751.000 300000.000 64.000 .36900 1.0100  
 0.000 .0100 .00100  
 1.000 5.000 3.000  
 0.000 3.000 .7500 .800 59.000 1.000 110.000 .9200 50.9200 .1300 .100  
 6 ULTRAFILTRACION  
 1 2 3 2 2 6  
 620.000 1500.000 1.000 1.000 1.0100  
 0.000 0.2600 0.200  
 1.000 7.000 3.000  
 2.000 5.000 4.000  
 2.000 29.000 23.6500 .500 .100 6.0500  
 7 OSMOSIS INVERSA  
 1 2 3 2 1 7  
 620.000 750.000 1.000 .800 1.0100  
 0.000 .3100 0.1500  
 1.000 10.000 4.000  
 2.000 4.000 3.000  
 2.000 58.000 11.3100 .03200 .800 .100 6.0500  
 8 EVAPORADOR MULTIPLE EFECTO  
 1 2 4 4 2 3  
 561.000 69767.000 100.000 .49600 1.900  
 0.0600 0.6500 0.500  
 300.000 500.000 400.000  
 200.000 340.000 200.000  
 1.000 11.000 7.000  
 5.000 .100 .100  
 9 SECADOR POR ASPERSION  
 1 2 5 0 4 7  
 165.000 51922.000 1000.000 .704700 1.100  
 0.9400 .99900 .9800

50.000 200.000 150.000  
 200.000 500.000 350.000  
 140.000 250.000 200.000  
 0.0100 .1100 0.100  
 0.700 50.000 .500 1027.000 .0500 .500 .100  
 10 RECOMPRESOR DE VAPOR  
 1 1 4 4 1 3  
 561.000 859505.600 100000.000 .571500 1.200  
 0.000 1.030 100.000  
 200.000 400.000 212.000  
 212.000 1.031 400.000  
 1.000 10.000 3.000  
 0.7400 .300 .100  
 11 MRV-EVAP  
 2 1 5 54 3 6  
 561.000 69767.000 100.000 .49600 1.100  
 561.000 859505.600 100000.000 .571500 1.200  
 0.0600 .6500 0.500  
 300.000 500.000 400.000  
 212.000 340.000 300.000  
 1.000 10.000 4.000  
 1.000 10.000 5.000  
 5.000 .500 .100 .7400 .300 .100

1 0.00000E+00 0.00000E+00 EQUALITY 0.000E+00 0.00000E+00  
 2 0.00000E+00 0.00000E+00 EQUALITY 0.000E+00 0.00000E+00  
 3 0.00000E+00 0.00000E+00 EQUALITY 0.000E+00 0.00000E+00  
 4 5.84000E+00 -2.00000E+00 OBJ

NUMBER OF VARIABLES IS 5  
 NUMBER OF FUNCTIONS IS 4  
 SPACE RESERVED FOR HESSIAN HAS DIMENSION 5  
 LIMIT ON BINDING CONSTRAINTS IS 3  
 ACTUAL LENGTH OF Z ARRAY IS 204  
 EPNEWT = .1000E-03 EPINIT = .1000E-03 EPSTOP = .1000E-03 EPIPV = .100  
 OE-02 PHIEPS = .00000E+00  
 NSTOP = 3 IFLIM = 10 LIMSER = 10000  
 IPR = 1 PN4 = 0 PMS = 0 PNE = 0 PER = 0 DUMP = 0  
 TANGENT VECTORS WILL BE USED FOR INITIAL ESTIMATES OF BASIC VARIABLES  
 THE FINITE DIFFERENCE PARSH USING FORWARD DIFFERENCE WILL BE USED  
 OBJECTIVE FUNCTION WILL BE MINIMIZED.  
 LIMIT ON HESSIAN IS 5  
 OUTPUT OF INITIAL VALUES

esto es una prueba solamente

SECTION 1 -- FUNCTIONS

NO.	NAME	STATUS	TYPE	INITIAL VALUE	LOWER LIMIT	UPPER LIMIT
1		EQ	EQ	0.000000E+00	0.000000E+00	0.000000E+00
2		EQ	EQ	0.000000E+00	0.000000E+00	0.000000E+00
3		EQ	EQ	0.000000E+00	0.000000E+00	0.000000E+00
4		OBJ	OBJ	5.840000E+00		

SECTION 2 -- VARIABLES

NO.	NAME	STATUS	INITIAL VALUE	LOWER LIMIT	UPPER LIMIT
1			1.000000E-01	0.000000E+00	2.000000E+00
2		FX	0.000000E+00	0.000000E+00	0.000000E+00
3		FX	0.000000E+00	0.000000E+00	0.000000E+00
4		FX	0.000000E+00	0.000000E+00	0.000000E+00
5		FX	0.000000E+00	0.000000E+00	0.000000E+00

ITERATION	OBJECTIVE	NO. BINDING	NO. SUPER-	NUMBER	NORM RED.	HESSIAN
NUMBER	FUNCTION	CONSTRAINTS	BASICS	INFEASIBLE	GRADIENT	CONDITIO
0	5.84000E+00	3	1	0	1.120E+01	1.000E+0
1	0.000E+00	3	1	0	1.120E+01	1.000E+0
2	-2.000000E+00	3	1	0	6.000E-04	1.000E+0
3	-2.000000E+00	3	1	0	6.000E-04	1.000E+0
4	-2.000000E+00	3	1	0	6.000E-04	1.000E+0
5	-2.000000E+00	3	1	0	6.000E-04	1.000E+0

TOTAL FRACTIONAL CHANGE IN OBJECTIVE LESS THAN 1.00000E-04 FOR 4 CONSECUTIVE ITERATIONS

TRY DROPPING A CONSTRAINT

esto es una prueba solamente

SECTION 1 -- FUNCTIONS

DISTANCE

SECTION 2 -- VARIABLES

NO.	NAME	INITIAL VALUE	FINAL VALUE	STATUS	DISTANCE		REDUCED GRADIENT
					FROM NEAREST BOUND	TO NEAREST BOUND	
1		1.00000E-01	1.50000E+00	SUPBASIC	5.000E-01	0	6.00000E-04
2		0.00000E+00	0.00000E+00	NONBASIC	FIXED	0	0.00000E+00
3		0.00000E+00	0.00000E+00	NONBASIC	FIXED	0	0.00000E+00
4		0.00000E+00	0.00000E+00	NONBASIC	FIXED	0	0.00000E+00
5		0.00000E+00	0.00000E+00	NONBASIC	FIXED	0	0.00000E+00

RUN STATISTICS  
 esto es una prueba sojamente  
 NUMBER OF ONE-DIMENSIONAL SEARCHES = 5  
 NUMBER OF NEWTON ITERATIONS = 7  
 ACTUAL FUNCTION CALLS (INC. FOR GRADIENT) = 64  
 NUMBER OF TIMES BASIC VARIABLE VIOLATED A BOUND = 0  
 NUMBER OF TIMES NEWTON FAILED TO CONVERGE = 0  
 TIMES STEPSIZE CUT BACK DUE TO NEWTON FAILURE = 0

ESTE ES EL SISTEMA DE PRUEBAS

ESTE ES EL SISTEMA DE PRUEBAS

1 4  
 0 2D0 .48D0 .035D0 10.0D0 .1D0 6.0D0 .8D0 .04D0 .15D0 1.0D0 955.0D0  
 20.0D0 360.0D0  
 3.55D0 7.1D0 .043D0 .3414D0 .00202D0 .001192D0 .00296D0 .000128D0  
 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0  
 TERMINA BLOQUE 1  
 1 1.0D0 .7D0 .887D0 .7D0 .8D0  
 1 36310.200D0 0.055D0 0.00D0 .048D0 .005D0 14.7D0 41.0D0  
 2  
 4 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0170D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0  
 7 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.1650D0 0.001D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0  
 TERMINAN CORRIENTES  
 01 01 INTERCAMBIO IONICO  
 1  
 2 3  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 02 02 COL ENZIMATICA  
 2  
 4  
 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 03 07 OSMOSIS INVERSA  
 4  
 5 6  
 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 04 08 EVAPORACION  
 5  
 7 8  
 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 ENRNODE  
 #EOR

1 4  
 0 2D0 .48D0 .035D0 10.0D0 .1D0 6.0D0 .8D0 .04D0 .15D0 1.0D0 955.0D0  
 20.0D0 360.0D0  
 3.55D0 7.1D0 .043D0 .3414D0 .00202D0 .001192D0 .00296D0 .000128D0  
 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0  
 TERMINA BLOQUE 1  
 1 1.0D0 .7D0 .887D0 .7D0 .8D0  
 1 36310.200D0 0.055D0 0.00D0 .048D0 .005D0 14.7D0 41.0D0  
 2  
 9 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.150D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0  
 9 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.0D0 0.044D0 0.0D0 0.0D0  
 TERMINAN CORRIENTES  
 01 07 OSMOSIS INVERSA  
 1  
 2 3  
 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 02 08 EVAPORACION  
 2  
 4 5  
 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 03 02 COL ENZIMATICA  
 4  
 6  
 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 04 07 OSMOSIS INVERSA  
 6  
 7 8  
 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 05 08 EVAPORACION  
 7  
 9 10  
 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0 -1.0D0  
 ENRNODE  
 #EOR

## APENDICE B

### RESULTADOS DE LAS CORRIDAS DEL SIMULADOR DEL APENDICE A

Este apéndice contiene los resultados de las simulaciones realizadas en el Capítulo 4. La información se presenta en tres partes:

En la denominada "HOJA 1", se identifica el número del proceso simulado de acuerdo con la clasificación de la tabla 4-5 del Capítulo 4. Se describen las materias primas y productos del proceso y se da información suficiente para elaborar un diagrama de flujo del proceso, numerando las corrientes y presentando las operaciones unitarias involucradas. También se presentan las corrientes cuya composición fué establecida como fija antes de la simulación.

En la denominada "HOJA 2", se presenta para cada proceso y en cada una de las escalas ensayadas, el número de unidades requeridas óptimamente de cada equipo y su tamaño. La información sobre tamaños debe leerse de acuerdo con la nomenclatura presentada en la tabla 4-6 del Capítulo 4.

En la denominada "HOJA 3", se presenta para cada proceso y escala, el costo anual de operación y la inversión necesaria en equipo de proceso; ambos en miles de nuevos pesos de 1993. Se presenta también la producción de producto principal en lb/hr (sobre la base de 20 horas por día, y 360 días por año). Cuando se obtiene más de un producto, el de mayor precio unitario se reconoce como el producto principal. Es posible representar la producción completa en función del producto principal como una corriente hipotética de éste, que es equivalente a la producción completa en términos de dinero. La corriente de producto principal equivalente se presenta también en la HOJA 3 de este apéndice, para cada escala de proceso.

Para mantener la información en la forma más compacta posible, se presentan en bloque primero todas las HOJAS 1, luego las HOJAS 2 y finalmente las HOJAS 3. Para evitar confusión, cada proceso considerado cuenta con un sólo número de tabla. Por ejemplo, el proceso 17, está reportado en la tabla A-3.1-17, la cual está en tres partes. La primera parte en la página 132, la segunda en la página 140 y la tercera en la página 147.

ESPECIFICACIONES TECNICAS Y RESULTADOS TECNICOS Y ECONOMICOS DE  
LOS PROCESOS ENSAYADOS EN EL CAPITULO 4.

TABLA A-3-1-1  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	1		LACTOSUERO DUICE DE QUESERIAS		
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)	LACTOSUERO SECO		LACTOSUERO SECO		
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA		Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES		
1	OSMOSIS INVERSA	2,3	4,5	6,7	
2	EVAPORACION	4,5	6,7		
4	SECADO	6,7			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FILAS					
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
6	LACTOSUERO SECO	94	11,9	71,6	7,5

TABLA A-3-1-2  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	2		LACTOSUERO DUICE DE QUESERIAS		
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)	LACTOSUERO CONCENTRADO		LACTOSUERO CONCENTRADO		
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA		Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES		
1	OSMOSIS INVERSA	2,3	4,5		
2	EVAPORACION	4,5			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FILAS					
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
4	LACTOSUERO CONCENTRA- DO	40	5,1	30,5	3,2

TABLA A-3-1-3  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	3		LACTOSUERO DUICE DE QUESERIAS		
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)	LACTOSUERO DESMINERALIZADO SECO		LACTOSUERO DESMINERALIZADO SECO		
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA		Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES		
1	OSMOSIS INVERSA	2,3	4,5		
2	INTERCAMBIO IONICO	4,5	6,7		
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECADO	8,9			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FILAS					
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
8	LACTOSUERO DESMINERA- LIZADO SECO	94	12,9	77,4	0,8

TABLA A-3-1-4  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	4		LACTOSUERO DUICE DE QUESERIAS		
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)	LACTOSUERO CONCENTRADO WPC-34 Y PERMEATO LIQUIDO		LACTOSUERO CONCENTRADO WPC-34 Y PERMEATO LIQUIDO		
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA		Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES		
1	ULTRAFILTRACION	2,3	4,5		
4	OSMOSIS INVERSA	4,5	6,7		
6	EVAPORACION	6,7			
6	SECADO	8,9			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FILAS					
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
8	WPC-34	48	34	55,9	5,8
3	PERMEATO LIQUIDO	5,5	0	4,8	0,5

Nº DE PROCESO	7
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-92, LACTOSA PURA Y PERMEATO LIQUIDO
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO	
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES
1	ULTRAFILTRACION 2,5
2	OSMOSIS INVERSA 4,5
4	EVAPORACION 6,7
6	CRISTALIZACION 8
8	CENTRIFUGACION 9,10
9	SECADO 11,12
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO LEJAS	
Nº	%SOL.TOT %PROTEINA %LACTOSA %SALES
1	0,8 4,8 0,5
3	99,8 92 4,6
10	1,0 0 1,0
3	5,5 0 4,8

Nº DE PROCESO	8
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-34 Y PERMEATO SECO
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO	
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES
1	ULTRAFILTRACION 2,3
2	OSMOSIS INVERSA 3,5
4	EVAPORACION 6,7
6	SECADO 8,9
3	OSMOSIS INVERSA 10,11
10	EVAPORACION 12,13
12	SECADO 14,15
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO LEJAS	
Nº	%SOL.TOT %PROTEINA %LACTOSA %SALES
1	6,3 0,8 4,8
8	98 34 5,8
14	94 0 8,2

Nº DE PROCESO	5
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-50 Y PERMEATO LIQUIDO
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO	
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES
1	ULTRAFILTRACION 2,3
2	OSMOSIS INVERSA 4,5
4	EVAPORACION 6,7
6	SECADO 8,9
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO LEJAS	
Nº	%SOL.TOT %PROTEINA %LACTOSA %SALES
1	6,3 0,8 4,8
8	98 50 41,9
3	5,5 0 4,8

Nº DE PROCESO	6
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-75 Y PERMEATO LIQUIDO
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO	
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES
1	ULTRAFILTRACION 2,3
2	OSMOSIS INVERSA 4,5
4	EVAPORACION 6,7
6	SECADO 8,9
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO LEJAS	
Nº	%SOL.TOT %PROTEINA %LACTOSA %SALES
1	6,3 0,8 4,8
8	98 75 40,1
3	5,5 0 4,8

TABLA A-3.1-9  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	9				
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERAS CONCENTRADO PROTIBIO WPC-50 Y PERMEATO SECO				
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECCADO	8,9			
3	OSMOSIS INVERSA	10,11			
10	EVAPORACION	12,13			
12	SECCADO	14,15			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FILAS					
Nº	%SOL. TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALES	
1	CORRIENTE MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
8	WPC-50	98	50	41,9	4,4
14	PERMEATO SECO	94	0	82	8,6

TABLA A-3.1-10  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	10				
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERAS CONCENTRADO PROTIBIO WPC-75 Y PERMEATO SECO				
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECCADO	8,9			
3	OSMOSIS INVERSA	10,11			
10	EVAPORACION	12,13			
12	SECCADO	14,15			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FILAS					
Nº	%SOL. TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALES	
1	CORRIENTE MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
8	WPC-75	98	75	20,1	2,1
14	PERMEATO SECO	94	0	82	8,6

TABLA A-3.1-11  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	11				
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERAS CONCENTRADO PROTIBIO WPC-92, LACTOSA PURA Y PERMEATO SECO				
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	CRISTALIZACION	8			
8	CENTRIFUGACION	9,10			
9	SECCADO	11,12			
3	OSMOSIS INVERSA	13,14			
13	EVAPORACION	15,16			
15	SECCADO	17,18			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FILAS					
Nº	CORRIENTE	%SOL. TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
11	WPC-92	99,8	92	4,6	2,3
10	LACTOSA PURA	1,0	0	1,0	0
17	PERMEATO SECO	94	0	82	8,6

TABLA A-3.1-12  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	12				
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERAS CONCENTRADO PROTIBIO WPC-34 Y PERMEATO HIDROLIZADO				
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECCADO	8,9			
3	OSMOSIS INVERSA	10,11			
10	EVAPORACION	12,13			
12	COLUMNINA ENZIMATICA	14			
14	OSMOSIS INVERSA	15,16			
15	EVAPORACION	17,18			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FILAS					
Nº	CORRIENTE	%SOL. TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
8	WPC-34	98	34	55,8	5,8
17	PERMEATO HIDROLIZADO	49	0	15	4,4

HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

TABLA A-3.1-13

Nº DE PROCESO	13				
MATERIA PRIMA PRODUCTO(S)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-50 Y PERMEATO HIDROLIZADO				
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECADO	8,9			
3	OSMOSIS INVERSA	10,11			
10	EVAPORACION	12,13			
12	COLUMNA ENZIMATICA	14			
14	OSMOSIS INVERSA	15,16			
15	EVAPORACION	17,18			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FIJAS					
Nº	CORRIENTE	BSOL. TOT	PROTEINA	LACTOSA	LSALES
1	MATERIA PRIMA WPC-50	6.3	0.8	4.8	0.5
8	PERMEATO HIDROLIZADO	98	0	0.9	4.4
17		49	0	15	4.4

HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

TABLA A-3.1-15

Nº DE PROCESO	15				
MATERIA PRIMA PRODUCTO(S)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-92, LACTOSA PURA Y PERMEATO HIDROLIZADO				
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,4			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	CRISTALIZACION	8			
8	CETRIFUGACION	9,10			
9	SECADO	11,12			
3	OSMOSIS INVERSA	13,14			
13	EVAPORACION	15,16			
15	COLUMNA ENZIMATICA	17			
17	OSMOSIS INVERSA	18,19			
18	EVAPORACION	20,21			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FIJAS					
Nº	CORRIENTE	BSOL. TOT	PROTEINA	LACTOSA	LSALES
1	MATERIA PRIMA WPC-92	6.3	0.8	4.8	0.5
11	LACTOSA PURA	99.8	0	4.6	2.3
10	PERMEATO HIDROLIZADO	1.0	0	1.0	0
20		49	0	15	4.4

TABLA A-3.1-14

HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	14				
MATERIA PRIMA PRODUCTO(S)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-75 Y PERMEATO HIDROLIZADO				
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECADO	8,9			
3	OSMOSIS INVERSA	10,11			
10	EVAPORACION	12,13			
12	COLUMNA ENZIMATICA	14			
14	OSMOSIS INVERSA	15,16			
15	EVAPORACION	17,18			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FIJAS					
Nº	CORRIENTE	BSOL. TOT	PROTEINA	LACTOSA	LSALES
1	MATERIA PRIMA WPC-75	6.3	0.8	4.8	0.5
8	PERMEATO HIDROLIZADO	98	0	20.1	2.1
17		49	0	15	4.4

HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

TABLA A-3.1-16

Nº DE PROCESO	16				
MATERIA PRIMA PRODUCTO(S)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-34 Y PERMEATO DESHIDRATADO				
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,4			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECADO	8,9			
3	OSMOSIS INVERSA	10,11			
10	EVAPORACION	12,14			
12	INTERCAMBIO IONICO	14,15			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FIJAS					
Nº	CORRIENTE	BSOL. TOT	PROTEINA	LACTOSA	LSALES
1	MATERIA PRIMA WPC-34	6.3	0.8	4.8	0.5
11	PERMEATO DESHIDRATADO	98	0	55.8	5.8
14		49	0	46.6	0.1

TABLA A-3.1-17  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

N° DE PROCESO		17	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS		
MATERIA PRIMA (MODULOS)			CONCENTRADO PROTICO WPC-50 Y PERMEATO DESMINERALIZADO		
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
N° DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	N° DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECADO	8,9			
3	OSMOSIS INVERSA	10,11			
10	EVAPORACION	12,13			
12	INTERCAMBIO IONICO	14,15			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FILAS					
N°	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
8	WPC-50	98	50	41,9	4,4
14	PERMEATO DESMINE- RALIZADO	49	0	46,6	0,1

TABLA A-3.1-18  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

N° DE PROCESO		18	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS		
MATERIA PRIMA (PRODUCTOS)			CONCENTRADO PROTICO WPC-75 Y PERMEATO DESMINERALIZADO		
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
N° DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	N° DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECADO	8,9			
3	OSMOSIS INVERSA	10,11			
10	EVAPORACION	12,13			
12	INTERCAMBIO IONICO	14,15			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FILAS					
N°	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
8	WPC-75	98	75	20,1	2,1
14	PERMEATO DESMINE- RALIZADO	49	0	46,6	0,1

TABLA A-3.1-19  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

N° DE PROCESO		19	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS		
MATERIA PRIMA (PRODUCTOS)			CONCENTRADO PROTICO WPC-92, LACTOSA PURA Y PERMEATO DESMINERALIZADO		
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
N° DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	N° DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	CRISTALIZACION	8			
8	CENTRIFUGACION	9,10			
9	SECADO	11,12			
3	OSMOSIS INVERSA	13,14			
13	EVAPORACION	15,16			
15	INTERCAMBIO IONICO	17,18			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FILAS					
N°	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
11	WPC-92	99,8	92	4,6	2,3
10	LACTOSA PURA	1,0	0	1,0	0
17	PERMEATO DESMINERALIZADO	49	0	46,6	0,1

TABLA A-3.1-20  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

N° DE PROCESO		20	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS		
MATERIA PRIMA (PRODUCTOS)			CONCENTRADO PROTICO WPC-34 Y PERMEATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO		
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
N° DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	N° DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECADO	8,9			
3	INTERCAMBIO IONICO	10,11			
10	COLUMNA ENZIMATICA	12			
12	OSMOSIS INVERSA	13,14			
13	EVAPORACION	15,16			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO FILAS					
N°	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
8	WPC-34	98	34	55,8	5,8
13	PERMEATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO	49	0	16,5	0,1

TABLA A-3.1-23  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	23				
MATERIA PRIMA PRODUCTO(S)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-92, LACTOSA PURA Y PERMIATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO				
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	CRISTALIZACION	8			
8	CENTRIFUGACION	9,10			
9	SEADO	11,12			
3	INTERCAMBIO IONICO	13,14			
13	COLUMNA ENZIMATICA	15			
15	OSMOSIS INVERSA	16,17			
16	EVAPORACION	18,19			
COMPOSICIONES ESTABLECIDAS COMO FIJAS					
Nº	CORRIENTE	ESOL. TOT.	PROTEINA	LACTOSA	SALES
1	MATERIA PRIMA WPC-92	6.3	0.8	4.8	0.5
11	LACTOSA PURA	99.8	0	4.6	2.3
10	PERMIATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO	1.0	0	1.0	0
18		49	0	16.5	0.1

TABLA A-3.1-24  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	24				
MATERIA PRIMA PRODUCTO(S)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-34 Y PERMIATO CONCENTRADO				
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECADO	8,9			
3	OSMOSIS INVERSA	10,11			
10	EVAPORACION	12,13			
COMPOSICIONES ESTABLECIDAS COMO FIJAS					
Nº	CORRIENTE	ESOL. TOT.	PROTEINA	LACTOSA	SALES
1	MATERIA PRIMA WPC-34	6.3	0.8	4.8	0.5
8	PERMIATO CONCENTRADO	98	34	55.8	5.8
12		50	0	42.8	4.5

TABLA A-3.1-21  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	21				
MATERIA PRIMA PRODUCTO(S)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-50 Y PERMIATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO				
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECADO	8,9			
3	INTERCAMBIO IONICO	10,11			
10	COLUMNA ENZIMATICA	12			
12	OSMOSIS INVERSA	13,14			
13	EVAPORACION	15,16			
COMPOSICIONES ESTABLECIDAS COMO FIJAS					
Nº	CORRIENTE	ESOL. TOT.	PROTEINA	LACTOSA	SALES
1	MATERIA PRIMA WPC-50	6.3	0.8	4.8	0.5
8	PERMIATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO	98	50	41.9	4.4
15		49	0	16.5	0.1

TABLA A-3.1-22  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	22				
MATERIA PRIMA PRODUCTO(S)	LACTOSUERO DULCE DE QUESERIAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-75 Y PERMIATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO				
DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECADO	8,9			
3	INTERCAMBIO IONICO	10,11			
10	COLUMNA ENZIMATICA	12			
12	OSMOSIS INVERSA	13,14			
13	EVAPORACION	15,16			
COMPOSICIONES ESTABLECIDAS COMO FIJAS					
Nº	CORRIENTE	ESOL. TOT.	PROTEINA	LACTOSA	SALES
1	MATERIA PRIMA WPC-75	6.3	0.8	4.8	0.5
8	PERMIATO HIDROLIZADO DESMINERALIZADO	98	75	20.1	2.1
15		49	0	16.5	0.1

TABLA A-3-1-25  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	25	LACTOSUELO DULCE DE QUESERAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-50 Y PERMEATO CONCENTRADO			
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECAO	8,9			
3	OSMOSIS INVERSA	10,11			
10	EVAPORACION	12,13			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO HIJAS					
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALLES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
8	WPC-50	98	50	41,9	4,4
12	PERMEATO CONCENTRA- ID	50	0	42,8	4,5

TABLA A-3-1-26  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	26	LACTOSUELO DULCE DE QUESERAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-75 Y PERMEATO CONCENTRADO			
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECAO	8,9			
3	OSMOSIS INVERSA	10,11			
10	EVAPORACION	12,13			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO HIJAS					
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALLES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
8	WPC-75	98	75	20,1	2,1
12	PERMEATO CONCENTRA- ID	50	0	42,8	4,5

TABLA A-3-1-27  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	27	LACTOSUELO DULCE DE QUESERAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-92, LACTOSA PURA Y PERMEATO CONCENTRADO			
MATERIA PRIMA PRODUCTOS)					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	CRISTALIZACION	8			
8	CENTRIFUGACION	9,10			
9	SECAO	11,12			
3	OSMOSIS INVERSA	13,14			
13	EVAPORACION	15,16			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO HIJAS					
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALLES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
11	WPC-92	99,8	92	4,6	2,3
10	LACTOSA PURA	1,0	0	1,0	0
15	PERMEATO CONCENTRADO	50	0	42,8	4,5

TABLA A-3-1-28  
HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

Nº DE PROCESO	28	LACTOSUELO DULCE DE QUESERAS CONCENTRADO PROTEICO WPC-34, LACTOSA PURA Y PERMEATO DESHIDRATADO Y DELACTOSADO SECO			
MATERIA PRIMA PRODUCTO B)					
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA	Nº DE LAS CORRIENTES SALIENTES			
1	ULTRAFILTRACION	2,3			
2	OSMOSIS INVERSA	4,5			
4	EVAPORACION	6,7			
6	SECAO	8,9			
3	OSMOSIS INVERSA	10,11			
10	INTERCAMBIO IONICO	12,13			
12	EVAPORACION	14,15			
14	CRISTALIZACION	16			
16	CENTRIFUGACION	17,18			
17	SECAO	19,20			
COMPOSICIONES ESTABILIZADAS COMO HIJAS					
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA	%LACTOSA	%SALLES
1	MATERIA PRIMA	6,3	0,8	4,8	0,5
8	WPC-34	98	34	55,8	5,8
18	LACTOSA PURA	1,0	0	1,0	0
19	PERMEATO DESHIDRATADO Y DELACTOSADO SECO	94	0	85,1	0

HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO	
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA
1	ULTRAFILTRACION
2	OSMOSIS INVERSA
4	EVAPORACION
6	SECADO
3	OSMOSIS INVERSA
10	INTERCAMBIO IONICO
12	EVAPORACION
14	CRISTALIZACION
16	GENTRIFUGACION
17	SECADO

COMPOSICIONES ESTABLECIDAS COMO FIJAS			
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA
1	MATERIA PRIMA	6.3	0.8
8	MFC-50	98	50
18	LACTOSA PURA	1.0	1.0
19	PERMEATO DISMIN DELAC	94	0

COMPOSICIONES ESTABLECIDAS COMO FIJAS			
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%LACTOSA
1	MATERIA PRIMA	6.3	4.8
8	MFC-50	98	41.9
18	LACTOSA PURA	1.0	1.0
19	PERMEATO DISMIN DELAC	94	85.1

HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO	
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA
1	ULTRAFILTRACION
2	OSMOSIS INVERSA
4	EVAPORACION
6	CRISTALIZACION
8	CENTRIFUGACION
9	SECADO
3	OSMOSIS INVERSA
13	INTERCAMBIO IONICO
15	EVAPORACION
17	CRISTALIZACION
19	CENTRIFUGACION
20	SECADO

COMPOSICIONES ESTABLECIDAS COMO FIJAS			
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA
1	MATERIA PRIMA	6.3	0.8
11	MFC-92	99.8	92
10	LACTOSA PURA	1.0	0
21	LACTOSA PURA	1.0	0
22	PERMEATO DISMIN DELAC	94	0

COMPOSICIONES ESTABLECIDAS COMO FIJAS			
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%LACTOSA
1	MATERIA PRIMA	6.3	4.8
11	MFC-92	99.8	46
10	LACTOSA PURA	1.0	1.0
21	LACTOSA PURA	1.0	1.0
22	PERMEATO DISMIN DELAC	94	85.1

HOJA 1: DATOS TECNICOS DEL PROCESO

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO	
Nº DE LA CORRIENTE ENTRANTE	OPERACION UNITARIA
1	ULTRAFILTRACION
2	OSMOSIS INVERSA
6	EVAPORACION
3	OSMOSIS INVERSA
10	INTERCAMBIO IONICO
12	EVAPORACION
14	CRISTALIZACION
16	CENTRIFUGACION
17	SECADO

COMPOSICIONES ESTABLECIDAS COMO FIJAS			
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%PROTEINA
1	MATERIA PRIMA	6.3	0.8
8	MFC-75	98	75
18	LACTOSA PURA	1.0	1.0
19	PERMEATO DISMIN DELAC	94	0

COMPOSICIONES ESTABLECIDAS COMO FIJAS			
Nº	CORRIENTE	%SOL TOT	%LACTOSA
1	MATERIA PRIMA	6.3	4.8
8	MFC-75	98	20.1
18	LACTOSA PURA	1.0	1.0
19	PERMEATO DISMIN DELAC	94	85.1

TABLA A-3.1-1 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 1	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
OSMOSIS INVERSA	7	.14E2	7	.42E2	7	.7E2	7	.14E3	7	.42E3	7	.7E3	7	.14E4
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.22E2	1	.36E2	2	.12E3
SECADO	1	.68E2	1	.2E3	1	.34E3	1	.68E3	1	.45E3	1	.75E3	1	.15E4

TABLA A-3.1-2 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 2	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
OSMOSIS INVERSA	7	.14E2	7	.42E2	7	.7E2	7	.14E3	7	.42E3	7	.7E3	7	.14E4
EVAPORACION	1	.23	1	.69	1	.12E1	1	.23E1	1	.69E1	1	.12E2	1	.3E2

TABLA A-3.1-3 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 3	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
OSMOSIS INVERSA	7	.14E2	7	.42E2	7	.7E2	7	.14E3	7	.42E3	7	.7E3	7	.14E4
INTERCAM. IONICO	1	.1	1	.31	1	.51	1	.1E1	1	.31E1	1	.51E1	1	.1E2
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.4E2	1	.36E2	2	.12E3
SECADO	1	.68E2	1	.21E3	1	.34E3	1	.68E3	1	.42E3	1	.7E3	1	.14E4

TABLA A-3.1-4 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 4	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.9E2	1	.27E3	1	.45E3	1	.9E3	1	.27E4	1	.45E4	1	.9E4
OSMOSIS INVERSA	7	.37E1	7	.11E2	7	.19E2	7	.37E2	7	.11E3	7	.19E3	7	.37E3
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.16E2	0	0
SECADO	1	.25E2	1	.76E2	1	.13E3	1	.25E3	1	.76E3	1	.3E3	1	.25E4

TABLA A-3.1-5 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 5	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION	1	.11E3	1	.34E3	1	.56E3	1	.11E4	1	.34E4	1	.56E4	1	.11E5
ULTRAFILTRACION	7	.18E1	7	.55E1	7	.92E1	7	.18E2	7	.55E2	7	.92E2	7	.18E3
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	1	.17E2	1	.52E2	1	.86E2	1	.17E3	1	.52E3	1	.86E3	1	.17E4

TABLA A-3.1-6 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 6	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION	1	.14E3	1	.41E3	1	.68E3	1	.14E4	1	.41E4	1	.68E4	2	.68E4
ULTRAFILTRACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.33E2
EVAPORACION	1	.17E2	1	.51E2	1	.85E2	1	.17E3	1	.51E3	1	.85E3	1	.27E3

TABLA A-3.1-7 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 7	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION	2	.69E2	1	.41E3	1	.69E3	1	.14E4	1	.4E4	1	.67E4	1	.13E5
ULTRAFILTRACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OSMOSIS INVERSA	6	.15	0	0	1	.6	1	.12E1	1	.55E1	1	.92E1	1	.18E2
EVAPORACION	1	.17E1	1	.11E2	1	.84E1	1	.17E2	1	.59E2	1	.99E2	1	.2E3
CRISTALIZACION	1	.62E-1	1	.78E-1	1	.19	1	.32	1	.78	1	.11E1	1	.19E1
CENTRIFUGACION	1	.38E1	1	.43E2	1	.2E2	1	.39E2	1	.1E3	1	.17E3	1	.33E3

TABLA A-3.1-8 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 8	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION	1	.9E2	1	.27E3	1	.45E3	1	.9E3	1	.27E4	1	.45E4	1	.9E4
ULTRAFILTRACION	7	.37E1	7	.11E2	7	.19E2	7	.37E2	7	.11E3	7	.19E3	7	.37E3
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	1	.25E2	1	.76E2	1	.13E3	1	.25E2	1	.76E3	1	.3E3	1	.25E4
SECADO	7	.1E2	7	.31E2	7	.51E2	7	.1E3	7	.31E3	7	.51E3	7	.1E4
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.72E2
EVAPORACION	1	.43E2	1	.13E3	1	.22E3	1	.43E3	1	.13E4	1	.47E3	1	.95E3

TABLA A-3.1-9 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 9	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION	1	.11E3	1	.34E3	1	.56E3	1	.11E4	1	.34E4	1	.56E4	1	.11E5
ULTRAFILTRACION	7	.18E1	7	.55E1	7	.92E1	7	.18E2	7	.55E2	7	.92E2	7	.18E3
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SECADO	1	.17E2	1	.52E2	1	.86E2	1	.17E3	1	.52E3	1	.86E3	1	.17E4
OSMOSIS INVERSA	7	.12E2	7	.36E2	7	.61E2	7	.12E3	7	.36E3	7	.61E3	7	.12E4
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.27E2	1	.54E2
SECADO	1	.51E2	1	.15E3	1	.26E3	1	.51E3	1	.15E4	1	.56E3	1	.11E4

TABLA A-3.1-10 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 10	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION	1	.14E3	1	.41E3	1	.68E3	1	.14E4	1	.41E4	1	.68E4	2	.68E4
ULTRAFILTRACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.33E2
SECADO	1	.17E2	1	.51E2	1	.85E2	1	.17E3	1	.51E3	1	.85E3	1	.27E3
OSMOSIS INVERSA	7	.13E2	7	.4E2	7	.67E2	7	.13E3	7	.4E3	7	.67E3	7	.13E4
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.18E2	1	.3E2	1	.85E2
SECADO	1	.57E2	1	.17E3	1	.28E3	1	.57E3	1	.37E3	1	.62E3	1	.12E4

TABLA A-3.1-11 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 11	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION	2	.69E2	1	.41E3	1	.69E3	1	.14E4	1	.4E4	1	.67E4	1	.13E5
ULTRAFILTRACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	6	.15	0	0	1	.6	1	.12E1	1	.55E1	1	.92E1	1	.18E2
CRISTALIZACION	1	.17E1	1	.11E2	1	.84E1	1	.17E2	1	.59E2	1	.99E2	1	.2E3
CENTRIFUGACION	1	.62E-1	1	.78E-1	1	.19	1	.32	1	.78	1	.11E1	1	.19E1
SECADO	1	.38E1	1	.43E2	1	.2E2	1	.39E2	1	.1E3	1	.17E3	1	.33E3
OSMOSIS INVERSA	7	.14E2	7	.4E2	7	.67E2	7	.14E3	7	.4E3	7	.67E3	7	.13E4
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.18E2	1	.43E2	1	.86E2
SECADO	1	.57E2	1	.17E3	1	.29E3	1	.37E3	1	.37E3	1	.62E3	1	.12E4

TABLA A-3.1-12 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 12	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION	1	.9E2	1	.27E3	1	.45E3	1	.9E3	1	.27E4	1	.45E4	1	.9E4
ULTRAFILTRACION	7	.37E1	7	.11E2	7	.19E2	7	.37E2	7	.11E3	7	.19E3	7	.37E3
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.16E2	0	0
SECADO	1	.25E2	1	.76E2	1	.13E3	1	.25E3	1	.76E3	1	.3E3	1	.25E4
OSMOSIS INVERSA	7	.1E2	7	.31E2	7	.51E2	7	.1E3	7	.31E3	7	.51E3	7	.1E4
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
COL. ENZIMATICA	451	.26E1	451	.78E1	451	.13E2	451	.26E2	451	.78E2	451	.13E3	451	.26E3
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	1	.26	1	.14E1	1	.13E1	1	.26E1	1	.78E1	1	.13E2	1	.48E2

TABLA A-3.1-13 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 13	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.11E3	1	.34E3	1	.56E3	1	.11E4	1	.34E4	1	.56E4	1	.11E5
OSMOSIS INVERSA	7	.18E1	7	.55E1	7	.92E1	7	.18E2	7	.55E2	7	.92E2	7	.18E3
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SECADO	1	.17E2	1	.52E2	1	.86E2	1	.17E3	1	.52E3	1	.86E3	1	.17E4
OSMOSIS INVERSA	7	.12E2	7	.36E2	7	.61E2	7	.12E3	7	.36E3	7	.61E3	7	.12E4
EVAPORACION	1	.82E-1	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
COL. ENZIMATICA	451	.31E1	451	.92E1	451	.15E2	451	.31E2	451	.92E2	451	.15E3	451	.31E3
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	1	.22	1	.93	1	.15E1	1	.31E1	1	.93E1	1	.15E2	1	.31E2

TABLA A-3.1-14 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 14	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.14E3	1	.41E3	1	.68E3	1	.14E4	1	.41E4	1	.68E4	2	.68E4
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.33E2
SECADO	1	.17E2	1	.51E2	1	.85E2	1	.17E3	1	.51E3	1	.85E3	1	.27E3
OSMOSIS INVERSA	7	.13E2	7	.4E2	7	.67E2	7	.13E3	7	.4E3	7	.67E3	7	.13E4
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
COL. ENZIMATICA	451	.34E1	451	.1E2	451	.17E2	451	.34E2	451	.1E3	451	.17E3	451	.34E3
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	1	.34	1	.1E1	1	.17E1	1	.34E1	1	.1E2	1	.17E2	1	.34E2

TABLA A-3.1-15 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 15	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	2	.69E2	1	.41E3	1	.69E3	1	.14E4	1	.4E4	1	.67E4	1	.13E5
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	6	.15	0	0	1	.6	1	.12E1	1	.55E1	1	.92E1	1	.18E2
CRISTALIZACION	1	.17E1	1	.11E2	1	.84E1	1	.17E2	1	.59E2	1	.99E2	1	.2E3
CENTRIFUGACION	1	.62E-1	1	.78E-1	1	.19	1	.32	1	.78	1	.11E1	1	.19E1
SECADO	1	.38E1	1	.43E2	1	.2E2	1	.39E2	1	.1E3	1	.17E3	1	.33E3
OSMOSIS INVERSA	7	.14E2	7	.4E2	7	.67E2	7	.14E3	7	.4E3	7	.67E3	7	.13E4
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
COL. ENZIMATICA	451	.34E1	451	.1E2	451	.17E2	451	.34E2	451	.1E3	451	.17E3	451	.34E3
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	1	.34	1	.1E1	1	.17E1	1	.34E1	1	.1E2	1	.17E2	1	.34E2

TABLA A-3.1-16 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 16	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.9E2	1	.27E3	1	.45E3	1	.9E3	1	.27E4	1	.45E4	1	.9E4
OSMOSIS INVERSA	7	.37E1	7	.11E2	7	.19E2	7	.37E2	7	.11E3	7	.19E3	7	.37E3
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.16E2	0	0
SECADO	1	.25E2	1	.76E2	1	.13E3	1	.25E3	1	.76E3	1	.3E3	1	.25E4
OSMOSIS INVERSA	7	.1E2	7	.31E2	7	.51E2	7	.1E3	7	.31E3	7	.51E3	7	.1E4
EVAPORACION	1	.29	1	.88	1	.15E1	1	.29E1	1	.88E1	1	.15E2	1	.29E2
INTERCAM. IONICO	1	.8E-1	1	.24	1	.4	1	.8	1	.24E1	1	.4E1	1	.8E1

TABLA A-3.1-17 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 17	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.11E3	1	.34E3	1	.56E3	1	.11E4	1	.34E4	1	.56E4	1	.11E5
OSMOSIS INVERSA	7	.18E1	7	.55E1	7	.92E1	7	.18E2	7	.55E2	7	.92E2	7	.18E3
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SECADO	1	.17E2	1	.52E2	1	.86E2	1	.17E3	1	.52E3	1	.86E3	1	.17E4
OSMOSIS INVERSA	7	.12E2	7	.36E2	7	.61E2	7	.12E3	7	.36E3	7	.61E3	7	.12E4
EVAPORACION	1	.35	1	.1E1	1	.17E1	1	.35E1	1	.1E2	1	.17E2	1	.64E2
INTERCAM. IONICO	1	.95E-1	1	.29	1	.48	1	.95	1	.29E1	1	.48E1	1	.95E1

TABLA A-3.1-18 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 18	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.14E3	1	.41E3	1	.68E3	1	.14E4	1	.41E4	1	.68E4	2	.68E4
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.33E2
SECADO	1	.17E2	1	.51E2	1	.85E2	1	.17E3	1	.51E3	1	.85E3	1	.27E3
OSMOSIS INVERSA	7	.13E2	7	.4E2	7	.67E2	7	.13E3	7	.4E3	7	.67E3	7	.13E4
EVAPORACION	1	.39	1	.12E1	1	.19E1	1	.39E1	1	.12E2	1	.19E2	1	.39E2
INTERCAM. IONICO	1	.11	1	.32	1	.53	1	.11E1	1	.32E1	1	.53E1	1	.11E2

TABLA A-3.1-19 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 19	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	2	.69E2	1	.41E3	1	.69E3	1	.14E4	1	.4E4	1	.67E4	1	.13E5
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	6	.15	0	0	1	.6	1	.12E1	1	.55E1	1	.92E1	1	.18E2
CRISTALIZACION	1	.17E1	1	.11E2	1	.84E1	1	.17E2	1	.59E2	1	.99E2	1	.2E3
CENTRIFUGACION	1	.62E-1	1	.78E-1	1	.19	1	.32	1	.78	1	.11E1	1	.19E1
SECADO	1	.38E1	1	.43E2	1	.2E2	1	.39E2	1	.1E3	1	.17E3	1	.33E3
OSMOSIS INVERSA	7	.14E2	7	.4E2	7	.67E2	7	.14E3	7	.4E3	7	.67E3	7	.13E4
EVAPORACION	1	.39	1	.12E1	1	.19E1	1	.39E1	1	.12E2	1	.19E2	1	.38E2
INTERCAM. IONICO	1	.11	1	.32	1	.53	1	.11E1	1	.32E1	1	.53E1	1	.11E2

TABLA A-3.1-20 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 20	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.9E2	1	.27E3	1	.45E3	1	.9E3	1	.27E4	1	.45E4	1	.9E4
OSMOSIS INVERSA	7	.37E1	7	.11E2	7	.19E2	7	.37E2	7	.11E3	7	.19E3	7	.37E3
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SECADO	1	.25E2	1	.76E2	1	.13E3	1	.25E3	1	.76E3	1	.3E3	1	.25E4
INTERCAM. IONICO	1	.8E-1	1	.24	1	.4	1	.8	1	.24E1	1	.4E1	1	.8E1
COL. ENZIMATICA	155	.77E1	62	.58E2	105	.57E2	155	.77E2	451	.79E2	451	.13E3	451	.26E3
OSMOSIS INVERSA	7	.43E1	5	.22E2	4	.45E2	7	.43E2	7	.13E3	7	.21E3	7	.43E3
EVAPORACION	1	.45	7	.79	7	.13E1	1	.24E1	1	.73E1	1	.12E2	1	.24E2

TABLA A-3.1-21 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 21	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.11E3	1	.34E3	1	.56E3	1	.11E4	1	.34E4	1	.56E4	1	.11E5
OSMOSIS INVERSA	7	.18E1	7	.55E1	7	.92E1	7	.18E2	7	.55E2	7	.92E2	7	.18E3
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SECADO	1	.17E2	1	.52E2	1	.86E2	1	.17E3	1	.52E3	1	.86E3	1	.17E4
INTERCAM. IONICO	1	.95E-1	1	.29	1	.48	1	.95	1	.29E1	1	.48E1	1	.95E1
COL. ENZIMATICA	149	.95E1	155	.27E2	100	.71E2	87	.16E3	113	.38E3	451	.16E3	451	.31E3
OSMOSIS INVERSA	7	.51E1	7	.15E2	5	.43E2	2	.31E3	3	.53E3	7	.25E3	7	.51E3
EVAPORACION	1	.29	1	.86	7	.16E1	7	.31E1	7	.93E1	1	.14E2	1	.29E2

TABLA A-3.1-22 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 22	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.14E3	1	.41E3	1	.68E3	1	.14E4	1	.41E4	1	.68E4	2	.68E4
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SECADO	1	.17E2	1	.51E2	1	.85E2	1	.17E3	1	.51E3	1	.85E3	1	.17E3
INTERCAM. IONICO	1	.11	1	.32	1	.53	1	.11E1	1	.32E1	1	.53E1	1	.11E2
COL. ENZIMATICA	148	.11E2	92	.52E2	93	.85E2	88	.18E3	91	.52E3	451	.17E3	451	.34E3
OSMOSIS INVERSA	7	.56E1	5	.28E2	5	.48E2	2	.35E3	7	.17E3	7	.28E3	7	.56E3
EVAPORACION	1	.32	7	.1E1	7	.17E1	7	.35E1	6	.11E2	1	.16E2	1	.32E2

TABLA A-3.1-23 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 23	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	2	.69E2	1	.41E3	1	.69E3	1	.14E4	1	.4E4	1	.67E4	1	.13E5
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	6	.15	0	0	1	.6	1	.12E1	1	.55E1	1	.92E1	1	.18E2
CRISTALIZACION	1	.17E1	1	.11E2	1	.84E1	1	.17E2	1	.59E2	1	.99E2	1	.2E3
CENTRIFUGACION	1	.62E-1	1	.78E-1	1	.19	1	.32	1	.78	1	.11E1	1	.19E1
SECADO	1	.38E1	1	.43E2	1	.2E2	1	.39E2	1	.1E3	1	.17E3	1	.33E3
INTERCAM. IONICO	1	.11	1	.32	1	.53	1	.11E1	1	.32E1	1	.53E1	1	.11E2
COL. ENZIMATICA	142	.11E2	108	.44E2	140	.56E2	68	.23E3	71	.67E3	92	.86E3	92	.17E4
OSMOSIS INVERSA	7	.56E1	5	.28E2	7	.28E2	2	.35E3	7	.17E3	4	.69E3	6	.72E3
EVAPORACION	1	.32	7	.1E1	1	.16E1	7	.35E1	7	.1E2	6	.18E2	6	.36E2

TABLA A-3.1-24 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 24	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.9E2	1	.27E3	1	.45E3	1	.9E3	1	.27E4	1	.45E4	1	.9E4
OSMOSIS INVERSA	7	.37E1	7	.11E2	7	.19E2	7	.37E2	7	.11E3	7	.19E3	7	.37E3
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SECADO	1	.25E2	1	.76E2	1	.13E3	1	.25E3	1	.76E3	1	.13E3	1	.25E4
OSMOSIS INVERSA	7	.1E2	7	.31E2	7	.51E2	7	.1E3	7	.31E3	7	.51E3	7	.1E4
EVAPORACION	1	.27	1	.82	1	.14E1	1	.27E1	1	.82E1	1	.14E2	1	.27E2

TABLA A-3.1-25 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 25	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.11E3	1	.34E3	1	.56E3	1	.11E4	1	.34E4	1	.56E4	1	.11E5
OSMOSIS INVERSA	7	.18E1	7	.55E1	7	.92E1	7	.18E2	7	.55E2	7	.92E2	7	.18E3
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SECADO	1	.17E2	1	.52E2	1	.86E2	1	.17E3	1	.52E3	1	.86E3	1	.17E4
OSMOSIS INVERSA	7	.12E2	7	.36E2	7	.61E2	7	.12E3	7	.36E3	7	.61E3	7	.12E4
EVAPORACION	1	.33	1	.18E1	1	.16E1	1	.33E1	1	.98E1	1	.16E2	1	.33E2

TABLA A-3.1-26 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 26	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.14E3	1	.41E3	1	.68E3	1	.14E4	1	.41E4	1	.68E4	2	.68E4
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.33E2
SECADO	1	.17E2	1	.51E2	1	.85E2	1	.17E3	1	.51E3	1	.85E3	1	.27E3
OSMOSIS INVERSA	7	.13E2	7	.4E2	7	.67E2	7	.13E3	7	.4E3	7	.67E3	7	.13E4
EVAPORACION	1	.36	1	.2E1	1	.18E1	1	.36E1	1	.11E2	1	.18E2	1	.67E2

TABLA A-3.1-27 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 27	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	2	.69E2	1	.41E3	1	.69E3	1	.14E4	1	.4E4	1	.67E4	1	.13E5
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	6	.15	0	0	1	.6	1	.12E1	1	.55E1	1	.92E1	1	.18E2
CRISTALIZACION	1	.17E1	1	.11E2	1	.84E1	1	.17E2	1	.59E2	1	.99E2	1	.2E3
CENTRIFUGACION	1	.62E-1	1	.78E-1	1	.19	1	.32	1	.78	1	.11E1	1	.19E1
SECADO	1	.38E1	1	.43E2	1	.2E2	1	.39E2	1	.1E3	1	.17E3	1	.33E3
OSMOSIS INVERSA	7	.14E2	7	.4E2	7	.67E2	7	.14E3	7	.4E3	7	.67E3	7	.13E4
EVAPORACION	1	.36	1	.11E1	1	.18E1	1	.36E1	1	.11E2	1	.18E2	1	.36E2

TABLA A-3.1-28 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 28	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.9E2	1	.27E3	1	.45E3	1	.9E3	1	.27E4	1	.45E4	1	.9E4
OSMOSIS INVERSA	7	.37E1	7	.11E2	7	.19E2	7	.37E2	7	.11E3	7	.19E3	7	.37E3
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1	.16E2	0	0
SECADO	1	.25E2	1	.76E2	1	.13E3	1	.25E3	1	.76E3	1	.3E3	1	.25E4
OSMOSIS INVERSA	7	.1E2	7	.31E2	7	.51E2	7	.1E3	7	.31E3	7	.51E3	7	.10E4
INTERCAM. IONICO	1	.82E-1	1	.25	1	.41	1	.82	1	.25E1	1	.41E1	1	.82E1
EVAPORACION	1	.22	0	0	1	.11E1	1	.23E1	1	.65E1	1	.11E2	1	.22E2
CRISTALIZACION	1	.44E1	1	.2E2	1	.22E2	1	.46E2	1	.13E3	1	.22E3	1	.44E3
CENTRIFUGACION	1	.11	1	.2	1	.37	1	.62	1	.13E1	1	.19E1	1	.31E1
SECADO	1	.23E2	1	.13E3	1	.11E3	1	.22E3	1	.69E3	1	.11E4	1	.23E4

TABLA A-3.1-29 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 29	ESCALA 1		ESCALA 2		ESCALA 3		ESCALA 4		ESCALA 5		ESCALA 6		ESCALA 7	
	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T	U	T
OPERACION														
ULTRAFILTRACION	1	.11E3	1	.34E3	1	.56E3	1	.11E4	1	.34E4	1	.56E4	1	.11E5
OSMOSIS INVERSA	7	.18E1	7	.55E1	7	.92E1	7	.18E2	7	.55E2	7	.92E2	7	.18E3
EVAPORACION	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
SECADO	1	.17E2	1	.52E2	1	.86E2	1	.17E3	1	.52E3	1	.86E3	1	.17E4
OSMOSIS INVERSA	7	.12E2	7	.36E2	7	.61E2	7	.12E3	7	.36E3	7	.61E3	7	.12E4
INTERCAM. IONICO	1	.97E-1	1	.29	1	.49	1	.97	1	.29E1	1	.49E1	1	.97E1
EVAPORACION	1	.26	1	.77	1	.13E1	1	.26E1	1	.77E1	1	.13E2	1	.26E2
CRISTALIZACION	1	.52E1	1	.16E2	1	.26E2	1	.52E2	1	.16E3	1	.26E3	1	.52E3
CENTRIFUGACION	1	.13	1	.29	1	.41	1	.68	1	.15E1	1	.22E1	1	.36E1
SECADO	1	.27E2	1	.81E2	1	.14E3	1	.27E3	1	.81E3	1	.14E4	1	.27E4

TABLA A-3-1-31 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 31	ESCALA 1	ESCALA 2	ESCALA 3	ESCALA 4	ESCALA 5	ESCALA 6	ESCALA 7
OPERACION	L	T	T	T	T	T	T
ULTRAFILTRACION	1	1	1	1	1	1	1
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	6	0	1	6	1	1	1
CRISTALIZACION	1	1	1	1	1	1	1
CENTRIFUGACION	1	1	1	1	1	1	1
SECCADO	1	1	1	1	1	1	1
OSMOSIS INVERSA	7	7	7	7	7	7	7
INTERCAM. IONICO	1	1	1	1	1	1	1
EVAPORACION	1	1	1	1	1	1	1
CRISTALIZACION	1	1	1	1	1	1	1
CENTRIFUGACION	1	1	1	1	1	1	1
SECCADO	1	1	1	1	1	1	1
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	6	0	1	6	1	1	1
CRISTALIZACION	1	1	1	1	1	1	1
CENTRIFUGACION	1	1	1	1	1	1	1
SECCADO	1	1	1	1	1	1	1
OSMOSIS INVERSA	7	7	7	7	7	7	7
INTERCAM. IONICO	1	1	1	1	1	1	1
EVAPORACION	1	1	1	1	1	1	1
CRISTALIZACION	1	1	1	1	1	1	1
CENTRIFUGACION	1	1	1	1	1	1	1
SECCADO	1	1	1	1	1	1	1

TABLA A-3-1-30 (CONTINUACION)  
HOJA 2: RESULTADOS TECNICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 30	ESCALA 1	ESCALA 2	ESCALA 3	ESCALA 4	ESCALA 5	ESCALA 6	ESCALA 7
OPERACION	L	T	T	T	T	T	T
ULTRAFILTRACION	1	1	1	1	1	1	1
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	6	0	1	6	1	1	1
CRISTALIZACION	1	1	1	1	1	1	1
CENTRIFUGACION	1	1	1	1	1	1	1
SECCADO	1	1	1	1	1	1	1
OSMOSIS INVERSA	7	7	7	7	7	7	7
INTERCAM. IONICO	1	1	1	1	1	1	1
EVAPORACION	1	1	1	1	1	1	1
CRISTALIZACION	1	1	1	1	1	1	1
CENTRIFUGACION	1	1	1	1	1	1	1
SECCADO	1	1	1	1	1	1	1
OSMOSIS INVERSA	0	0	0	0	0	0	0
EVAPORACION	6	0	1	6	1	1	1
CRISTALIZACION	1	1	1	1	1	1	1
CENTRIFUGACION	1	1	1	1	1	1	1
SECCADO	1	1	1	1	1	1	1
OSMOSIS INVERSA	7	7	7	7	7	7	7
INTERCAM. IONICO	1	1	1	1	1	1	1
EVAPORACION	1	1	1	1	1	1	1
CRISTALIZACION	1	1	1	1	1	1	1
CENTRIFUGACION	1	1	1	1	1	1	1
SECCADO	1	1	1	1	1	1	1

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 4

ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE N\$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE N\$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-34	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	170.32	603.24	11.8	16.81
2	340.23	1732.88	35.4	50.43
3	509.14	2839.7	59	84.05
4	921.69	5567.1	118	168.1
5	2554.86	10272.77	354	504.3
6	4174.5	26535.77	590	840.5
7	8190.6	53064	1180	1681

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 5

ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE N\$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE N\$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-50	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	181.83	69201	8	107.1
2	378.18	20246	24	341.3
3	571.89	33429	40	53.55
4	1054.02	66066	80	107.1
5	2967.08	19536	240	321.3
6	4870.8	32379.6	400	535.5
7	9613.57	64350	800	1071

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 6

ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE N\$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE N\$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-75	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	159.06	790.35	5.3	6.69
2	383.13	2338.98	15.9	20.07
3	606.21	3877.5	26.5	33.45
4	1161.98	7708.8	53	66.9
5	3375.43	22958.57	159	200.7
6	5583.6	38181	265	334.5
7	11107.8	75669	530	669

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 1

ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE N\$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE N\$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL LACTOSUERO SECO	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	107.38	264.57	33.50	33.50
2	184.71	611.82	100.50	100.50
3	255.75	904.51	167.50	167.50
4	422.4	1538.46	335	335
5	1029.98	3069.38	1005	1005
6	1608.14	4537.60	1675	1675
7	3004.32	8444.70	3350	3350

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 2

ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE N\$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE N\$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL LACTOSUERO CONCENTRADO	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	80.69	185.70	78.70	78.70
2	145.90	429.33	236.1	236.1
3	206.95	635.91	393.5	393.5
4	352.11	1088.06	787	787
5	894.96	2564.10	2361	2361
6	1413.72	3828	3935	3935
7	2666.12	6639.60	7870	7870

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO N° 3

ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE N\$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE N\$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL DESMIN SECO	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	131.08	267.96	31	31
2	208.27	619.74	95	95
3	279.81	916.08	155	155
4	447.48	1558.26	310	310
5	1078.16	3185.16	930	930
6	1637.46	4577.10	1550	1550
7	3043.92	8494.20	3100	3100

TABLA A-3.1-7 (CONTINUACION)  
HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 7 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE NS)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE NS)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-92	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	225.23	919.38	4.3	5.14
2	443.19	2436.06	12.9	15.42
3	672.87	3963.3	21.5	25.7
4	1243.44	7863.9	43	51.4
5	3451.8	22882.2	129	154.2
6	5676	38016	215	257
7	11226.6	75768	430	514

TABLA A-3.1-8 (CONTINUACION)  
HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 8 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE NS)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE NS)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-34	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	265.12	802.89	11.8	14.73
2	497.08	2197.52	35.4	44.19
3	713.79	4526.76	59	74.65
4	1249.19	9247.28	118	147.3
5	3331.4	18997.03	354	441.9
6	5394.56	30135.6	590	736.5
7	10413.86	59136	1180	1473

TABLA A-3.1-9 (CONTINUACION)  
HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 9 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE NS)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE NS)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-50	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	282.28	920.37	8	9.58
2	545.09	2533.54	24	28.74
3	799.92	4125.66	40	47.9
4	1429.28	7939.52	80	95.8
5	3862.04	22641.77	240	287.4
6	6286.12	36376.37	400	479
7	12189.26	71164.97	800	958

TABLA A-3.1-10 (CONTINUACION)  
HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 10 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE NS)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE NS)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-75	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	263.47	1037.52	5.3	6.11
2	560.44	2911.64	15.9	18.33
3	850.58	4725.6	26.5	30.55
4	1593.54	9153.54	53	61.1
5	4351.38	25886.14	159	183.3
6	7104.9	42514.37	265	305.5
7	13944.86	83137.37	530	611

TABLA A-3.1-11 (CONTINUACION)  
HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 11 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE NS)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE NS)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-92	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	329.84	1167.54	4.3	4.81
2	621.82	3007.62	12.9	14.43
3	917.93	4814.04	21.5	24.05
4	1647.08	9315.24	43	48.10
5	4423.98	25801.29	129	144.3
6	7200.32	42391.8	215	240.5
7	14054.23	83216.57	430	481

TABLA A-3.1-12 (CONTINUACION)  
HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 12 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE NS)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE NS)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-34	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	918.76	6361.74	11.8	28.32
2	2448.32	18922.2	35.4	84.96
3	3970.94	31391.49	59	141.6
4	7762.64	62525.57	118	283.2
5	22883.14	186553.71	354	849.6
6	37966.97	309973.71	590	1416
7	75642.6	619014	1180	2832

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

TABLA A-3.1-13 (CONTINUACION)

PROCESO Nº 13 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE \$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE \$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-50	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	1062.98	7519.76	8	16.89
2	2859.78	22349.49	24	50.67
3	4657.34	37135.37	40	84.45
4	9142.32	74025.6	80	168.9
5	27027	221166	240	506.7
6	44899.8	367987.71	400	844.5
7	89440.37	734580	800	1689

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

TABLA A-3.1-14 (CONTINUACION)

PROCESO Nº 14 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE \$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE \$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-75	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	1122.38	835.4	5.3	9.82
2	3130.76	24900.86	15.9	29.46
3	5133.86	41398.97	26.5	49.1
4	10131	82552.8	53	98.2
5	30070.97	246792.86	159	294.6
6	50001.6	410755.71	265	491
7	99744.86	819823.71	530	982

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

TABLA A-3.1-15 (CONTINUACION)

PROCESO Nº 15 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE \$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE \$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-92	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	1192.81	859.28	4.3	7.05
2	3180.26	24909.34	12.9	21.15
3	5220.32	41049.77	21.5	35.25
4	10265.83	83170.37	43	70.5
5	30063.57	245859.43	129	211.5
6	49929	409266	215	352.5
7	99499.71	816948	430	705

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

TABLA A-3.1-16 (CONTINUACION)

PROCESO Nº 16 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE \$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE \$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-34	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	265.52	759.66	11.8	17.41
2	486.29	2089.28	35.4	52.23
3	702.5	3364.68	59	87.05
4	1226.94	6458.76	118	174.1
5	3276.62	18355.54	354	522.3
6	5292.54	28634.94	590	870.5
7	10263.94	58493.97	1180	1741

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

TABLA A-3.1-17 (CONTINUACION)

PROCESO Nº 17 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE \$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE \$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-50	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	282.02	869.55	8	11.02
2	537.57	2429.46	24	33.06
3	786.43	3940.2	40	55.1
4	1399.2	7622.34	80	110.2
5	3800	21912.94	240	330.6
6	6168.36	35917.2	400	551
7	12037.46	70547.4	800	1102

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

TABLA A-3.1-18 (CONTINUACION)

PROCESO Nº 18 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE \$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE \$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-75	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	262.75	982.08	5.3	9.84
2	551.83	2777	15.9	29.52
3	835.6	4524.68	26.5	49.2
4	1535.54	8810.66	53	98.4
5	4286.7	25536.34	159	295.2
6	7007.22	42022.2	265	492
7	13769.49	82275.6	530	984

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 19

ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE N\$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE N\$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-92	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	32908	11121	43	525
2	61153	287336	129	1575
3	90288	461246	215	2625
4	16187	897006	43	525
5	435908	2545243	129	1575
6	709177	41844	215	2625
7	1387886	82405	430	525

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 20

ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE N\$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE N\$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-34	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	94153	645744	118	3528
2	255288	1967127	354	10794
3	406994	3237111	59	1799
4	789224	6358157	118	3528
5	2289177	18774171	354	10794
6	3790097	31208571	590	1799
7	755106	628634	1180	3528

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 21

ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE N\$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE N\$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-50	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	107844	761216	8	2103
2	288537	2269929	24	6309
3	477284	3832337	40	10515
4	939642	763686	80	2103
5	27489	226974	240	6309
6	448008	3700271	400	10515
7	8930837	740190	800	2103

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 22

ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE N\$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE N\$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-75	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	114482	64728	53	1193
2	422646	2574566	159	3529
3	526586	4271897	265	5965
4	104082	850938	53	1193
5	3058157	25343057	159	3529
6	499026	41372571	265	5965
7	9961286	82609371	530	1193

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 23

ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE N\$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE N\$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-92	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	121591	864138	43	833
2	326568	2571454	129	2499
3	525662	4234277	215	4165
4	1061186	8597537	43	833
5	3075977	25322314	129	2499
6	50886	420156	215	4165
7	10112143	838398	430	833

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 24

ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE N\$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE N\$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-34	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	24242	7557	118	1343
2	46259	208136	354	4029
3	67832	335346	59	6715
4	120158	644066	118	1343
5	32472	1831406	354	4029
6	525954	295746	590	6715
7	1022246	582912	1180	1343

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

TABLA A-3.1-25 (CONTINUACION)

PROCESO Nº 25 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE \$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE \$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-50	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	258.92	865.59	8	8.87
2	515.7	2440.02	24	26.61
3	761.97	3927.66	40	44.35
4	1373.55	7601.88	80	88.7
5	3769.26	21865.8	240	266.1
6	6133.76	35848.37	400	443.5
7	11987.49	70320.17	800	887

TABLA A-3.1-26 (CONTINUACION)

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 26 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE \$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE \$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-75	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	239.58	977.84	5.3	5.74
2	529.98	2787.84	15.9	17.22
3	811.01	4511.1	26.5	28.7
4	1509.42	8787.62	53	57.4
5	4255.68	25486.37	159	172.2
6	6971.58	41946.77	265	287
7	13728	82266.17	530	574

TABLA A-3.1-27 (CONTINUACION)

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 27 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE \$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE \$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-92	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	305.91	1107.48	6.3	4.59
2	587.6	2863.74	12.9	13.77
3	878.26	4598.88	21.5	22.95
4	1592.3	8947.62	43	45.9
5	4328.28	25402.46	129	137.7
6	7059.08	41768.57	215	229.5
7	14832.66	82226.57	430	459

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

TABLA A-3.1-28 (CONTINUACION)

PROCESO Nº 28 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE \$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE \$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-34	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	349.38	841.37	11.8	16.15
2	594.63	2328.29	35.4	48.45
3	835.14	3644.9	59	80.75
4	1416.36	6936.6	118	161.5
5	3667.34	19470.94	354	484.5
6	5875.7	31297.2	590	807.5
7	11308.63	61248	1180	1615

TABLA A-3.1-29 (CONTINUACION)

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 29 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE \$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE \$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-50	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	368.58	963.32	8	10.33
2	653.37	2645.66	24	30.99
3	929.61	4259.36	40	51.65
4	1606.82	8166.18	80	103.3
5	4244.84	23185.8	240	309.9
6	6838.26	37815.17	400	516.5
7	13243.37	73699.37	800	1033

TABLA A-3.1-30 (CONTINUACION)

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS

PROCESO Nº 30 ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE \$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE \$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-75	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	350.83	1083.72	5.3	6.49
2	674.26	3010.92	15.9	19.47
3	988.4	4882.4	26.5	32.45
4	1756.64	9399.44	53	64.9
5	4769.54	26918.57	159	194.7
6	7748.22	44078.57	265	324.5
7	15097.97	85823.57	530	649

HOJA 3: RESULTADOS ECONOMICOS DEL PROCESO MINIMIZANDO COSTOS  
 TABLA A-3.1-31 (CONTINUACION)

ESCALA	COSTO ANUAL DE OPERACION (EN MILES DE \$)	INVERSION EN EQUIPO DE PROCESO (EN MILES DE \$)	LB/HR DE PRODUCTO PRINCIPAL WPC-92	LB. HR DE PRODUCTO PRINCIPAL EQUIVALENTE
1	417.45	1214.12	4.3	504
2	731.78	3100.62	12.9	151.2
3	1053.74	4050.24	21.5	25.2
4	1840.46	9502.46	43	50.4
5	4840.82	26839	129	151.2
6	7823.36	43893.77	215	25.2
7	15203.57	85892.4	430	504

## APENDICE C

### LISTADO DEL SIMULADOR EMPLEADO EN EL CAPITULO 5

Este simulador calcula la rentabilidad del proceso quesero reconvertido según se describe en el Capítulo, 5, respecto del tradicional en términos del parámetro DROI, y la inversión necesaria para la reconversión en miles de nuevos pesos de 1993 para tres escalas de proceso. Está escrito en lenguaje FORTRAN y consta de un programa principal y una subrutina.

El programa principal permite elegir de entre un menú, el tipo de queso que se quiere considerar y las condiciones económicas del escenario que se desea estudiar. Las pérdidas de grasa y caseína son las mismas para ambos procesos y las condiciones límite de concentración por ultrafiltración y adición de caseína están incluidas para cada tipo de queso. La subrutina resuelve los balances de masa para los procesos según las figuras 5-1 y 5-2 del Capítulo 5.

```

PROGRAMA GERMONDO
CONVEN HL, F, AIA, CASE, XTNRB, Q, CO, L15, CS, PM, CCC
DIMENSION HL(7), CASE(7), Q(6), PQ(10)
DIMENSION CONT(7,5), PMNT(7,5), CC(NT(7,5))
DIMENSION CC(NT(7,5), PMNT(7,5), CS(NT(7,5)), LUF(7,5))
DIMENSION LUF(7,5), LUF(7,5), PMEN(7,5), PMEN(7,5)
DIMENSION MOUT(7,5), DELDI(7,5), DELDI(7,5), DELDI(7,5)
DIMENSION DELI(7,5), DELI(7,5), DELI(7,5), DELI(7,5)
DIMENSION DELS(7,5), DELS(7,5), DELS(7,5), DELS(7,5)
DIMENSION DELR(7,5), UJ0E(7,5), UJ0E(7,5), UJ0E(7,5)

C ---CONTIENE CORRECCIONES (FEB 94) DE REVAN A MANO DE OGRA Y PRECIO DE QUESO
C --- DOLAN'S A 3 J NUYOS PHYSUS (A 1993), P-RHO TODO EN ESTE PROG ESTA EN N PESOS
C --- ESTE PROGRAMA CALCULA P-RHO PARA HICOMISSION UF Y CASEINA
C
C AGUA, GRASA, CASEINA, PROT LS, LACTOSA Y SALES POR 100 KG LECHE
DATA (HL(1), 1-1, 6)/87, 5, 3, 5, 2, 574, 726, 5, 77
C
C AGUA, GRASA, CASEINA, PROT LS, LACTOSA Y SALES POR 100 KG LECHE
DATA (CASE(1), 1-1, 6)/3, 7, 1, 4, 90, 7, 0, 4, 3, 8/
C
C AGUA, GRASA, CASEINA, PROT LS, LACTOSA Y SALES EN % SEGUN
C
C FORMULA DEL ALFAMATE
DATA A, E, T, DEP/0, 65, 0, 1, 0, 5, 0, 1/
DATA FMO, I, 0/
C --- P-RHO PARA DUPLICAR COSTO DE MANO DE OGRA, A PETICION DE REVAN
DATA (PQ(1), 1-1, 10)/5, 15, 8, 6, 2, 10, 6, 7, 0, 12, 9, 6, 2, 4, 7,
511, 4, 10, 0/
C
DATA PCS, PRC /4, 4/
DATA LUF(1), 1, 1K-1, 7/0, 101373, 159913, 188097, 218447, 254412, 307336/
DATA LUF(1), 2, 1K-1, 7/0, 96085, 153922, 180574, 209397, 243700, 293945/
DATA LUF(1), 3, 1K-1, 7/0, 90619, 145264, 173051, 200341, 232861, 285656/
DATA LUF(1), 4, 1K-1, 7/0, 85330, 136808, 165233, 191414, 222021, 266907/
DATA LUF(1), 5, 1K-1, 7/0, 79865, 128347, 158000, 182359, 21181, 253517/
DATA LUF(2), 1, 1K-1, 7/0, 271756, 409362, 477794, 518651, 686987, 845373/
DATA LUF(2), 2, 1K-1, 7/0, 260150, 386127, 417994, 494801, 654719, 805202/
DATA LUF(2), 3, 1K-1, 7/0, 248416, 366764, 397880, 476059, 628071, 784366/
DATA LUF(2), 4, 1K-1, 7/0, 236815, 348525, 377985, 446850, 589095, 724351/
DATA LUF(2), 5, 1K-1, 7/0, 225080, 330290, 357966, 422748, 557289, 684051/
DATA LUF(3), 1, 1K-1, 7/0, 557161, 849585, 1037050, 1239433, 1479823, 1831927/
DATA LUF(3), 2, 1K-1, 7/0, 531275, 809156, 987315, 1179753, 1408027, 1742787/
DATA LUF(3), 3, 1K-1, 7/0, 505132, 766476, 937193, 1119429, 1335465, 1652242/
DATA LUF(3), 4, 1K-1, 7/0, 479240, 728048, 887437, 1059748, 1263064, 1563101/
DATA LUF(3), 5, 1K-1, 7/0, 453226, 687368, 837470, 999430, 1191482, 1473466/
DATA (PMEN(1), 1), 1K-1, 7/0, 18953, 35117, 95126, 128549, 176212, 261946/
DATA (PMEN(1), 2), 1K-1, 7/0, 17927, 33164, 96655, 121802, 166848, 246682/
DATA (PMEN(1), 3), 1K-1, 7/0, 16880, 31189, 84248, 113722, 155914, 231365/
DATA (PMEN(1), 4), 1K-1, 7/0, 15874, 29241, 78927, 106569, 145931, 216570/
DATA (PMEN(1), 5), 1K-1, 7/0, 14845, 27312, 73674, 99415, 136102, 202808/
DATA (PMEN(2), 1), 1K-1, 7/0, 137462, 268672, 477941, 654960, 1423220, 2137059/
DATA (PMEN(2), 2), 1K-1, 7/0, 128952, 251135, 446764, 611812, 1326530, 1990564/
DATA (PMEN(2), 3), 1K-1, 7/0, 120528, 233910, 416171, 569331, 1231453, 1846495/
DATA (PMEN(2), 4), 1K-1, 7/0, 112373, 217734, 386543, 528411, 1140220, 1708463/
DATA (PMEN(2), 5), 1K-1, 7/0, 104304, 201800, 357512, 488188, 1051009, 1574215/
DATA (PMEN(3), 1), 1K-1, 7/0, 602898, 1249202, 2372624, 3311248, 6976888, 10581072/
DATA (PMEN(3), 2), 1K-1, 7/0, 560355, 1156516, 2192997, 3065903, 6437280, 9738355/
DATA (PMEN(3), 3), 1K-1, 7/0, 518715, 1066467, 2018502, 2811443, 5912366, 8954475/
DATA (PMEN(3), 4), 1K-1, 7/0, 478782, 980184, 1851816, 2576836, 5413205, 8194341/
DATA (PMEN(3), 5), 1K-1, 7/0, 440000, 896577, 1690762, 2349158, 4931715, 7461180/
DATA (LUF(1), 1), 1K-1, 7/0, 1590, 2217, 3493, 4071, 4757, 5766/
DATA (LUF(1), 2), 1K-1, 7/0, 1535, 2131, 3350, 3899, 4553, 5510/
DATA (LUF(1), 3), 1K-1, 7/0, 1478, 2044, 3206, 3726, 4346, 5250/

```

```

DATA (LUF(2), 1), 1K-1, 7/0, 1424, 1936, 3063, 3556, 4140, 4995/
DATA (LUF(2), 2), 1K-1, 7/0, 1367, 1869, 2919, 3364, 3933, 4740/
DATA (LUF(2), 3), 1K-1, 7/0, 1304, 1794, 2861, 3311, 3944, 4740/
DATA (LUF(2), 4), 1K-1, 7/0, 1247, 1729, 2804, 3255, 3886, 4680/
DATA (LUF(2), 5), 1K-1, 7/0, 1190, 1663, 2747, 3198, 3828, 4620/
DATA (LUF(3), 1), 1K-1, 7/0, 6632, 9828, 11557, 13690, 2229, 27487/
DATA (LUF(3), 2), 1K-1, 7/0, 6297, 9385, 10937, 12944, 21866, 25982/
DATA (LUF(3), 3), 1K-1, 7/0, 23686, 36227, 49184, 58828, 84339, 104000/
DATA (LUF(3), 4), 1K-1, 7/0, 22576, 34493, 40815, 55984, 80134, 99376/
DATA (LUF(3), 5), 1K-1, 7/0, 21455, 32748, 44426, 53110, 76085, 94198/
DATA (LUF(4), 1), 1K-1, 7/0, 20344, 31015, 42057, 50266, 71979, 89101/
DATA (LUF(4), 2), 1K-1, 7/0, 19229, 29270, 39674, 47392, 6752, 83975/
DATA (MOUT(1), 1), 1K-1, 7/0, 24000, 24000, 24000, 24000, 48000, 48000/
DATA (MOUT(1), 2), 1K-1, 7/0, 24000, 24000, 24000, 24000, 48000, 48000/
DATA (MOUT(1), 3), 1K-1, 7/0, 24000, 24000, 24000, 24000, 48000, 48000/
DATA (MOUT(1), 4), 1K-1, 7/0, 24000, 24000, 24000, 24000, 48000, 48000/
DATA (MOUT(1), 5), 1K-1, 7/0, 24000, 24000, 24000, 24000, 48000, 48000/
DATA (MOUT(2), 1), 1K-1, 7/0, 96000, 96000, 144000, 192000, 240000/
DATA (MOUT(2), 2), 1K-1, 7/0, 96000, 96000, 144000, 192000, 240000/
DATA (MOUT(2), 3), 1K-1, 7/0, 96000, 96000, 144000, 192000, 240000/
DATA (MOUT(2), 4), 1K-1, 7/0, 96000, 96000, 144000, 192000, 240000/
DATA (MOUT(2), 5), 1K-1, 7/0, 96000, 96000, 144000, 192000, 240000/
DATA (MOUT(3), 1), 1K-1, 7/0, 48000, 48000, 96000, 144000, 192000/
DATA (MOUT(3), 2), 1K-1, 7/0, 48000, 48000, 96000, 144000, 192000/
DATA (MOUT(3), 3), 1K-1, 7/0, 48000, 48000, 96000, 144000, 192000/
DATA (MOUT(3), 4), 1K-1, 7/0, 48000, 48000, 96000, 144000, 192000/
DATA (MOUT(3), 5), 1K-1, 7/0, 48000, 48000, 96000, 144000, 192000/
DATA (MOUT(4), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(4), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(4), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(4), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(4), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(5), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(5), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(5), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(5), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(5), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(6), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(6), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(6), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(6), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(6), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(7), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(7), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(7), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(7), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(7), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(8), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(8), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(8), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(8), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(8), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(9), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(9), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(9), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(9), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(9), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(10), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(10), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(10), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(10), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(10), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(11), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(11), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(11), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(11), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(11), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(12), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(12), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(12), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(12), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(12), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(13), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(13), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(13), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(13), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(13), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(14), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(14), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(14), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(14), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(14), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(15), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(15), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(15), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(15), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(15), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(16), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(16), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(16), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(16), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(16), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(17), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(17), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(17), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(17), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(17), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(18), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(18), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(18), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(18), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(18), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(19), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(19), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(19), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(19), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(19), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(20), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(20), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(20), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(20), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(20), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(21), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(21), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(21), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(21), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(21), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(22), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(22), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(22), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(22), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(22), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(23), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(23), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(23), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(23), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(23), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(24), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(24), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(24), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(24), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(24), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(25), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(25), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(25), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(25), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(25), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(26), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(26), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(26), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(26), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(26), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(27), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(27), 2), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(27), 3), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(27), 4), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(27), 5), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(28), 1), 1K-1, 7/0, 216000, 360000, 432000, 504000, 576000/
DATA (MOUT(28), 2), 1K-1, 7/0, 
```

C WRITE (6,\*) '9 -PASTA BLANDA 10-MANCHEGO MEX'  
 C WRITE (6,\*) 'ELIDA UN QUESO POR NUMERO O CERO PARA SALIR -'

READ (5,\*) J  
 IF (J.LT.1) GO TO 999  
 IF (J.GT.10) GO TO 956  
 IF (J.EQ.1) GO TO 10  
 IF (J.EQ.2) GO TO 11  
 IF (J.EQ.3) GO TO 12  
 IF (J.EQ.4) GO TO 13  
 IF (J.EQ.5) GO TO 14  
 IF (J.EQ.6) GO TO 15  
 IF (J.EQ.7) GO TO 16  
 IF (J.EQ.8) GO TO 17  
 IF (J.EQ.9) GO TO 18  
 IF (J.EQ.10) GO TO 19

10 WRITE(6,\*) 'QUESO COTTAGE\*\*\*'  
 Q(1)=78  
 Q(2)=4.5  
 Q(3)=12.5  
 Q(4)=3.5  
 Q(5)=1.5  
 GO TO 90

11 WRITE(6,\*) 'QUESO FETA\*\*\*'  
 Q(1)=56  
 Q(2)=23  
 Q(3)=15.5  
 Q(4)=1.5  
 Q(5)=4  
 GO TO 90

12 WRITE(6,\*) 'QUESO QUARG\*\*\*'  
 Q(1)=76  
 Q(2)=6  
 Q(3)=13.6  
 Q(4)=3.5  
 Q(5)=9  
 GO TO 90

13 WRITE(6,\*) 'QUESO CAMBERT\*\*\*'  
 Q(1)=51.8  
 Q(2)=24.26  
 Q(3)=19.8  
 Q(4)=46  
 Q(5)=3.68  
 GO TO 90

14 WRITE(6,\*) 'QUESO CREMA\*\*\*'  
 Q(1)=53.75  
 Q(2)=34.87  
 Q(3)=7.55  
 Q(4)=2.6  
 Q(5)=1.23  
 GO TO 90

15 WRITE(6,\*) 'QUESO MOZZARELLA\*\*\*'  
 Q(1)=54.14  
 Q(2)=21.6  
 Q(3)=19.42  
 Q(4)=2.22  
 Q(5)=2.62  
 GO TO 90

16 WRITE(6,\*) 'QUESO RICOTTA\*\*\*'  
 Q(1)=71.7  
 Q(2)=12.98

Q(3)=11.26  
 Q(4)=3.04  
 Q(5)=1.04  
 GO TO 90

17 WRITE(6,\*) 'QUESO FRESCO\*\*\*'  
 Q(1)=79  
 Q(2)=7.5  
 Q(3)=8.5  
 Q(4)=4  
 Q(5)=1  
 GO TO 90

18 WRITE(6,\*) 'QUESO DE PASTA BLANDA\*\*\*'  
 Q(1)=50  
 Q(2)=24  
 Q(3)=20  
 Q(4)=4  
 Q(5)=2  
 GO TO 90

19 WRITE(6,\*) 'QUESO MANCHEGO MEX\*\*\*'  
 Q(1)=43  
 Q(2)=29  
 Q(3)=22  
 Q(4)=1.29  
 Q(5)=4.71

90 WRITE(6,\*) 'PRECIO BASE DE QUESO-',PQ(C)  
 C ASIGNACION DE XTRABM  
 XTRABM=5  
 IF(C=8) XTRABM=2.626  
 IF(C=3) XTRABM=4.118  
 IF(C=1) XTRABM=3.672  
 IF(C=7) XTRABM=4.026  
 IF(C=10) XTRABM=4.1 IDATO  
 ARR=1-T  
 AMP=E-T\*DEP  
 PLS=0.3\*FACLS  
 PPM=1\*FACPM  
 PD=0.02\*FACDISP  
 PQ(C)=PQ(C)\*FACQ  
 PCS=PCS\*FACQ  
 PPC=PPC\*FACQ

IF(D=1) D=0.95  
 IF(DE=1)DE=0.95

ALA=0  
 '0' Z01 LL=1.5  
 ALA=ALA+.05  
 IF(LL=1) ALA=0  
 DO 202 KK=1,5  
 XTRAB=KK  
 XTRAB=1.1  
 IF(XTRAB.GT.XTRABM) GO TO 202

C WRITE(6,\*) 'XTRAB-',XTRAB,'ALA-',ALA  
 CALL UNOMOD  
 FC=ALANE.1) GO TO 203  
 CONT(1,LL)=CQ  
 PHNT(1,LL)=PN  
 CCNT(1,LL)=CC  
 IF(LL=1) DEM=LS\*0

C SE CONSIDERO UN 5% DE NO RECUPERABLES PARA VENTA EN LS Y PERM  
 C LA DEMANDA DE LS ES SOBRE LA BASE DE LA CANT PRODUCIDA EN PROC TRAD





## APENDICE D

### ESTRUCTURA DE LA LECHE Y DESCRIPCION DEL PROCESO QUESERO TRADICIONAL

Estructura de la leche.

La leche puede considerarse como una superposición sucesiva de solutos en agua. Estos, que son de muy distinto tamaño y características, están presentes en cantidades muy variables también, formando según el caso, suspensión o emulsión con el resto de la mezcla. La tabla A-4.1-1 presenta los principales solutos en orden de tamaño (con las ambigüedades que el concepto de tamaño pudiera tener, debido a que no se trata de objetos esféricos). Algunos solutos se asocian a otros por medio de ligaduras (como las proteínas con algunas sales).

Leyendo la tabla A-4.1-1 en orden descendente, se puede visualizar el orden de la superposición mencionada. Existen además otros microcomponentes, como vitaminas, enzimas, pigmentos, gases disueltos, etcétera. También pueden existir virus llamados fagos, que pueden actuar sobre las bacterias presentes y al replicarse están presentes en la leche y el lactosuero.

TABLA A-4.1-1  
COMPONENTES DE LA LECHE CLASIFICADOS POR TAMAÑO

Tipo de dispersión	Tamaño	Componente	Medio de separación usando membranas
Solvente	< 1 nm	Agua	---
Solución verdadera	0-1nm	Lactosa, sales en solución	O.I.
Solución coloidal	1-10nm	Albúminas, globulinas, caseína soluble, fosfato coloidal	U.F.
Suspensión coloidal	10-200nm	Micelas de caseína (30-300 nm), citrato de calcio	U.F.
Suspensión	200nm-1u	Bacterias (cocos), células somáticas	M.F.
Emulsión	1-10u	Bacterias (cilindros); glóbulos de grasa	M.F.
Emulsión	10-30u	Partículas extrañas	M.F.

Nota: nm=nanómetros, u=micrómetros, O.I.=Osmosis Inversa, U.F.= Ultrafiltración, M.F.= Microfiltración

La leche puede cambiar su composición original por los más diversos mecanismos; desde la simple separación de fases por reposo, donde la crema se concentra en la fase más ligera, hasta por reacciones enzimáticas sobre la grasa (lipólisis) o las proteínas (proteólisis). También la historia térmica (cambios de temperatura sufridos anteriormente), cinemática (estados de agitación u homogeneización ocurridos antes) y los cambios en el pH por acción microbiana o adición de agentes externos, modifican su composición y estructura irreversiblemente, lo que hace que la leche sea un producto altamente perecedero (12), (285).

#### Formación del queso

El proceso de formación de queso es en su conjunto tan complicado que sigue siendo un arte. No obstante, se pueden distinguir en él dos clases de transformaciones: Las que implican separaciones de grandes cantidades de masa desde la materia prima (macrotransformaciones) y las que no implican grandes cambios en el peso de la materia en transformación, pero que sin embargo son tan importantes o más que las de la primera clase (microtransformaciones). Estas macro y microtransformaciones se llevan a cabo de manera superpuesta, aunque en las etapas de coagulación y sinéresis predominan las macro y en la maduración predominan las micro; efectuadas éstas por microorganismos específicos, a diferencia de las primeras, que se producen por operaciones físicas deliberadas o por cambios de fase de algunos componentes. De las macrotransformaciones depende principalmente la cantidad de suero y queso producidos, en tanto que las microtransformaciones son responsables de la calidad del producto, medida a través de sus propiedades sensoriales (aroma, sabor, textura, etcétera).

Existe conexión entre las macro y las microtransformaciones, de modo que los cambios efectuados en las primeras tienen efecto sobre las segundas. La especificidad requerida en estas transformaciones da por resultado la existencia de una gran diversidad de tipos de queso, algunos de los cuales están perfectamente caracterizados a nivel mundial, tanto en su composición como en sus propiedades físicas, sensoriales, etcétera.

#### Descripción del proceso quesero tradicional.

El proceso de producción de queso se basa en la desestabilización de la caseína micelar por la actividad proteolítica del cuajo y/o del medio ácido producido por las bacterias lácticas iniciadoras. Para hacer queso, se usan conjunta o individualmente un cuajo (que contiene un tipo de enzima llamado renina, la cual rompe la estructura de la k-caseína en un punto preciso, y luego otros más con el tiempo) y bacterias capaces de transformar la lactosa en ácido láctico, modificando el pH. La ruptura de la k-caseína origina su precipitación formando un gel o coágulo que será la base del producto final. En la fig A4.1-1 se presenta la secuencia del proceso tradicional de producción de queso (184), (103), (265).

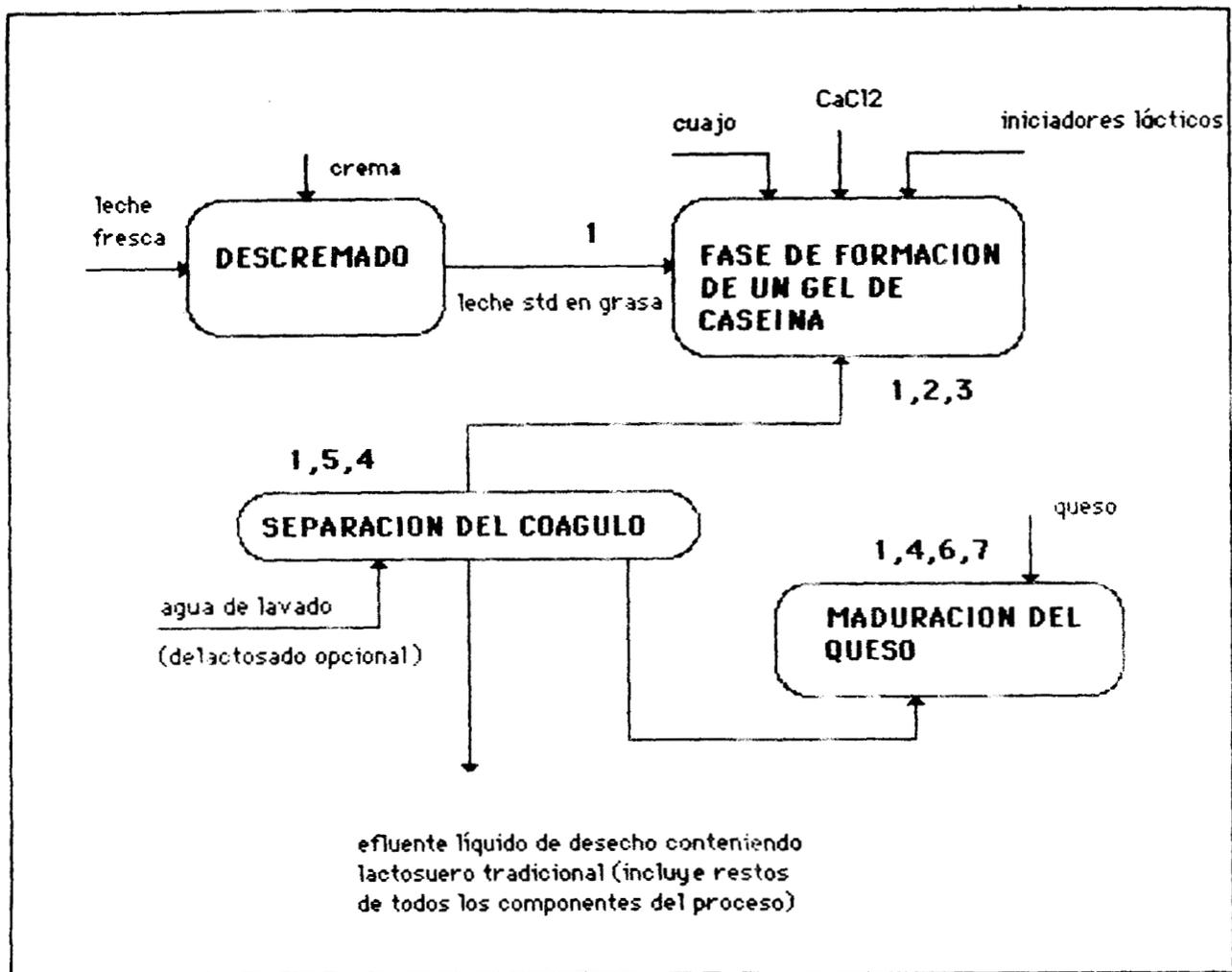


FIGURA A-4.1-1  
ESQUEMATIZACION DEL PROCESO QUESERO TRADICIONAL

Nota: los números que aparecen en la figura A-4.1-1 representan la presencia de alguno de los siguientes procesos de transformación:

- 1=Actividad fermentativa de los iniciadores lácticos sobre la lactosa, produciendo ácido láctico y logrando un pH ácido.
- 2=Actividad proteolítica específica (coagulante) de las enzimas contenidas en el cuajo.
- 3=Desplazamiento del equilibrio de la caseína hacia su forma no soluble por adición de  $\text{CaCl}_2$  a fin de que precipite por completo en el coágulo.
- 4=Continúa actividad proteolítica de las enzimas del cuajo y de enzimas producidas por los iniciadores lácticos.
- 5=Endurecimiento del coágulo y expulsión de lactosuero de su interior (sinéresis).
- 6=Actividad fermentativa de diversos organismos, inoculados o favorecidos por condiciones de humedad, salinidad, temperatura, aireación, composición del medio, etc.
- 7=Actividad proteolítica y lipolítica de enzimas diversas.

Seguendo a Maubois y Mocquot (228), se puede conceptualizar al coágulo formado como

una estructura tridimensional parecida a una esponja, formada de caseína y grasa, donde se encuentra embebido un líquido en determinada proporción. Este líquido es agua y los componentes solubles en ella, es decir, proteínas de lactosuero, lactosa y sales. Durante la sinéresis una gran parte del líquido se retira del coágulo, y el remanente se queda alojado en la estructura de esponja de manera estable. Las condiciones de estabilidad son muy variadas y dependen de múltiples factores de proceso, lo que da origen a la gran variedad de quesos, cada uno con una composición particular.

Además de su composición específica, cada queso es el producto de una complicada y a veces muy larga secuencia de microtransformaciones efectuadas por una flora que también es característica del mismo, las cuales van delineando durante la maduración el sabor, aroma y textura del producto final.

Como puede verse, el queso es un producto formado aprovechando todas las características de la leche, del cuajo y de las distintas bacterias y enzimas que participan en su descomposición y reorganización estructural. De ahí que el efecto de cada participante en la transformación, sea aprovechado por los demás participantes en las etapas subsecuentes.

El descubrimiento del efecto del cuajo (o más bien de las enzimas contenidas en él) sobre la leche mucho antes de que existiera la más elemental comprensión del fenómeno proteolítico involucrado, fue una muy afortunada casualidad. Si se piensa un poco sobre ello, puede calificarse de extraordinaria la acción tan específica, extensa y rápida de las enzimas presentes en el cuajo sobre la caseína, en medio de un sin número de otros componentes presentes, incluyendo proteínas, ninguno de los cuales interfiere con la acción enzimática. La rapidez y facilidad con que se realiza esta transformación permitió que miles de años antes de que se conocieran los reactores enzimáticos, existiera el queso. Otro tanto se puede decir de los procesos de maduración, donde la intuición aventajó durante muchos siglos al conocimiento de las fermentaciones involucradas. De todo lo anterior se desprende que hacer queso aun hoy día es más un arte que una ciencia.

## APENDICE E

### ASIGNACION DE ALGUNOS COSTOS RELACIONADOS CON LA OPERACION DE ULTRAFILTRACION

Esta asignación está basada en información técnica de fabricantes de equipo de ultrafiltración (15) y en un estudio económico realizado en la Universidad de Wisconsin-Madison sobre equipo de ultrafiltración aplicado a leche (314) al que se hará referencia en lo sucesivo como el caso Slack.

En el presente estudio se consideraron, al igual que en el caso Slack, membranas fabricadas por ABCOR, con clave HFM-100-SO, cuyo peso molecular de corte es de 8000-10000. Las membranas son de tipo espiral enrollada ("spiral wound") y constan de dos hojas planas de membrana separadas por un material poroso de soporte; el conjunto va sellado por tres lados y el cuarto va sellado separadamente a un tubo perforado de recolección. El conjunto de partes va enrollado al tubo de recolección, formando un elemento compacto que se denominará módulo UF. Cada módulo contiene 45 pies cuadrados de membrana y 7.28 litros de volumen de retención. La presión máxima permisible durante la operación es de 100 psig; el flujo máximo con membrana limpia es de 182 l/min y la temperatura máxima permisible de operación es de 54 C. De acuerdo a fabricantes, el flujo promedio de permeato en un módulo de ultrafiltración varía en la proporción mostrada en la tabla A-4.2-1 para la membrana utilizada.

TABLA A-4.2-1  
TASA DE REDUCCION DEL FLUJO DE PERMEATO  
PARA LA MEMBRANA SELECCIONADA

(FACTOR DE CONCENTRACION UF) <b>X</b>	FLUJO DE PERMEATO
<b>2</b>	<b>100%</b>
<b>3</b>	<b>85.28</b>
<b>4</b>	<b>77.92</b>
<b>5</b>	<b>69.12</b>
<b>6</b>	<b>60</b>
<b>7</b>	<b>49.6</b>

El caso considerado en esta tesis utiliza las mismas membranas del caso Slack, los mismos períodos de limpieza y la misma capacidad por módulo, por lo que, tomando como base los datos de la tabla A-4.2-1 y el flujo de permeato de Slack para X=2 (93.75 kg/hr), se proyectan los siguientes flujos de permeato (tabla A-4.2-2).

**TABLA A.2-2****VALORES PROMEDIO DEL FLUJO DE PERMEATO DURANTE EL CICLO**

(FACTOR DE CONCENTRACION UF) <b>X</b>	FLUJO PROMEDIO DE PERMEATO POR MODULO (kg/hr)
<b>2</b>	<b>93.75</b>
<b>3</b>	<b>79.95</b>
<b>4</b>	<b>73.05</b>
<b>5</b>	<b>64.8</b>
<b>6</b>	<b>56.25</b>
<b>7</b>	<b>46.5</b>

La cantidad de leche a procesar es como se indica en la Tabla A-4.2-3

**TABLA A-4.2-3**  
**CANTIDAD DE LECHE A PROCESAR**

Escala 1	5000 kg/día
Escala 2	30000 kg/día
Escala 3	100000 kg/día

La ultrafiltración no es un proceso continuo, sino que se compone de ciclos cortos, compuestos por una etapa de operación y otra de limpieza. La duración de cada etapa depende de las condiciones de trabajo y del sistema en separación.

De la información de fabricantes y tomando en cuenta las condiciones utilizadas por Slack, se fijó la estructura de los ciclos de ultrafiltración como se indica en la tabla A-4.2-4. Estas condiciones permiten garantizar que durante la operación se mantengan los flujos promedio requeridos de permeato (tabla A-4.2-2).

**TABLA A-4.2-4**  
**ESTRUCTURA DE CICLOS DE OPERACION UF**

X (FACTOR DE CONCENTRACION UF)	HRS DE LA ETAPA DE OPERACION	HRS DE LA ETAPA DE LIMPIEZA	HRS TOTALES DEL CICLO
2	4	2	6
3	4	2	6
4	3	2	5
5	3	2	5

La ultrafiltración considerada será para la leche previamente descremada. Cuando se considera la adición de caseína, una parte de la leche descremada se une con la caseína para formar una mezcla al 10% de ésta y solo el resto de la leche se ultrafiltra. Por las razones anteriores, la cantidad de leche a tratar por ultrafiltración es menor a la cantidad de leche total considerada, y para una crema con 40% de grasa y diferentes cantidades de caseína agregada, las cifras son como se indica en la tabla A-4.2-5.

**TABLA A-4.2-5**  
**KG DE LECHE DESCREMADA A PROCESAR POR ULTRAFILTRACION**  
**(CC= KG DE CASEINA POR 100 KG DE LECHE)**

	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
ESCALA 1	4578	4350	4120	3892	3663
ESCALA 2	27471	26097	24724	23350	21977
ESCALA 3	91570	86991	82413	77834	73256

Con los datos anteriores, se prepararon las tablas A-4.2-6, A-4.2-7 y A-4.2-8, en donde la cantidad de permeato por día se calculó por la ecuación (A-4.2-1) (en la página 146 aparecen las ecuaciones empleadas), el número de módulos Slack se obtuvo por la ecuación (A-4.2-2); las horas de operación por día se establecieron arbitrariamente y con ellas y la tabla A-4.2-4 se determinaron las horas de limpieza y horas totales por día, así como el número de ciclos y de turnos de operador.

Con la información del número de módulos Slack necesarios y una correlación (ecuaciones A-4.2-3 y A-4.2-4) obtenida del estudio económico de Slack, se determinó la inversión (en dólares de 1980) necesaria en equipos de ultrafiltración.

Con los datos de la tabla A-4.2-9 y los números de módulos y ciclos, se obtuvieron los costos anuales de membranas en dólares de 1980.

Después de cada ciclo, el equipo de ultrafiltración pasa por un proceso de limpieza que utiliza agua tibia a presión, hidróxido de sodio, ácido fosfórico y cloro, a fin de desincrustar e higienizar las membranas y demás partes del equipo UF en contacto con la leche. La estimación de costos de los productos químicos empleados se basó en los datos de Slack, quien consideró \$3050 dólares de 1980 para conjuntos pequeños (de hasta 10 módulos) y \$9200 para conjuntos mayores (de hasta 20 módulos), todo ello por ciclo y por año.

Para convertir estos datos a una línea continua de \$quím vs N° de módulos, se propuso la ecuación (A-4.2-5), la cual se usó en junto con el número de módulos de las tablas A-4.2-6, A-4.2-7 y A-4.2-8 para obtener el costo anual de químicos.

Para determinar la cantidad de caballos de potencia (HP) necesarios en cada caso, se correlacionaron en el trabajo de Slack los HP vs N° de módulos, encontrando que los datos se ajustan aproximadamente a la ec (A-4.2-6), con la que se estimaron los HP en las tablas A-4.2-6 a la A-4.2-8.

El consumo anual de energía eléctrica de los equipos se calculó siguiendo a Slack, mediante la ec (A-4.2-7). Y el costo de esta energía en pesos nuevos de 1993, se determinó mediante la tarifa de N\$0.138 por Kilowatt-hora, proporcionada por la Comisión Federal de Electricidad (19).

Para estimar costos de mano de obra se supuso que un operador atendiendo 15 módulos en un turno gana N\$24,000 anuales (a precios de 1993). Con esta base y el número de módulos y turnos, se obtuvo el costo anual de mano de obra.

Para estimar los gastos derivados del tratamiento de aguas provenientes del lavado del equipo UF, se cargó un 5% de sobreprecio a las membranas y productos químicos involucrados.

Enseguida se trasladaron las cantidades en dólares de 1980 a pesos nuevos de 1993, utilizando los factores de conversión dados por las ecs (A-4.2-8, A-4.2-9 y A-4.2-10).

FORMULAS EMPLEADAS

$$\text{Kg/día de permeato} = \text{Kg/día de leche} * (X-1)/X \quad \text{-----}(A4.2-1)$$

$$\text{Nº mód Slack} = A/(B*C) \quad \text{-----}(A4.2-2)$$

donde A=kg/día de permeato según ec (A4.2-1)

B= Flujo de permeato por módulo, en kg hr según tabla A4.2-2

C= Horas de operación UF por día

$$IUF = 3.29 * M - 1.15 \quad (\text{baja escala, para } M < 9 \text{ módulos Slack}) \quad \text{-----}(A4.2-3)$$

$$IUF = 2.38 * M + 7.139 \quad (\text{alta escala, para } M > 9 \text{ módulos Slack}) \quad \text{-----}(A4.2-4)$$

IUF esta dado en miles de dolares de 1980.

$$\text{Squím} = \text{Nº de Ciclos} * (150 * \text{Nº mod} + 15.5 * \text{Nº mod} * \text{Nº mod}) \quad \text{-----}(A4.2-5)$$

en dolares de 1980.

$$\text{Nº HP} = 0.603 * \text{Nº mód Slack} + 1.58 \quad \text{-----}(A4.2-6)$$

$$\text{kw-hr anuales} = 365.125 * (\text{Nº HP}) * (\text{Hrs totales día}) \quad \text{-----}(A4.2-7)$$

Para proyectar la inversión de la planta UF a valor presente, se usó el índice Nelson y la conversión de dólares a pesos nuevos, por la cual se tiene que:

$$I(\text{de 1993 en pesos nuevos de 1993}) / I(\text{de 1980 en dolares}) =$$

$$= 3.3 * 1336 / 822.8 = 5.3583 \quad \text{---}(A4.2-8)$$

del mismo modo, para membranas:

$$I(\text{de 1993 en pesos nuevos de 1993}) / I(\text{de 1980 en dólares}) =$$

$$= 3.3 * 533 / 325.2 = 5.4087 \quad \text{----}(A4.2-9)$$

y para químicos:

$$I(\text{de 1993 en pesos nuevos de 1993}) / I(\text{de 1980 en dólares}) =$$

$$= 3.3 * 226 / 229.2 = 3.2539 \quad \text{----}(A4.2-10)$$

TABLA A-4-2-6  
DATOS DE OPERACION PARA LA ESCALA 1

REFEREN- CIA DE FILA	FACTOR DE CON- CENTRA- CION X	KG/DIA DE PER- MEATO	Nº DE CICLOS	HRS DE OPERAC POR DIA	HRS LIMPIE- ZA POR DIA	HRS TOT POR DIA	TURNOS OPERA- DOR
01-01	2	2289	1	4	2	6	1
1	3	3052	1	4	2	6	1
2	4	3433	2	4	4	8	1
3	5	3662	2	4	4	8	1
4							
CC-05	2	2175	1	4	2	6	1
7	3	2900	1	4	2	6	1
8	4	3262	2	4	4	8	1
9	5	3480	2	4	4	8	1
10							
CC-01	2	2060	1	4	2	6	1
13	3	2747	1	4	2	6	1
14	4	3090	2	4	4	8	1
15	5	3296	2	4	4	8	1
16							
CC-15	2	1946	1	4	2	6	1
19	3	2595	1	4	2	6	1
20	4	2919	2	4	4	8	1
21	5	3114	2	4	4	8	1
22							
CC-02	2	1831	1	4	2	6	1
25	3	2442	1	4	2	6	1
26	4	2747	2	4	4	8	1
27	5	2930	2	4	4	8	1
28							

TABLA A-4-2-7  
DATOS DE OPERACION PARA LA ESCALA 2

REFEREN- CIA DE FILA	FACTOR DE CON- CENTRA- CION X	KG/DIA DE PER- MEATO	Nº DE CICLOS	HRS DE OPERAC POR DIA	HRS LIMPIE- ZA POR DIA	HRS TOT POR DIA	TURNOS OPERA- DOR
00-00	2	13734	2	8	4	12	2
31	3	18312	2	8	4	12	2
32	4	20598	3	9	4	13	2
33	5	21972	3	9	4	13	2
34							
CC-05	2	13050	2	8	4	12	2
37	3	17400	2	8	4	12	2
38	4	19572	3	9	4	13	2
39	5	20880	3	9	4	13	2
40							
CC-01	2	12360	2	8	4	12	2
43	3	16482	2	8	4	12	2
44	4	18540	3	9	4	13	2
45	5	19776	3	9	4	13	2
46							
CC-15	2	11676	2	8	4	12	2
49	3	15570	2	8	4	12	2
50	4	17514	3	9	4	13	2
51	5	18684	3	9	4	13	2
52							
CC-02	2	10986	2	8	4	12	2
55	3	14652	2	8	4	12	2
56	4	16482	3	9	4	13	2
57	5	17580	3	9	4	13	2
58							

TABLA A-4-2-8  
DATOS DE OPERACION PARA LA ESCALA 3

REFEREN- CIA DE FILAS	FACTOR DE CON- CENTRA- CION X	KG/DIA DE PER- MEATO	Nº DE CICLOS	HRS DE OPERAC POR DIA	HRS LIMPIE- ZA POR DIA	HRS TOT POR DIA	TURNOS OPER- ADOR
61	2	45780	3	12	6	18	3
62	3	61040	3	12	6	18	3
63	4	68640	4	12	8	20	3
64	5	73240	4	12	8	20	3
CC=15							
67	2	43500	3	12	6	18	3
68	3	58000	3	12	6	18	3
69	4	65240	4	12	8	20	3
70	5	69600	4	12	8	20	3
CC=1							
73	2	41200	3	12	6	18	3
74	3	54940	3	12	6	18	3
75	4	61800	4	12	8	20	3
76	5	65920	4	12	8	20	3
CC=15							
79	2	38920	3	12	6	18	3
80	3	51900	3	12	6	18	3
81	4	58380	4	12	8	20	3
82	5	62280	4	12	8	20	3
CC=2							
85	2	36620	3	12	6	18	3
86	3	48940	3	12	6	18	3
87	4	54940	4	12	8	20	3
88	5	58600	4	12	8	20	3

TABLA A-4-2-6 (CONTINUACION)

DATOS DE OPERACION PARA LA ESCALA 1

REFEREN- CIA DE FILAS	Nº MODULOS SLACK	(1980) INVER- SION UF	(1980) MEMBRA- NAS	(1980) QUINICOS	HP REQUERI- DOS	KW-HR ANUAL- ES	NS(1993) ENERGIA ELEC-ANO
1	6.1	18919	2440	1492	6	11520	1590
2	9.54	29844	4474	2842	6	16004	2217
3	11.75	35104	12055	7805	8	25311	3493
4	14.13	40768	16362	10428	8	29503	4071
CC=15							
7	5.8	17932	2340	1491	6	11143	1545
8	9.07	28726	4254	2636	6	15443	2131
9	11.16	33700	11450	7209	8	24272	3350
10	13.42	39079	15540	9609	8	28253	3899
CC=1							
13	5.49	16912	2196	1291	6	10714	1478
14	8.59	27111	4029	2452	6	14809	2044
15	10.57	32296	10844	6634	8	23233	3206
16	12.71	37379	14718	8821	8	27002	3726
CC=15							
19	5.19	15925	2076	1196	6	10317	1424
20	8.11	25532	3894	2236	6	14175	1956
21	9.98	30891	10239	6082	8	22194	3063
22	12.01	35723	13908	8074	8	25769	3556
CC=2							
25	4.88	14905	1952	1101	6	9908	1367
26	7.63	23953	3578	2047	6	13541	1869
27	9.49	29487	9644	5550	8	21154	2919
28	11.3	34033	13085	7348	8	24519	3384

TABLA A-4-2.7 (CONTINUACION)

DATOS DE OPERACION PARA LA ESCALA 2

REFEREN- CIA DE FILAS	N° MODULOS SLACK	\$(1980) INVER- SION U\$	\$(1980) MEMBRA- NAS	\$(1980) QUINTICOS	HP REQUERI- DOS	KW-HR ANUAL- ES	NSI(1993) ENERGIA ELEC/ANO
CC-4	16.41	40717	14448	15444	12	55299	7641
31	28.61	75278	24855	30999	12	82564	11994
33	31.33	81704	48217	59741	13	97173	13410
34	37.67	96794	65433	82936	13	115319	15914
CC-05	17.4	48551	13920	14605	12	52894	7299
38	27.2	71875	25514	31095	12	78786	10873
30	29.77	77992	45816	54607	13	92708	12794
40	35.8	92343	62185	75706	13	109967	15175
CC-1	16.48	46361	13184	13363	12	50464	6964
43	25.76	68448	24163	28292	12	74982	10347
45	28.2	74255	44400	49669	13	88214	12174
46	33.91	87845	58902	68729	13	104557	14429
CC-15	15.57	44196	12456	12186	12	48059	6432
49	24.33	65044	22821	25649	12	71204	9826
51	26.64	70542	40999	44088	13	81749	11557
52	32.04	83994	55053	62153	13	99205	13690
CC-2	14.65	42006	11720	11048	12	45629	6297
55	22.9	61641	21480	24127	12	67426	9305
56	25.07	64806	38584	46507	13	79255	10917
58	30.15	78896	52370	58817	13	93795	12944

TABLA A-4-2.8 (CONTINUACION)

DATOS DE OPERACION PARA LA ESCALA 3

REFEREN- CIA DE FILAS	N° MODULOS SLACK	\$(1980) INVER- SION U\$	\$(1980) MEMBRA- NAS	\$(1980) QUINTICOS	HP REQUERI- DOS	KW-HR ANUAL- ES	NSI(1993) ENERGIA ELEC/ANO
CC-0	40.00	109081	44824	94249	26.12	171641	24646
61	63.62	158555	89514	216848	39.94	262514	36227
63	78.32	193541	160713	427301	48.81	356412	49184
64	94.19	231311	218144	606503	58.38	426294	58828
CC-05	38.66	99150	46392	86896	24.89	163596	22576
67	60.45	151010	85053	197123	38.03	249951	34493
68	74.42	184259	152711	388029	46.46	339239	46815
69	89.51	220173	207363	550452	55.55	405686	55984
CC-1	36.61	94271	43932	78797	23.66	155472	21455
73	57.26	143418	80565	178227	36.11	237309	32748
74	70.49	174905	144645	350362	44.09	321934	44426
75	84.78	208915	196350	496502	52.7	384858	53110
CC-15	34.58	89439	41403	71164	22.43	147427	20344
79	54.09	135873	76105	160386	34.2	224746	31015
80	66.59	165623	134644	314876	41.74	304764	42057
81	80.1	197777	185511	445852	49.88	364250	50266
CC-2	32.54	84584	39048	63879	21.2	139342	19229
85	50.9	128281	71616	143377	32.27	212104	29270
86	62.67	156294	128599	281108	39.37	287499	39674
87	75.37	186520	174557	397421	47.04	344422	47392
88							

TABLA A-4-2-6 (CONTINUACION)

DATOS DE OPERACION PARA LA ESCALA 1

REFEREN- CIA DE FILA	MANO DE OBRA N\$/AÑO	N\$ DE IUF (1993)	N\$ DE QUIMICOS (1993)	N\$ 1993 MEMBRA- NAS	QUIM + MEM + I.O5 DE EXCES
CC=0					
1	24000	101373	4854	13197	18953
2	24000	159913	9247	24198	35117
3	24000	180997	25396	65201	95126
4	24000	218447	33931	88497	128549
CC=0.5					
7	24000	96085	4526	12548	17927
8	24000	153922	8577	23008	33164
9	24000	180574	23457	61929	89655
10	24000	209397	31266	84051	121082
CC=1					
13	24000	90619	4200	11877	16880
14	24000	145268	7913	21791	31189
15	24000	174051	21586	58651	84248
16	24000	203341	28702	79605	115722
CC=1.5					
19	24000	85330	3891	11228	15874
20	24000	136808	7275	20574	29241
21	24000	165523	19790	55379	78927
22	24000	191414	26271	75224	106569
CC=2					
25	24000	79865	3582	10557	14845
26	24000	128347	6660	19352	27312
27	24000	158000	18059	52107	73674
28	24000	182359	23909	70772	99415

TABLA A-4-2-7 (CONTINUACION)

DATOS DE OPERACION PARA LA ESCALA 2

REFEREN- CIA DE FILA	MANO DE OBRA N\$/AÑO	N\$ DE IUF (1993)	N\$ DE QUIMICOS (1993)	N\$ 1993 MEMBRA- NAS	QUIM + MEM + I.O5 DE EXCES
CC=0					
31	96000	271756	51691	79226	137462
32	96000	403362	116629	145250	268672
33	144000	437794	194391	260791	477941
34	144000	518651	269866	353907	654960
CC=0.5					
37	96000	260150	47523	75289	128952
38	96000	385127	101180	137997	251135
39	96000	417904	177685	247815	446764
40	144000	494801	246339	336340	611812
CC=1					
43	96000	248416	43481	71308	120528
44	96000	366704	92082	130190	239100
45	96000	397880	161617	234737	416171
46	144000	470699	223637	318583	569331
CC=1.5					
49	96000	236815	38652	67370	112373
50	96000	348525	83459	123431	217234
51	96000	377985	146386	221751	386543
52	144000	446850	202239	301010	528411
CC=2					
55	48000	225080	35949	63389	104304
56	96000	330290	75252	116178	201001
57	96000	357966	131805	208683	357512
58	144000	422748	181688	283353	488188

Tabla A-4-2-8 (CONTINUACION)

REFERENCIA DE FILA	MANO DE OBRA DE NS/ANO	NS DE UFE (1993)	NS DE QUIMICOS (1993)	NS 1993 MEMBRANAS	QUIMI MEM +05 DE EXCES
61	216000	557161	310093	264096	602898
62	360000	849585	705569	484148	1249202
63	432000	1037050	1390394	869248	2372624
64	504000	1239433	1973695	1179875	3311248
CC-05					
67	216000	531275	282750	250920	560351
68	360000	809156	641418	460026	1156516
69	360000	987415	1262607	825962	2192997
70	432000	1179753	1791115	1121250	3057983
CC-1					
73	216000	505132	256400	237615	518715
74	288000	768476	579332	435751	1066467
75	360000	937193	1140042	782341	2018502
76	432000	1119429	1615567	1061998	2811443
CC-15					
79	216000	479240	231560	224423	478782
80	288000	728048	521880	411629	980184
81	360000	887457	1024575	739860	1851816
82	432000	1059748	1450757	1003473	2576830
CC-2					
85	216000	453226	207855	211198	440005
86	288000	687368	466534	387349	896577
87	360000	837470	914697	695553	1690762
88	432000	999430	1293168	944126	2349158

Para los costos anuales de las membranas UF, se tomo como base siguiendo a Slack, un costo de \$400 dolares de 1980 por cada modulo y por cada ciclo. Para un factor de concentracion X=2. Asumiendo que estos costos suben en relacion al factor de concentracion por ultrafiltracion (X), porque la vida media de las membranas se reduce a mayor valor del factor de concentracion, se adopto como criterio de aumento de costos el inverso de la reduccion proporcional de flujo de permeato segun referencias especializadas (15) (mostrado en la tabla A-4-2-1), lo que de por resultado lo que se muestra en la tabla A-4-2-9.

Tabla A-4-2-9  
COSTO ANUAL DE MEMBRANAS POR MODULO Y POR CICLO EN DOLARES DE 1980

FACTOR DE CONCENTRACION	FLUJO DE PERMEATO	COSTO ANUAL
X=2	625	400*
X=3	533	469
X=4	487	513
X=5	432	579

\* valor utilizado por Slack

Tabla A-4-2-10

DATOS DE OPERACION DEL EQUIPO DE ULTRAFILTRACION PARA LA ESCALA 1

REFERENCIA DE FILA	FACTOR DE CONCENTRACION X	KG/DIA DE PERMEATO	Nº DE CICLOS	HRS DE OPERACION POR DIA	HRS LIMPIEZA POR DIA	HRS TOT POR DIA	TUBOS OPERANDOS
1	2	2289	1	4	2	6	1
2	3	3052	1	4	2	6	1
3	4	3433	2	4	4	8	1
4	5	3662	2	4	4	8	1
CC-05							
7	2	2175	1	4	2	6	1
8	3	2900	1	4	2	6	1
9	4	3262	2	4	4	8	1
10	5	3480	2	4	4	8	1
CC-1							
13	2	2000	1	4	2	6	1
14	3	2747	1	4	2	6	1
15	4	3090	2	4	4	8	1
16	5	3296	2	4	4	8	1
CC-15							
19	2	1946	1	4	2	6	1
20	3	2595	1	4	2	6	1
21	4	2919	2	4	4	8	1
22	5	3114	2	4	4	8	1
CC-2							
25	2	1831	1	4	2	6	1
26	3	2442	1	4	2	6	1
27	4	2747	2	4	4	8	1
28	5	2930	2	4	4	8	1

Nota: CC representa los kg de ALANATE agregados a 100 kg de leche fresca.

TABLA A-4-2-11

DATOS DE OPERACION DEL EQUIPO DE ULTRAFILTRACION PARA LA ESCALA 2

REFERENCIA DE FILA	FACTOR DE CONCENTRACION X	KG/DIA DE PERMEATO	Nº DE CICLOS	HRS DE OPERAC POR DIA	HRS DE LIMPIEZA POR DIA	HRS TOT POR DIA	TURNOS OPERADOR
CC-0							
31	2	13734	2	8	4	12	2
32	3	18312	2	8	4	12	2
33	4	20598	3	9	4	13	2
34	5	21972	3	9	4	13	2
CC-0.5							
37	2	13050	2	8	4	12	2
38	3	17400	2	8	4	12	2
39	4	19572	3	9	4	13	2
40	5	20880	3	9	4	13	2
CC-1.0							
43	2	12360	2	8	4	12	2
44	3	16487	2	8	4	12	2
45	4	18540	3	9	4	13	2
46	5	19776	3	9	4	13	2
CC-1.5							
49	2	11676	2	8	4	12	2
50	3	15570	2	8	4	12	2
51	4	17514	3	9	4	13	2
52	5	18684	3	9	4	13	2
CC-2.0							
55	2	10986	2	8	4	12	2
56	3	14652	2	8	4	12	2
57	4	16482	3	9	4	13	2
58	5	17580	3	9	4	13	2

Nota: CC representa los kg de ALANATE agregados a 100 kg de leche fresca.

TABLA A-4-2-12

DATOS DE OPERACION DEL EQUIPO DE ULTRAFILTRACION PARA LA ESCALA 3

REFERENCIA DE FILA	FACTOR DE CONCENTRACION X	KG/DIA DE PERMEATO	Nº DE CICLOS	HRS DE OPERAC POR DIA	HRS DE LIMPIEZA POR DIA	HRS TOT POR DIA	TURNOS OPERADOR
CC-0							
61	2	45780	3	12	6	18	3
62	3	61040	3	12	6	18	3
63	4	68660	4	12	8	20	3
64	5	73240	4	12	8	20	3
CC-0.5							
67	2	43500	3	12	6	18	3
68	3	58900	3	12	6	18	3
69	4	65240	4	12	8	20	3
70	5	69600	4	12	8	20	3
CC-1.0							
73	2	41210	3	12	6	18	3
74	3	54940	3	12	6	18	3
75	4	61800	4	12	8	20	3
76	5	65920	4	12	8	20	3
CC-1.5							
79	2	38920	3	12	6	18	3
80	3	51900	3	12	6	18	3
81	4	58380	4	12	8	20	3
82	5	62280	4	12	8	20	3
CC-2.0							
85	2	36620	3	12	6	18	3
86	3	48840	3	12	6	18	3
87	4	54940	4	12	8	20	3
88	5	58600	4	12	8	20	3

Nota: CC representa los kg de ALANATE agregados a 100 kg de leche fresca.

TABLA A-4-2-10 (CONTINUACION)  
 DATOS DE OPERACION DEL EQUIPO DE ULTRAFILTRACION  
 PARA LA ESCALA 1

REFEREN- CIA DE FILAS	Nº MÓDULOS SLACK	HP REQUERI- DOS	KW-HR ANUAL- ES	COSTO (NS) ENERGIA ELEC/ANO
CC-0				
1	6.1	6	11520	1590
2	954	6	16064	2217
3	1175	8	25311	3493
4	1413	8	29503	4071
CC-05				
7	5.8	6	11123	1535
8	907	6	15443	2131
9	1116	8	24272	3350
10	1342	8	28253	3899
CC-10				
13	5.49	6	10714	1478
14	859	6	14809	2044
15	1057	8	23333	3206
16	1271	8	27002	3726
CC-15				
19	5.19	6	10817	1424
20	811	6	14175	1956
21	998	8	22194	3063
22	1201	8	25769	3556
CC-20				
25	4.88	6	9908	1367
26	763	6	13541	1869
27	939	8	21154	2919
28	113	8	24519	3384

TABLA A-4-2-11 (CONTINUACION)  
 DATOS DE OPERACION DEL EQUIPO DE ULTRAFILTRACION  
 PARA LA ESCALA 2

REFEREN- CIA DE FILAS	Nº MÓDULOS SLACK	HP REQUERI- DOS	KW-HR ANUAL- ES	COSTO (NS) ENERGIA ELEC/ANO
CC-0				
31	18.31	12	55,99	7631
32	2863	12	82564	11394
33	3133	13	97173	13410
34	3767	13	115319	15914
CC-05				
37	17.4	12	52894	7299
38	272	12	78786	10873
39	2977	13	92708	12794
40	35.8	13	109967	15175
CC-10				
43	16.48	12	50464	6964
44	2576	12	74982	10347
45	28.2	13	88214	12174
46	33.91	13	104557	14429
CC-15				
49	15.57	12	48059	6632
50	2433	12	71204	9826
51	2604	13	83749	11557
52	3204	13	99205	13690
CC-20				
55	14.65	12	45629	6297
56	229	12	67426	9305
57	2507	13	79255	10945
58	3015	13	93795	12944

TABLA A-4-2-12 (CONTINUACION)  
DATOS DE OPERACION DEL BLOQUE DE ULTRAFILTRACION  
PARA LA ESCALA 3

REFEREN- CIA DE FILE	N° MODULOS SLACK	HP REQUERI- DOS	KW-HR ANUAL- ES	COSTO (N\$) ENERGIA ELEC/ANO
CC-0				
61	40.69	26.12	171641	23686
62	63.62	39.94	262514	36227
63	78.32	48.81	356412	49184
64	94.19	58.38	426294	58828
CC-05				
67	38.66	24.89	163596	22576
68	60.45	38.03	249951	34493
69	74.42	46.46	339239	46815
70	89.51	55.55	405686	55984
CC-10				
73	46.61	23.66	155472	21455
74	57.26	36.11	237309	32748
75	70.49	44.09	321934	44426
76	84.78	52.7	384858	53110
CC-15				
79	34.58	22.43	147427	20344
80	54.09	34.2	224746	31015
81	66.59	41.73	304760	42057
82	80.1	49.88	364250	50266
CC-20				
85	32.54	21.2	149342	19229
86	50.9	32.27	212104	29270
87	62.67	39.37	287499	39674
88	75.37	47.03	344422	47392

TABLA A-4-2-10 (CONTINUACION)  
DATOS DE OPERACION PARA LA ESCALA 1

REFEREN- CIA DE FILE	MANO DE OBRA N\$/ANO	INVER- SION (N\$)	PMEI1 N\$/ANO
CC-0			
1	24000	101473	18953
2	24000	159915	35117
3	24000	188097	95126
4	24000	218447	128549
CC-05			
7	24000	96085	17927
8	24000	153922	33164
9	24000	186574	89655
10	24000	209397	121082
CC-1			
13	24000	90419	10880
14	24000	145268	31189
15	24000	174051	84248
16	24000	203441	113722
CC-15			
19	24000	85330	15874
20	24000	136808	29241
21	24000	165523	78927
22	24000	191414	106569
CC-2			
25	24000	79865	14845
26	24000	128447	27312
27	24000	158000	74674
28	24000	182359	99415

TABLA A-4-2-11 (CONTINUACION)  
DATOS DE OPERACION PARA LA ESCALA 2

REFEREN- CIA DE FILAS	MANO DE OBRA N\$/ANO	INVER- SION (N\$)	PMEI N\$/ANO
11	96000	271756	137462
12	96000	401304	206172
33	144000	437794	477941
34	144000	518651	654960
CC-05			
37	96000	260150	128952
38	96000	385127	251135
39	96000	417904	446764
40	144000	494801	611812
CC-1			
43	96000	248416	120528
44	96000	366764	233910
45	96000	397880	416171
46	144000	470699	569331
CC-15			
49	96000	236815	112373
50	96000	348525	217234
51	96000	477905	386543
52	144000	446850	528411
CC-2			
55	48000	225080	104304
56	96000	330290	201001
57	96000	357966	357512
58	144000	422748	488188

TABLA A-4-2-12 (CONTINUACION)  
DATOS DE OPERACION PARA LA ESCALA 3

REFEREN- CIA DE FILAS	MANO DE OBRA N\$/ANO	INVER- SION (N\$)	PMEI N\$/ANO
61	216000	547161	602808
62	360000	849585	1249202
63	432000	1037050	2372624
64	504000	1239433	3311248
CC-05			
67	216000	531275	560353
68	360000	809156	1156516
69	360000	987315	2192997
70	432000	1179753	3057983
CC-1			
73	216000	505132	518715
74	288000	768476	1066467
75	360000	937193	2018502
76	432000	1119429	2811443
CC-15			
79	216000	479240	478782
80	288000	728048	980184
81	360000	887457	1851816
82	432000	1059748	2576836
CC-2			
85	216000	453226	440005
86	288000	687368	896577
87	360000	837470	1690762
88	432000	999430	2349158

Marco económico del simulador

La simulación física de los procesos queseros considerados forma parte de la información que se requiere para efectuar la comparación económica entre procesos. A continuación se describe el marco teórico que se desarrolló en este trabajo para realizar dicha comparación.

Suposiciones económicas generales

- Se ha supuesto que la empresa donde existe el proceso quesero tradicional es una empresa que opera en forma rentable, produciendo un solo tipo de queso, el cual vende junto con la crema removida de la leche y parte del lactosuero que produce, y que el resto de éste último lo desecha sin tratamiento y sin tener hasta ahora que pagar por ello. Como esta situación, que refleja un hecho recurrente en México debe ser corregida en el futuro, se ha incluido en los costos del proceso modificado una cantidad por disposición de los efluentes no vendidos.
- Basados en que la adición de caseína puede hacerse sin equipos especiales, se consideró despreciable el costo de inversión para la adición de caseína.
- Se ha supuesto también que existe mercado suficiente para vender todo el queso y la crema que se produzcan, aún si la producción se incrementa por efecto del proceso modificado.
- Para ambos procesos, se ha considerado la demanda de lactosuero como fija e igual a una fracción ( $F_L$ ) de la cantidad que de éste se produce en el proceso tradicional. La demanda de permearato se ha considerado también como una cantidad fija e igual a una fracción ( $F_P$ ) de la cantidad producida de éste en el proceso modificado. Los montos de estas fracciones se detallarán más adelante.
- Para tomar en consideración las inversiones que son necesarias de terreno e instalaciones físicas relacionadas con la ultrafiltración de la leche, de acuerdo con opiniones de expertos se ha considerado bajo el rubro de inversión una cantidad igual al doble del costo de los equipos de ultrafiltración.
- Todos los precios consignados en este trabajo están en nuevos pesos del año 1993.

Ecuaciones básicas

El análisis económico de alternativas de inversión es una técnica bien documentada (157), que para el interés particular de este trabajo se puede establecer en una base anual de la siguiente manera:

La producción industrial de queso es una actividad económica que requiere de una inversión ( $I$ ). Los productos del proceso, al ser vendidos se convierten en ingresos ( $S$ ), los cuales deben ofrecer un excedente adecuado sobre los costos de operación del proceso ( $C$ ), a fin de que subsista la rentabilidad económica.

Los costos de operación pueden desglosarse en una suma de términos formada por costos de mano de obra ( $MO$ ), energía ( $E$ ), materiales consumibles y materias primas ( $MP$ ) y otros gastos que se pueden relacionar con el monto de la inversión mediante un factor de ponderación ( $\alpha$ ), donde se incluyen rubros como regalías, mantenimiento, seguros, etcétera.

Así, se puede escribir

$$G = \alpha(I)(1) + (MP) + (E) + (MO) \quad \text{---(ec. 4.1)}$$

Los ingresos por ventas se pueden calcular sumando los productos de las cantidades que se venden ( $CQ$ ) para el queso,  $CS$  para la crema sobrante,  $CLSV$  para el lactosuero que se puede vender y  $CPMV$  para el permearato por sus precios unitarios de venta (denominados respectivamente  $PQ$ ,  $PS$ ,  $PLS$  y  $PPM$ ), De lo cual resulta

$$S = (CQ)(PQ) + (CS)(PCS) + (CLSV)(PLS) + (CPMV)(PPM) \quad \text{---(ec. 4.2)}$$

Los desechos del proceso, consistentes en este caso en la parte de lactosuero ( $CLSN$ ) y permearato ( $PNV$ ) que no se pueden vender por falta de mercado, deben disponerse adecuadamente para no dañar al medio ambiente. Si el costo unitario de disposición de estas corrientes es ( $PD$ ), los costos de esta operación son

$$D = (PD)(CLSN + PNV) \quad \text{---(ec. 4.3)}$$

Establecidos así los ingresos y costos anuales, la utilidad bruta ( $R$ ) se define por

$$R = S - G - D \quad \text{---(ec. 4.4)}$$

De esta cantidad deben deducirse los montos correspondientes a la depreciación anual de la inversión, contablemente habiéndose, y al pago de impuestos para obtener la utilidad neta anual ( $P$ ).

Si el monto de la depreciación anual contable se relaciona con la inversión mediante un factor de ponderación ( $e$ ) y si la tasa de impuestos es ( $t$ ) y la depreciación de capital para fines de impuestos se relaciona con la inversión mediante un factor ( $dep$ ), se puede escribir

$$P = R - (e)(I) - (t)(R - (dep)(I)) \quad \text{---(ec. 4.5)}$$

Un criterio comúnmente utilizado para determinar la rentabilidad de un proyecto de inversión es la evaluación de la tasa de retorno de la inversión ( $ROI$ ), definida como el cociente entre la utilidad neta anual y la inversión:

$$ROI = (P/I) \quad \text{---(ec. 4.6)}$$

Para fines de este trabajo se usa por conveniencia una forma modificada de la tasa de retorno  $ROI$ , denominada  $DROI$ :

$$DROI = (P_1 - P_2)(I_1 - I_2) \quad \text{---(ec. 4.7)}$$

Asignando el subíndice (1) al proceso quesero modificado y el (2) al proceso tradicional, se tiene que  $(P_1 - P_2)$  es el excedente de utilidad neta del proceso modificado respecto del tradicional e  $(I_1 - I_2)$  es la inversión requerida para transformar el proceso tradicional en modificado. A partir de este significado, se puede ver que la modificación del proceso tradicional será tanto más conveniente cuanto mayor sea el valor positivo de  $DROI$ . Si  $DROI$  toma valores cero o negativos, significa que hay mayor ventaja económica en mantener el proceso tradicional.

Para poder aplicar las ecuaciones descritas en el proceso que nos ocupa, es necesario contar con expresiones para calcular las diferencias  $(P_1 - P_2)$  e  $(I_1 - I_2)$ .

Cálculo de  $(I_1 - I_2)$ .

Al comparar el proceso tradicional con el modificado, se tiene que la única diferencia en inversión entre ambos se debe al equipo de ultrafiltración, el cual concentrará una cantidad de leche fresca igual a la que se recibe en el proceso tradicional. Si el costo del equipo de ultrafiltración requerido es (IUF), se tendrá que

$$(I_i - I_j) = IUF \quad \text{---(ec. 4.8)}$$

Calculo de (R - P)

Considerando la ecuación (4.5) se tiene que

$$(P_i - P_j) = (R_i - R_j) - (e) (I_i - I_j) - (t) (R_i - R_j) + (t) (dep) (I_i - I_j)$$

que también se puede escribir como

$$(P_i - P_j) = (A) (R_i - R_j) - (B) (I_i - I_j) \quad \text{---(ec. 4.9)}$$

en donde A y B son constantes, definidas por

$$A = 1 - t \quad \text{---(ec. 4.10)}$$

$$B = (e) - (dep) (t) \quad \text{---(ec. 4.11)}$$

Se puede obtener una expresión para (R<sub>i</sub>-R<sub>j</sub>) a partir de la ecuación (4.4).

$$(R_i - R_j) = (S_i - S_j) - (G_j - G_j) - (D_i - D_j) \quad \text{---(ec. 4.12)}$$

A su vez, la expresión para (S<sub>i</sub>-S<sub>j</sub>) se obtiene de la ecuación (4.2).

$$(S_i - S_j) = (FO) (COQ_i - COQ_j) + (KCS) (CCS_i - CCS_j) + (PLS) (CLSV_i - CLSV_j) + (PPM) (CPMV_i - CPMV_j)$$

puesto que en el proceso tradicional no se produce permearo, se tiene que

$$CPMV_i = 0$$

y la expresión se simplifica a

$$(S_i - S_j) = (FO) (COQ_i - COQ_j) + (KCS) (CCS_i - CCS_j) + (PLS) (CLSV_i - CLSV_j) + (PPM) (CPMV_j) \quad \text{---(ec. 4.13)}$$

La expresión para (G<sub>i</sub> - G<sub>j</sub>) se obtiene de la ecuación (4.1).

$$(G_i - G_j) = (a) (I_i - I_j) + (MH - MH) + (E_i - E_j) + (MO_i - MO_j)$$

sustituyendo en esta expresión la ecuación (8) se tiene

$$(G_i - G_j) = (a) (IUF) + (MH - MH) + (E_i - E_j) + (MO_i - MO_j) \quad \text{---(ec. 4.14)}$$

Ya que se considera la misma cantidad de leche fresca en ambos procesos, la diferencia (MP<sub>i</sub>-MP<sub>j</sub>) se debe a los consumibles de ultrafiltración y, cuando sea el caso, a las cantidades de crema faltante:

$$(MP_i - MP_j) = PMEM_i + (PCh - PCh_j) \quad \text{---(ec. 4.15)}$$

en donde (PMEM<sub>i</sub>) es el costo anual de las membranas de ultrafiltración, químicos de limpieza y otros gastos requeridos para la operación, y (PCh) es el costo anual de la crema faltante, la cual se detallará más adelante.

La diferencia de energía consumida en los procesos se debe a la cantidad utilizada por el equipo de ultrafiltración, de modo que

$$(E_i - E_j) = EUF \quad \text{---(ec. 4.16)}$$

Finalmente, la diferencia de necesidades de mano de obra entre los procesos que se comparan corresponde a la operación del equipo de ultrafiltración, por lo que se tiene

$$(MO_i - MO_j) = MOUF \quad \text{---(ec. 4.17)}$$

Sustituyendo (4.15), (4.16) y (4.17) en (4.14) se tiene:

$$(G_i - G_j) = (a) (IUF) + (PMEM_i) + (PCh - PCh_j) + (EUF) + (MOUF) \quad \text{---(ec. 4.18)}$$

Partiendo de la ecuación (4.3) y ya que se supuso que el proceso tradicional no paga por disposición de su lactosuero no vendido se tiene que

$$(D_i - D_j) = D_j - (PD) (CLSN_i + PNV_j) \quad \text{---(ec. 4.19)}$$

De esta manera, las ecuaciones complementarias requeridas para utilizar la ecuación (4.7) son las ecuaciones (4.8) a la (4.19).

Aclaración de algunos conceptos

4) División del lactosuero y el permearo en una fracción vendible y otra no vendible. Para el proceso tradicional la cantidad de lactosuero producido, es decir la oferta, es siempre mayor que la demanda (está en la suposición básica en todo el estudio). Al modificar el proceso tradicional, se reduce la cantidad de lactosuero producido (es decir se reduce la oferta), y es posible que esta reducción haga que la nueva oferta no sea siempre mayor que la demanda, que se supuso fija e igual a una fracción de la cantidad producida con el proceso tradicional. En la tabla A-4.2-1.3 se especifica la forma en que se determina la cantidad de lactosuero vendible (CLSV). En todos los casos, la cantidad de lactosuero producido es igual a la suma de las fracciones vendible y no vendible.

Obsérvese que (FL) es un factor de demanda para el lactosuero, constante y menor que 1. Del mismo modo se utilizará otro factor de demanda (FP), de características semejantes, y que se aplica a la producción de permearo del proceso modificado. Así, para ambos procesos debe cumplirse que

$$CLSV = CLSV + CLSN \quad \text{---(ec. 4.20)}$$

$$CPM = CPMV + PMV \quad \text{---(ec. 4.21)}$$

TABLA A4.2-13  
FRACCIONES VENDIBLES Y NO VENDIBLES DE LACTOSUERO Y PERMEATO

ITEM	PROCESO TRADICIONAL (CLS <sub>1</sub> )	PROCESO MODIFICADO (CLS <sub>2</sub> )
CANTIDAD ANUAL DE LACTOSUERO PRODUCIDO		
DEMANDA FIJA DE LACTOSUERO (DLS)	DLS = (F <sub>1</sub> ) (CLS <sub>1</sub> ) (F <sub>1</sub> < 1)	DLS = (F <sub>2</sub> ) (CLS <sub>2</sub> ) (F <sub>2</sub> < 1)
CANTIDAD DE LACTOSUERO QUE SE PUEDE VENDE (CLSV) SI (CLS <sub>1</sub> ) ES MAYOR O IGUAL QUE (DLS)	CLSV <sub>1</sub> = DLS	CLSV <sub>2</sub> = DLS
CANTIDAD DE LACTOSUERO QUE SE PUEDE VENDE (CLSV) SI (CLS <sub>1</sub> ) ES MENOR QUE (DLS)	CLSV <sub>1</sub> = CLS <sub>1</sub>	CLSV <sub>2</sub> = CLS <sub>2</sub>
CANTIDAD ANUAL DE PERMEATO PRODUCIDO (CPM <sub>1</sub> )	---	(CPM <sub>1</sub> )
CANTIDAD DE PERMEATO QUE SE PUEDE VENDER (CPMV)	---	CPMV = (F <sub>p</sub> ) (CPM <sub>1</sub> ) (F <sub>p</sub> < 1)

b) Crema sobrante y crema faltante en el proceso quesero  
 En algunos tipos de queso se requiere remover parte de la grasa contenida en la leche, mientras que en otros se requiere agregar una cantidad adicional de ésta. Llamando (CCS) a la cantidad anual de crema sobrante y (CF) a la crema faltante se tiene que, si de los balances de masa se obtiene que (CCS) es mayor o igual que cero, entonces (CF) es cero. Si por el contrario resulta de los balances un valor negativo para (CCS), entonces se asigna a (CCS) el valor de cero y el valor calculado se carga con signo positivo a (CF). Si sobra crema se venderá y si falta se comprará al mismo precio.

## APENDICE F

### RESULTADOS DE LAS CORRIDAS DEL SIMULADOR DEL APENDICE C

En este apéndice se presentan los valores del parámetro indicador de rentabilidad DROI obtenidos de las corridas de simulación realizadas en el Capítulo 5. La información se presenta en tablas para los distintos escenarios (llamados aquí casos) considerados en la tabla 5-8 del Capítulo 5.

En todas las tablas de este apéndice se presenta en la segunda columna el caso sin adición de caseína y en las siguientes columnas, las distintas cantidades de caseína agregada hasta el máximo permisible.

Los resultados incluyen las tres escalas de proceso estudiadas y valores de concentración de leche por ultrafiltración (representados por la letra "X"), a partir de 2 y aumentando en 1 hasta su límite máximo permisible según la tabla 5-2 del Capítulo 5.

La relación entre los indicadores económicos ROI y DROI, definidos en la página 173 es tal que para un proceso que se modifica DROI tiene que ser mayor que ROI, como se demuestra a continuación.

Sea un proceso tradicional 1, con  $ROI_1 = P_1/I_1$  (1)

y su proceso modificado 2, con  $ROI_2 = P_2/I_2$  (2)

De las ecuaciones (1) y (2) se puede obtener

$$I_2 - I_1 = (P_2/ROI_2) - (P_1/ROI_1) \quad (3)$$

Por definición, la DROI de la reconversión del proceso es:

$$DROI = (P_2 - P_1) / (I_2 - I_1) \quad (4)$$

No tiene objeto invertir dinero en la reconversión si no se va a obtener mayor beneficio. Por lo anterior, el proceso modificado 2 debe tener un más alto ROI que el proceso tradicional 1:

$$ROI_2 = (K) ROI_1 ; \text{ donde } K > 1 \quad (5)$$

Sustituyendo (5) en (3) se puede escribir:

$$I_2 - I_1 = ((P_2/K) - P_1) / ROI_1 \quad (6)$$

Sustituyendo (6) en (4) resulta:

$$DROI = (P_2 - P_1) (ROI_1) / (P_2/K - P_1) \quad (7)$$

Como  $K > 1$ , la cantidad  $(P_2 - P_1) / (P_2/K - P_1)$  también es mayor que 1, y se puede denominar por  $K_2$

Así, se puede escribir

$$DROI = K_2 (ROI_1) ; \text{ donde } K_2 > 1 \quad (8)$$

Con lo que se demuestra que la DROI del proceso modificado tiene que ser mayor que la ROI del proceso tradicional, o proceso 1.

VALORES DE DROI PARA LOS DISTINTOS QUESOS Y ESCENARIOS CONSIDERADOS

TABLA AQ1-1  
QUESO: COTTAGE

X-2	TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : O					
	CC-0	CC-0.5	CC-1	CC-1.5	CC-2	CC-2
ESC 1	2378	2669	2920	3140	3342	3542
ESC 2	6492	7102	7590	8070	8579	9079
ESC 3	10849	11929	12867	13681	14382	15082
X-3						
ESC 1	3387	3493	3640	3732	3812	3892
ESC 2	9041	9411	9809	10204	10684	11164
ESC 3	13592	14266	15019	15423	15984	16541

(CC = KG DE CASHINATO AGREGADO POR 100 KG DE LECHE FRESCA)

TABLA AQ1-2  
QUESO: COTTAGE

X-2	TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : A					
	CC-0	CC-0.5	CC-1	CC-1.5	CC-2	CC-2
ESC 1	1863	2000	2282	2449	2602	2762
ESC 2	5340	5818	6194	6514	7305	7305
ESC 3	8977	9855	10577	11223	11775	12327
X-3						
ESC 1	2678	2757	2863	2990	2999	2999
ESC 2	7354	7647	7857	7998	8087	8087
ESC 3	10923	11466	12119	12446	12703	12703

TABLA AQ1-3  
QUESO: COTTAGE

X-2	TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : B					
	CC-0	CC-0.5	CC-1	CC-1.5	CC-2	CC-2
ESC 1	2373	2613	2860	3080	3280	3480
ESC 2	6368	6977	7461	7876	8346	8746
ESC 3	10648	11746	12654	13467	14165	14863
X-3						
ESC 1	3371	4476	4612	4714	4794	4794
ESC 2	9412	9371	9648	9821	9939	9939
ESC 3	13531	14203	14953	15354	15669	15669

TABLA AQ1-4  
QUESO: COTTAGE

X-2	TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : C					
	CC-0	CC-0.5	CC-1	CC-1.5	CC-2	CC-2
ESC 1	1991	2282	2531	2750	2949	3148
ESC 2	5677	6244	6739	7163	7614	8044
ESC 3	9444	10549	11471	12292	13000	13600
X-3						
ESC 1	3061	3171	3306	3407	3486	3486
ESC 2	8264	8638	8911	9100	9275	9275
ESC 3	12363	13040	13796	14204	14525	14525

TABLA AQ1-5  
QUESO: COTTAGE

X-2	TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : D-1					
	CC-0	CC-0.5	CC-1	CC-1.5	CC-2	CC-2
ESC 1	1262	1551	1796	2013	2208	2308
ESC 2	3924	4623	5131	5570	6067	6467
ESC 3	6789	7904	8836	9668	10389	11089
X-3						
ESC 1	2444	2562	2695	2795	2872	2872
ESC 2	6797	7179	7459	7656	7792	7792
ESC 3	10041	10724	11486	11901	12230	12230

TABLA AQ1-6  
QUESO: COTTAGE

X-2	TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : D-2					
	CC-0	CC-0.5	CC-1	CC-1.5	CC-2	CC-2
ESC 1	0022	0308	0548	0761	0960	1160
ESC 2	1219	1869	2399	2863	3287	3787
ESC 3	2277	3409	4357	5210	5952	6692
X-3						
ESC 1	1396	1528	1657	1753	1827	1827
ESC 2	4305	4699	4992	5204	5356	5356
ESC 3	6097	6789	7561	7988	8329	8329

TABLA AQJ-1  
QUESO: FETA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : O						
X=2	CC=0	CC=15	CC=1	CC=15	CC=2	CC=2
ESC 1	.1740	.1489	.1485	.1489	.1489	.1336
ESC 2	.3922	.4154	.4342	.4437	.4437	.5036
ESC 3	.6671	.7138	.7541	.7803	.7803	.8019
X=3						
ESC 1	.1715	.1748	.1796	.1822	.1822	.1824
ESC 2	.5065	.5225	.5323	.5367	.5367	.5348
ESC 3	.7299	.7624	.8088	.8247	.8247	.8316
X=4						
ESC 1	.1566	.1518	.1460	.1396	.1396	.1331
ESC 2	.5794	.5993	.5925	.5826	.5826	.5732
ESC 3	.6684	.6870	.6895	.6877	.6877	.6860
X=5						
ESC 1	.1658	.1487	.1356	.1244	.1244	.1143
ESC 2	.5938	.5552	.5271	.5046	.5046	.4833
ESC 3	.6243	.5992	.5744	.5561	.5561	.5425

TABLA AQJ-7  
QUESO: COTTAGE

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : E-1

X=2	CC=0	CC=15	CC=1	CC=15	CC=2	CC=2
ESC 1	.1233	.1311	.1479	.1441	.1345	.1345
ESC 2	.4930	.4991	.4438	.4333	.4628	.4628
ESC 3	.6685	.7036	.7699	.7630	.7344	.7344
X=3						
ESC 1	.1212	.1233	.1235	.1189	.1102	.1102
ESC 2	.3866	.3992	.3989	.3875	.3664	.3664
ESC 3	.5403	.5668	.5966	.5867	.5619	.5619

TABLA AQJ-8  
QUESO: COTTAGE

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : E-2

X=2	CC=0	CC=15	CC=1	CC=15	CC=2	CC=2
ESC 1	-.5141	-.5304	-.5064	-.2900	-.2796	-.2796
ESC 2	-.5860	-.6136	-.5506	-.5073	-.4188	-.4188
ESC 3	-.9234	-.9658	-.8603	-.7863	-.7250	-.7250
X=3						
ESC 1	-.1561	-.1648	-.1599	-.1524	-.1475	-.1475
ESC 2	-.2730	-.2917	-.2747	-.2515	-.2343	-.2343
ESC 3	-.5037	-.5293	-.4750	-.4331	-.4004	-.4004

TABLA AQJ-9  
QUESO: COTTAGE

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : F-1

X=2	CC=0	CC=15	CC=1	CC=15	CC=2	CC=2
ESC 1	.0954	.0988	.1136	.1045	.0888	.0888
ESC 2	.3304	.3375	.3688	.3477	.3656	.3656
ESC 3	.5667	.5867	.6470	.6221	.5736	.5736
X=3						
ESC 1	.0764	.0768	.0742	.0666	.0544	.0544
ESC 2	.2802	.2877	.2818	.2643	.2364	.2364
ESC 3	.3719	.3899	.4103	.3901	.3537	.3537

TABLA AQJ-2  
QUESO: FETA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : A

X=2	CC=0	CC=15	CC=1	CC=15	CC=2	CC=2
ESC 1	.0922	.0995	.1059	.1085	.1106	.1106
ESC 2	.3232	.3392	.3518	.3564	.4119	.4119
ESC 3	.5549	.5894	.6192	.6363	.6502	.6502
X=3						
ESC 1	.1325	.1342	.1373	.1385	.1374	.1374
ESC 2	.4135	.4252	.4317	.4336	.4299	.4299
ESC 3	.5828	.6080	.6487	.6642	.6637	.6637
X=4						
ESC 1	.1070	.1022	.0975	.0917	.0859	.0859
ESC 2	.4514	.4720	.4659	.4482	.4482	.4482
ESC 3	.4884	.5074	.5104	.5091	.5086	.5086
X=5						
ESC 1	.1093	.0953	.0844	.0749	.0664	.0664
ESC 2	.4508	.4194	.3963	.3767	.3594	.3594
ESC 3	.4249	.4094	.3912	.3777	.3679	.3679

TABLA AQ2-3  
QUESO: BETA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: B		CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
X-2	CC-0	1151	1252	1341	1385	1423
ESC 1		3746	3961	4136	4212	4794
ESC 2		6384	6824	7204	7431	7619
X-3						
ESC 1		1683	1712	1756	1777	1771
ESC 2		4988	5139	5227	5259	5224
ESC 3		7177	7488	7935	8075	8118
X-4						
ESC 1		1547	1490	1434	1365	1296
ESC 2		5744	5932	5856	5745	5640
ESC 3		6014	6784	6798	6761	6735
X-5						
ESC 1		1646	1472	1337	1240	1116
ESC 2		5907	5512	5222	4977	4762
ESC 3		6200	5936	5676	5478	5326

TABLA AQ2-5  
QUESO: BETA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: D-1		CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
X-2	CC-0	0114	0221	0312	0363	0403
ESC 1		1424	1676	1883	2001	2024
ESC 2		2610	3093	3510	3790	4026
X-3						
ESC 1		0772	0817	0882	0885	0884
ESC 2		2821	2993	3102	3160	3156
ESC 3		3748	4083	4530	4725	4806
X-4						
ESC 1		0664	0620	0578	0524	0472
ESC 2		3469	3679	3622	3537	3456
ESC 3		3412	3405	3036	3027	3025
X-5						
ESC 1		0830	0446	0543	0439	0349
ESC 2		3844	3467	3194	2970	2778
ESC 3		3323	3077	2834	2658	2528

TABLA AQ2-4  
QUESO: BETA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: C		CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
X-2	CC-0	0843	0952	1047	1099	1144
ESC 1		4057	4296	4491	4594	4701
ESC 2		5265	5738	6146	6414	6637
X-3						
ESC 1		1389	1426	1473	1498	1499
ESC 2		4288	4452	4554	4603	4590
ESC 3		6070	6399	6866	7028	7101
X-4						
ESC 1		1254	1204	1155	1094	1033
ESC 2		4989	5192	5128	5034	4944
ESC 3		5552	5740	5767	5752	5744
X-5						
ESC 1		1372	1203	1075	9965	8868
ESC 2		5213	4830	4552	4321	4121
ESC 3		5233	4983	4737	4536	4422

TABLA AQ2-6  
QUESO: BETA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: D-2		CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
X-2	CC-0	-1126	-1022	-0936	-0889	-0856
ESC 1		-1351	-1078	-0849	-0705	-0057
ESC 2		-1901	-1402	-0908	-0608	-0411
X-3						
ESC 1		-0276	-0217	-0176	-0156	-0160
ESC 2		0328	0513	0635	0708	0721
ESC 3		-0196	0148	0631	0813	0926
X-4						
ESC 1		-0338	-0372	-0403	-0444	-0483
ESC 2		0885	1107	1084	0993	0929
ESC 3		-0223	-0232	0016	0015	0024
X-5						
ESC 1		-0091	-0246	-0360	-0454	-0053
ESC 2		1518	1150	0888	0675	0494
ESC 3		0078	-0162	-0399	-0568	-0692

TABLA AQ2-7  
QUESO: HETA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: E-1						
	CC=0	CC=05	CC=1	CC=15	CC=2	
X=2						
ISC 1	.1068	.1470	.1734	.1977	.2057	
ISC 2	.3560	.4445	.4996	.5491	.6144	
ISC 3	.6083	.7612	.8614	.9538	.9854	
X=3						
ISC 1	.0254	.0417	.0586	.0749	.1019	
ISC 2	.1588	.2035	.2447	.2840	.3471	
ISC 3	.1797	.2563	.3514	.4214	.5310	
X=4						
ISC 1	-.0293	-.0183	-.0142	.0016	.0035	
ISC 2	.1002	.1597	.1745	.2116	.2300	
ISC 3	-.0059	.0667	.0980	.1609	.1976	
X=5						
ISC 1	-.0274	-.0321	-.0317	-.0281	-.0022	
ISC 2	.1055	.0960	.0998	.1119	.1310	
ISC 3	-.0568	.0427	-.0244	.0556	.0046	

TABLA AQ2-9  
QUESO: HETA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: F-1						
	CC=0	CC=05	CC=1	CC=15	CC=2	
X=2						
ISC 1	.0962	.1414	.1704	.1977	.2057	
ISC 2	.3322	.4320	.4931	.5491	.6144	
ISC 3	.5695	.7409	.8507	.9538	.9854	
X=3						
ISC 1	-.0067	.0119	.0308	.0493	.0809	
ISC 2	.0825	.1340	.1785	.2255	.2981	
ISC 3	.0589	.1429	.2460	.3250	.4524	
X=4						
ISC 1	-.0080	-.0542	-.0485	-.0326	-.0256	
ISC 2	.0003	.0667	.0849	.1302	.1530	
ISC 3	-.1465	-.0645	-.0288	.0453	.0880	
X=5						
ISC 1	-.0069	-.0695	-.0607	-.0405	-.0515	
ISC 2	.0055	.0011	.0104	.0285	.0543	
ISC 3	-.1962	.1755	-.1498	-.1116	-.0624	

TABLA AQ2-8  
QUESO: HETA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: F-2						
	CC=0	CC=05	CC=1	CC=15	CC=2	
X=2						
ISC 1	-.3966	-.3840	-.3897	-.3834	-.3970	
ISC 2	-.7707	-.7325	-.7329	-.7071	-.6686	
ISC 3	-.12235	-.11598	-.11591	-.11154	-.11386	
X=3						
ISC 1	-.2937	-.2898	-.2926	-.2981	-.2957	
ISC 2	-.6003	-.5915	-.5901	-.5945	-.5799	
ISC 3	-.10216	-.10050	-.9767	-.9804	-.9538	
X=4						
ISC 1	-.3006	-.3009	-.3090	-.3099	-.3115	
ISC 2	-.5992	-.5730	-.5950	-.5984	-.6254	
ISC 3	-.9900	-.9670	-.9910	-.9891	-.10210	
X=5						
ISC 1	-.2610	-.2758	-.2864	-.2947	-.3017	
ISC 2	-.4848	-.5228	-.5506	-.5733	-.5933	
ISC 3	-.8802	-.9078	-.9361	-.9575	-.9754	

TABLA AQ3-1  
QUEISO: QDARG

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI)		CASO : O	
N-2	CC-0	CC-05	CC-1
ESC 1	2251	2530	2707
ESC 2	6212	6793	7256
ESC 3	10394	11445	12319
N-3			
ESC 1	3201	3300	3433
ESC 2	8599	8948	9212
ESC 3	12893	13531	14276
N-4			
ESC 1	3708	3614	3518
ESC 2	11470	11493	11294
ESC 3	14672	14651	14493

TABLA AQ3-2  
QUEISO: QDARG

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI)		CASO : A	
N-2	CC-0	CC-05	CC-1
ESC 1	1758	1972	2153
ESC 2	5103	5558	5912
ESC 3	8592	9429	10116
N-3			
ESC 1	2527	2599	2701
ESC 2	6995	7267	7474
ESC 3	10354	10864	11509
N-4			
ESC 1	2843	2733	2637
ESC 2	9085	9157	8996
ESC 3	11315	11335	11241

TABLA AQ3-3  
QUEISO: QDARG

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI)		CASO : B	
N-2	CC-0	CC-05	CC-1
ESC 1	2192	2468	2701
ESC 2	6075	6655	7112
ESC 3	10172	11221	12084
N-3			
ESC 1	3183	3280	3412
ESC 2	8554	8899	9101
ESC 3	12822	13454	14195
N-4			
ESC 1	3760	3625	3507
ESC 2	11450	11470	11267
ESC 3	14643	14597	14455

TABLA AQ3-4  
QUEISO: QDARG

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI)		CASO : C	
N-2	CC-0	CC-05	CC-1
ESC 1	6140	1867	2143
ESC 2	5347	5935	6405
ESC 3	8989	10046	10924
N-3			
ESC 1	2875	2978	3110
ESC 2	7823	8176	8444
ESC 3	11664	12306	13053
N-4			
ESC 1	3456	3326	3212
ESC 2	10665	10693	10497
ESC 3	13549	13501	13366

TABLA AQ3-5  
QUEISO: QDARG

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI)		CASO : D-1	
N-2	CC-0	CC-05	CC-1
ESC 1	1137	1412	1644
ESC 2	3714	4315	4798
ESC 3	6334	7400	8289
N-3			
ESC 1	2258	2369	2499
ESC 2	6456	6716	6992
ESC 3	9342	9990	10743
N-4			
ESC 1	2866	2742	2635
ESC 2	9145	9179	8991
ESC 3	11400	11366	11245

TABLA AQ3-6  
QUEISO: QDARG

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI)		CASO : D-2	
N-2	CC-0	CC-05	CC-1
ESC 1	-0102	0109	0395
ESC 2	0939	1501	2066
ESC 3	1822	2906	3810
N-3			
ESC 1	1210	1335	1440
ESC 2	3863	4236	4525
ESC 3	5397	6055	6818
N-4			
ESC 1	1864	1750	1655
ESC 2	6561	6668	6433
ESC 3	7764	7738	7614

TABLA AQ3-7  
QUESO: QUARG  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: E-1

	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
λ=2					
ESC 1	1404	1484	1658	1786	1712
ESC 2	4312	4474	4828	5078	5410
ESC 3	7405	7661	8339	8857	8640
λ=3					
ESC 1	1123	1235	1245	1308	1249
ESC 2	3655	3996	4012	4154	3984
ESC 3	5068	5674	6003	6312	6130
λ=4					
ESC 1	1385	1232	1095	1092	1028
ESC 2	5326	5265	4971	4686	4401
ESC 3	6026	5843	5545	5258	4970

TABLA AQ3-8  
QUESO: QUARG  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: E-2

	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
λ=2					
ESC 1	-3090	-3258	-3184	-2881	-2936
ESC 2	-5747	-6034	-5768	-5012	-4486
ESC 3	-9049	-9491	-9032	-7762	-7743
λ=3					
ESC 1	-1726	-1725	-1775	-1603	-1654
ESC 2	-3122	-3102	-3165	-2701	-2760
ESC 3	-5657	-5587	-5416	-4628	-4671
λ=4					
ESC 1	-1037	-1291	-1441	-1444	-1521
ESC 2	-9918	-1276	-1645	-1636	-1822
ESC 3	-2761	-3386	-3818	-3717	-3896

TABLA AQ3-9  
QUESO: QUARG  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: E-1

	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
λ=2					
ESC 1	1178	1217	1374	1485	1557
ESC 2	3805	3883	4209	4428	4655
ESC 3	6484	6096	7343	7787	7389
λ=3					
ESC 1	6692	6805	6789	6844	6744
ESC 2	2631	2965	2930	3062	2831
ESC 3	3448	4039	4281	4569	4284
λ=4					
ESC 1	6904	6746	6603	6464	6324
ESC 2	4087	4005	3688	3379	3066
ESC 3	4282	4065	3730	3402	3068

TABLA AQ4-1  
QUESO: CAMBIERBI

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: O

	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
λ=2					
ESC 1	0741	0799	0849	0859	0862
ESC 2	2828	2958	3036	3060	3060
ESC 3	4892	5186	5401	5535	5642
λ=3					
ESC 1	1115	1130	1150	1151	1144
ESC 2	3637	3744	3787	3785	3763
ESC 3	5039	5275	5645	5724	5777
λ=4					
ESC 1	0820	0781	0756	0883	0824
ESC 2	3871	4096	4035	3954	3860
ESC 3	4978	4194	4240	4219	4200
λ=5					
ESC 1	0827	0700	0604	0519	0441
ESC 2	3836	3552	3350	3175	3017
ESC 3	3311	3197	3052	2945	2865

TABLA AQ4-2  
QUESO: CAMBIERBI

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: A

	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
λ=2					
ESC 1	0527	0559	0576	0569	0559
ESC 2	2348	2426	2460	2447	2355
ESC 3	4112	4317	4456	4525	4574
λ=3					
ESC 1	0842	0845	0852	0842	0826
ESC 2	2987	3001	3079	3057	3021
ESC 3	4011	4191	4518	4562	4588
λ=4					
ESC 1	0471	0434	0392	0344	0288
ESC 2	2970	3197	3138	3061	2971
ESC 3	2711	2925	2951	2952	2933
λ=5					
ESC 1	0425	0326	0240	0167	0100
ESC 2	2582	2588	2419	2270	2133
ESC 3	1897	1848	1748	1673	1619

TABLA A04-3  
QUIESO: CAMIBBERT

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: B

	CE-0	CE-05	CE-1	CE-15	CE-2
X-2	0858	0708	0738	0741	0741
ESC 1	2043	2756	2816	2840	3342
ESC 2	4592	4856	5090	5139	5215
X-4	1080	1092	1106	1099	1086
ESC 1	3554	3652	3681	3664	3628
ESC 2	4908	5129	5377	5530	5501
X-1	0799	0756	0706	0649	0584
ESC 1	3815	4080	3957	3864	3755
ESC 2	3900	4100	4110	4090	4050
X-5	0812	0882	0582	0493	0411
ESC 1	3800	3506	3294	3108	2938
ESC 2	3261	3132	2973	2851	2754

TABLA A04-5  
QUIESO: CAMIBBERT

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: D-1

	CE-0	CE-05	CE-1	CE-15	CE-2
X-2	-0375	-0179	-0284	-0274	-0271
ESC 1	0330	0480	0577	0625	1187
ESC 2	0832	1140	1571	1523	1649
X-4	0172	0199	0216	0214	0204
ESC 1	1393	1512	1567	1578	1571
ESC 2	1489	1734	2113	2202	2267
X-1	-0082	-0111	-0147	-0188	-0235
ESC 1	1546	1782	1732	1645	1585
ESC 2	0706	0928	0961	0969	0958
X-5	-0002	-0121	-0209	-0285	-0353
ESC 1	1742	1408	1274	1109	0962
ESC 2	0991	0282	0142	0031	-0003

TABLA A04-4  
QUIESO: CAMIBBERT

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: C

	CE-0	CE-05	CE-1	CE-15	CE-2
X-2	0355	0412	0450	0463	0470
ESC 1	1963	2100	2185	2218	2765
ESC 2	3487	3786	4006	4147	4260
X-4	0789	0808	0827	0827	0819
ESC 1	2864	2972	3019	3022	3004
ESC 2	3810	4050	4423	4505	4502
X-1	0508	0472	0430	0382	0327
ESC 1	3066	3295	3238	3162	3073
ESC 2	2846	3064	3092	3095	3078
X-5	0540	0416	0323	0241	0166
ESC 1	2831	2632	2435	2400	2306
ESC 2	2301	2188	2045	1940	1862

TABLA A04-6  
QUIESO: CAMIBBERT

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: D-2

	CE-0	CE-05	CE-1	CE-15	CE-2
X-2	-1614	-1561	-1533	-1526	-1530
ESC 1	-2244	-2274	-2155	-2082	-1493
ESC 2	-3680	-3354	-3108	-2935	-2788
X-4	-0876	-0835	-0822	-0827	-0840
ESC 1	-1099	-0968	-0804	-0874	-0864
ESC 2	-2456	-2201	-1812	-1711	-1634
X-1	-1084	-1103	-1127	-1156	-1190
ESC 1	-1038	-0789	-0827	-0878	-0943
ESC 2	-2930	-2699	-2659	-2642	-2644
X-5	-0922	-1033	-1112	-1178	-1235
ESC 1	-0584	-0849	-1033	-1186	-1321
ESC 2	-2854	-2956	-4091	-4184	-4252

TABLA AQ4-7  
 QUIJSO : CAMEMBERT  
 TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : F-1

	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
λ=2					
ESC 1	0733	1094	1309	1352	1395
ESC 2	2808	3605	4064	4139	4234
ESC 3	4860	6243	7087	7312	7521
λ=3					
ESC 1	-0250	-0099	0147	0403	0573
ESC 2	0890	-0796	1402	2024	2431
ESC 3	-0099	0597	1851	2913	3643
λ=4					
ESC 1	-0956	-0829	-0693	-0548	-0391
ESC 2	-0709	-0078	0306	0720	1173
ESC 3	-2466	-1695	-1056	-0372	0372
λ=5					
ESC 1	-1035	-0965	-0919	-0849	-0756
ESC 2	-0868	-0675	-0540	-0440	-0081
ESC 3	-3450	-2714	-2483	-1995	-1503

TABLA AQ4-9  
 QUIJSO : CAMEMBERT  
 TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : F-1

	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
λ=2					
ESC 1	0652	1004	1309	1352	1395
ESC 2	2629	3543	4064	4139	4234
ESC 3	4569	6141	7087	7312	7521
λ=3					
ESC 1	-0554	-0380	0095	0206	0404
ESC 2	-0333	0123	0828	1559	2088
ESC 3	-1243	-0471	0957	2171	3014
λ=4					
ESC 1	-1330	-1172	-1003	-0825	-0630
ESC 2	-1671	-0969	-0508	-0009	0540
ESC 3	-3820	-2953	-2208	-1407	-0531
λ=5					
ESC 1	-1418	-1313	-1243	-1145	-1022
ESC 2	-1836	-1559	-1300	-1101	-0770
ESC 3	-4601	-3950	-3558	-3065	-2475

TABLA AQ4-8  
 QUIJSO : CAMEMBERT  
 TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : F-2

	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
λ=2					
ESC 1	-4422	-4346	-297	-4262	-4421
ESC 2	-8727	-8444	-8204	-7996	-7648
ESC 3	-13894	-13425	-13025	-12677	-12977
λ=3					
ESC 1	-3517	-3494	-3450	-3416	-3498
ESC 2	-7381	-7344	-7145	-6970	-7040
ESC 3	-12398	-12316	-11746	-11439	-11559
λ=4					
ESC 1	-3734	-3722	-3712	-3704	-3697
ESC 2	-7869	-7879	-7872	-7873	-7884
ESC 3	-12542	-12278	-12205	-12147	-12105
λ=5					
ESC 1	-3426	-3460	-3527	-3578	-3621
ESC 2	-6912	-7010	-7200	-7355	-7496
ESC 3	-11680	-11571	-11735	-11855	-11957

TABLA AQS-1  
QUESO : CREMA  
FASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : O

	CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
N-2	6240	3612	-8810	3913	-4047
ISC 1	3377	8728	9090	9741	10582
ISC 2	8728	9190	9839	10539	10869
ISC 3	14485	15359	16061	16539	16869
N-3					
ISC 1	3982	3982	-4055	-4091	-4107
ISC 2	10408	10583	10690	10709	10671
ISC 3	15756	16125	16627	16772	16842
N-4					
ISC 1	3897	3802	3704	3601	3490
ISC 2	11803	11927	11780	11620	11452
ISC 3	15140	15242	15182	15103	15016
N-5					
ISC 1	3819	3619	3455	3306	3166
ISC 2	11399	10964	10631	10339	10068
ISC 3	13860	13559	13257	13015	12807

TABLA AQS-2  
QUESO : CREMA

	CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
N-2	6141	2809	2955	3043	3107
ISC 1	2636	7008	7415	7667	7796
ISC 2	7008	7415	7667	7796	7880
ISC 3	11787	12456	12992	13335	13555
N-3					
ISC 1	3121	3127	3177	3195	3196
ISC 2	8407	8532	8604	8600	8547
ISC 3	12589	12871	13308	13406	13440
N-4					
ISC 1	2933	2852	2768	2679	2583
ISC 2	9319	9464	9337	9197	9048
ISC 3	11644	11768	11724	11663	11591
N-5					
ISC 1	2819	2656	2521	2398	2279
ISC 2	8872	8520	8246	8004	7774
ISC 3	10336	10141	9915	9733	9573

TABLA AQS-3  
QUESO : CREMA  
FASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : B

	CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
N-2	6140	3521	3712	3834	3926
ISC 1	3295	8543	8989	9324	9504
ISC 2	8543	8989	9324	9504	9642
ISC 3	14185	15029	15708	16151	16442
N-3					
ISC 1	3928	3944	4012	4041	4039
ISC 2	10329	10401	10587	10591	10536
ISC 3	15630	15979	16465	16584	16626
N-4					
ISC 1	3877	3777	3675	3588	3452
ISC 2	11750	11864	11706	11533	11350
ISC 3	15066	15153	15070	14978	14871
N-5					
ISC 1	3805	3601	3434	3281	3135
ISC 2	11363	10920	10577	10275	9990
ISC 3	13810	13497	13182	12925	12697

TABLA AQS-4  
QUESO : CREMA

	CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
N-2	2991	3225	3421	3553	3655
ISC 1	7864	8333	8688	8898	9047
ISC 2	8333	8688	8898	9047	9187
ISC 3	13080	13959	14667	15150	15487
N-3					
ISC 1	3635	3660	3732	3766	3782
ISC 2	9832	9810	9912	9946	9912
ISC 3	14527	14899	15404	15553	15627
N-4					
ISC 1	3585	3493	3399	3300	3193
ISC 2	10998	11126	10984	10828	10664
ISC 3	14007	14112	14054	13978	13894
N-5					
ISC 1	3533	3335	3154	3028	2891
ISC 2	10674	10243	9912	9624	9357
ISC 3	12850	12550	12250	12010	11804

TABLA AQ5-5  
QUESO: CREMA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: D-1

	CC=0	CC=1	CC=1.5	CC=2
X=2	2261	2687	2816	2914
ESC 1	2494	2687	2816	2914
ESC 2	6712	7080	7305	7969
ESC 3	10425	12031	12526	12876
X=3				
ESC 1	3019	3051	3154	3167
ESC 2	8165	8470	8502	8479
ESC 3	12205	12584	13251	13331
X=4				
ESC 1	2995	2822	2730	2631
ESC 2	9477	9478	9331	9177
ESC 3	11868	11923	11853	11774
X=5				
ESC 1	2991	2798	2642	2372
ESC 2	9305	8555	8274	8013
ESC 3	10940	10644	10112	9910

TABLA AQ5-6  
QUESO: CREMA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: D-2

	CC=0	CC=1	CC=1.5	CC=2
X=2	1022	1438	1564	1655
ESC 1	1251	1438	1564	1655
ESC 2	3456	4348	4599	5289
ESC 3	5914	7552	8068	8439
X=3				
ESC 1	1971	2082	2113	2122
ESC 2	5672	6002	6050	6044
ESC 3	8261	9169	9338	9431
X=4				
ESC 1	1993	1841	1762	1677
ESC 2	6894	6919	6787	6649
ESC 3	8232	8302	8242	8173
X=5				
ESC 1	2070	1886	1610	1489
ESC 2	6979	6563	5979	5730
ESC 3	7695	7406	6886	6691

TABLA AQ5-7  
QUESO: CREMA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: E-1

	CC=0	CC=1	CC=1.5	CC=2
X=2	3368	3904	4441	4580
ESC 1	3368	3904	4441	4580
ESC 2	8708	9848	10820	11516
ESC 3	14453	16416	18315	18747
X=3				
ESC 1	2506	2752	2951	2536
ESC 2	6946	7634	8098	9339
ESC 3	10277	11447	12453	14708
X=4				
ESC 1	2043	2112	2283	2384
ESC 2	7024	7545	8156	8522
ESC 3	8416	9060	10184	10842
X=5				
ESC 1	1958	1885	1863	1969
ESC 2	6495	6561	6631	6971
ESC 3	7299	7403	7802	8440

TABLA AQ5-8  
QUESO: CREMA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO: E-2

	CC=0	CC=1	CC=1.5	CC=2
X=2	-1785	-1533	-1342	-1236
ESC 1	-1785	-1533	-1342	-1236
ESC 2	-2827	-2212	-1683	-1066
ESC 3	-4301	-3252	-2279	-1750
X=3				
ESC 1	-0761	-0642	-0582	-0535
ESC 2	-0825	-0505	-0296	-0152
ESC 3	-2022	-1467	-0789	-0494
X=4				
ESC 1	-0734	-0782	-0874	-0922
ESC 2	-0130	0044	0137	0235
ESC 3	-1660	-1523	-1590	-1035
X=5				
ESC 1	-0414	-0610	-0748	-0896
ESC 2	-0651	-0226	-0104	-0444
ESC 3	-1131	-1454	-1789	-2058

TABLA A05-9  
QUESO: CREMA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI), CASO: E-1	
X=2	CC=0
ISC 1	3288
ISC 2	8530
ISC 3	14162
X=3	
ISC 1	2472
ISC 2	6961
ISC 3	9069
X=4	
ISC 1	1656
ISC 2	6025
ISC 3	7010
X=5	
ISC 1	1575
ISC 2	5726
ISC 3	5948

TABLA A06-1  
QUESO: MOZZARELLA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI), CASO: O	
X=2	CC=0
ISC 1	1216
ISC 2	3891
ISC 3	6620
X=3	
ISC 1	1727
ISC 2	5091
ISC 3	7341
X=4	
ISC 1	1615
ISC 2	5921
ISC 3	6863
X=5	
ISC 1	1757
ISC 2	6187
ISC 3	6591

TABLA A06-2  
QUESO: MOZZARELLA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI), CASO: A	
X=2	CC=0
ISC 1	6969
ISC 2	4203
ISC 3	5502
X=3	
ISC 1	1332
ISC 2	4153
ISC 3	5857
X=4	
ISC 1	1106
ISC 2	4613
ISC 3	5023
X=5	
ISC 1	1171
ISC 2	4705
ISC 3	4524

TABLA AQ6-5  
QUESO : MOZZARELLA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : D-1

	CC=0	CC=1	CC=1.5	CC=2
N=2				
ESC 1	.0100	.0214	.0301	.0406
ESC 2	.1393	.1859	.2018	.2628
ESC 3	.2560	.3068	.3817	.4034
N=3				
ESC 1	.0783	.0838	.0885	.0919
ESC 2	.2848	.3043	.3157	.3249
ESC 3	.3790	.4163	.4837	.4938
N=4				
ESC 1	.0713	.0676	.0633	.0530
ESC 2	.3536	.3824	.3766	.3613
ESC 3	.3591	.3810	.3839	.3847
N=5				
ESC 1	.0929	.0758	.0631	.0425
ESC 2	.4024	.3701	.3418	.2974
ESC 3	.3671	.3404	.3148	.2805

TABLA AQ6-3  
QUESO : MOZZARELLA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : B

	CC=0	CC=1	CC=1.5	CC=2
N=2				
ESC 1	.1135	.1243	.1390	.1420
ESC 2	.3710	.4103	.4223	.4788
ESC 3	.6327	.6791	.7449	.7609
N=3				
ESC 1	.1693	.1732	.1804	.1803
ESC 2	.5011	.5186	.5322	.5300
ESC 3	.7215	.7563	.8011	.8239
N=4				
ESC 1	.1595	.1544	.1486	.1352
ESC 2	.5868	.6075	.5993	.5789
ESC 3	.6789	.6986	.6991	.6948
N=5				
ESC 1	.1744	.1563	.1424	.1189
ESC 2	.6154	.5743	.5443	.4954
ESC 3	.6545	.6260	.5986	.5596

TABLA AQ6-6  
QUESO : MOZZARELLA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : D-2

	CC=0	CC=1	CC=1.5	CC=2
N=2				
ESC 1	.1140	.1029	.0947	.0853
ESC 2	.1381	.1093	.0873	.0052
ESC 3	.1951	.1427	.1007	.0403
N=3				
ESC 1	.0264	.0196	.0153	.0125
ESC 2	.0555	.0565	.0690	.0804
ESC 3	.0155	.0228	.0717	.1038
N=4				
ESC 1	.0289	.0315	.0348	.0424
ESC 2	.1012	.1253	.1200	.1085
ESC 3	.0045	.0182	.0218	.0245
N=5				
ESC 1	.0008	.0154	.0273	.0457
ESC 2	.1767	.1384	.1111	.0878
ESC 3	.0426	.0165	.0085	.0283

TABLA AQ6-4  
QUESO : MOZZARELLA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : C

	CC=0	CC=1	CC=1.5	CC=2
N=2				
ESC 1	.0830	.0945	.1107	.1146
ESC 2	.3026	.3281	.3610	.4206
ESC 3	.5215	.5713	.6440	.6645
N=3				
ESC 1	.1400	.1447	.1496	.1534
ESC 2	.4314	.4503	.4673	.4672
ESC 3	.6112	.6479	.6952	.7234
N=4				
ESC 1	.1303	.1260	.1152	.1072
ESC 2	.5116	.5337	.5185	.5100
ESC 3	.5731	.5945	.5966	.5967
N=5				
ESC 1	.1470	.1295	.1162	.1044
ESC 2	.5463	.5064	.4776	.4318
ESC 3	.5581	.5310	.5051	.4700

TABLA AQP-7  
QUESO: MOZZARELLA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (IDROI) CASO: E-1

	CC-0	CC-0,5	CC-1	CC-1,5	CC-2
N-2					
ISC 1	1131	1889	1990	2065	2065
ISC 2	3700	4648	5334	5520	6162
ISC 3	6310	7879	9168	9585	9884
N-4					
ISC 1	0313	1089	0762	0742	1228
ISC 2	1729	2206	2866	3293	3958
ISC 3	2021	2835	4179	4937	6089
N-4					
ISC 1	-0202	-0084	-0042	0176	0234
ISC 2	1235	1853	2223	2620	2828
ISC 3	0209	1029	1656	2325	2730
N-5					
ISC 1	-0140	-0192	-0191	-0086	-0021
ISC 2	1394	1288	1321	1621	1827
ISC 3	-0095	0031	0208	0727	1180

TABLA AQP-9  
QUESO: MOZZARELLA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (IDROI) CASO: E-1

	CC-0	CC-0,5	CC-1	CC-1,5	CC-2
N-2					
ISC 1	1037	1502	1889	1990	2065
ISC 2	3491	4514	5334	5520	6162
ISC 3	5971	7726	9168	9585	9884
N-3					
ISC 1	0001	0199	0511	0715	1049
ISC 2	0986	1512	2269	2758	3541
ISC 3	0845	1734	3230	4084	5422
N-4					
ISC 1	-0583	-0435	-0278	-0110	-0030
ISC 2	0254	0942	1388	1870	2127
ISC 3	-1111	-0256	0475	1269	1730
N-5					
ISC 1	-0529	-0559	-0534	-0389	-0294
ISC 2	0410	0355	0443	0841	1113
ISC 3	-1467	-1274	-1022	-0535	0180

TABLA AQP-8  
QUESO: MOZZARELLA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (IDROI) CASO: E-2

	CC-0	CC-0,5	CC-1	CC-1,5	CC-2
N-2					
ISC 1	-3963	-3830	-3729	-3807	-3765
ISC 2	-7701	-7302	-6963	-7013	-6251
ISC 3	12226	11561	10990	11058	110665
N-4					
ISC 1	-2016	-2866	-2792	-2833	-2796
ISC 2	-5952	-5839	-5582	-5597	-5423
ISC 3	-10135	-9928	-9260	-9248	-8935
N-4					
ISC 1	-2948	-2943	-2942	-2944	-3034
ISC 2	-5842	-5560	-5564	-5577	-5827
ISC 3	9689	9431	9363	9312	9602
N-5					
ISC 1	-2504	-2658	-2768	-2783	-2852
ISC 2	-4580	-4974	-5201	-5313	-5507
ISC 3	-8427	-8723	-9017	-8984	-9153

TABLA AQ7-1  
QUESO : RICOTTA  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : O

	CC=0	CC=05	CC=1	CC=15	CC=2
X=2	2807	3125	3395	3629	3829
ESC 1	8112	8651	9063	9916	9916
ESC 2	12411	13598	14573	15422	16098
X=3	3813	3909	4046	4141	4221
ESC 1	10054	10407	10669	10828	10938
ESC 2	15195	15845	16594	16902	17409
X=4	4380	4239	4113	3994	3876
ESC 1	13048	13000	12848	12653	12472
ESC 2	16892	16841	16693	16570	16470

TABLA AQ7-4  
QUESO : RICOTTA  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : C

	CC=0	CC=05	CC=1	CC=15	CC=2
X=2	2421	2738	3006	3259	3446
ESC 1	6588	7254	7780	8220	9081
ESC 2	11006	12198	13178	14033	14716
X=3	3486	3586	3724	3817	3896
ESC 1	9177	9654	9901	10065	10179
ESC 2	13966	14620	15371	15743	16054
X=4	4008	3930	3848	3693	3579
ESC 1	12243	12259	12051	11861	11685
ESC 2	15760	15711	15505	15445	15348

TABLA AQ7-2  
QUESO : RICOTTA  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : A

	CC=0	CC=05	CC=1	CC=15	CC=2
X=2	2201	2449	2656	2834	2982
ESC 1	6096	6613	7012	7344	8113
ESC 2	10205	11151	11919	12591	13113
X=3	3016	3086	3192	3262	3320
ESC 1	8159	8434	8639	8756	8836
ESC 2	12196	12716	13364	13956	14902
X=4	3334	3218	3115	3016	2918
ESC 1	10350	10413	10242	10083	9944
ESC 2	13096	13107	13005	12921	12854

TABLA AQ7-5  
QUESO : RICOTTA  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : D-1

	CC=0	CC=05	CC=1	CC=15	CC=2
X=2	1691	2007	2272	2502	2696
ESC 1	4955	5633	6172	6627	7504
ESC 2	8351	9552	10542	11409	12105
X=3	2870	2978	3112	3204	3281
ESC 1	7810	8174	8449	8621	8746
ESC 2	11644	12304	13061	13441	13758
X=4	3478	3346	3231	3123	3017
ESC 1	10723	10746	10645	10564	10497
ESC 2	13620	13576	13434	13319	13229

TABLA AQ7-3  
QUESO : RICOTTA  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : B

	CC=0	CC=05	CC=1	CC=15	CC=2
X=2	2746	3063	3329	3562	3737
ESC 1	7316	7974	8487	8918	9764
ESC 2	12188	13373	14337	15183	15846
X=3	3794	3888	4025	4117	4196
ESC 1	10009	10358	10618	10772	10878
ESC 2	15124	15768	16513	16872	17174
X=4	4373	4231	4104	3984	3864
ESC 1	13031	13039	12824	12625	12440
ESC 2	16868	16812	16658	16530	16424

TABLA AQ7-6  
QUESO : RICOTTA  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : D-2

	CC=0	CC=05	CC=1	CC=15	CC=2
X=2	10452	10764	1024	1250	1437
ESC 1	2180	2879	3440	3921	4823
ESC 2	3639	5058	6484	6951	7668
X=3	1822	1943	2074	2163	2237
ESC 1	5318	5094	5982	6109	6311
ESC 2	7699	8369	9136	9528	9858
X=4	2476	2354	2230	2137	2062
ESC 1	8189	8174	7987	7821	7669
ESC 2	9985	9948	9813	9708	9627

TABLA A07-7  
QUESO: RICCOTTA  
CASO: E-1

	CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
X-2	1958	2079	2286	2281	3388
ESC 1	5553	5793	6203	6149	6850
ESC 2	9322	9813	10592	10022	11022
X-3					
ESC 1	1734	1843	1858	1924	1858
ESC 2	5110	5454	5409	5405	5426
ESC 3	7370	7988	8321	8628	8441
X-4					
ESC 1	1920	1756	1606	1401	1314
ESC 2	6706	6024	6307	5997	5687
ESC 3	7967	7760	7435	7120	6803

TABLA A07-8  
QUESO: RICCOTTA  
CASO: E-2

	CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
X-2	2796	2603	2556	2386	2260
ESC 1	3507	3715	3941	3047	3047
ESC 2	7033	7339	6779	5998	5360
X-3					
ESC 1	1115	1117	1162	1087	1035
ESC 2	1068	1044	1760	1251	1318
ESC 3	3356	3273	3098	2312	2361
X-4					
ESC 1	0502	0767	0929	0945	1036
ESC 2	0401	0082	0310	0424	0536
ESC 3	0820	1470	1928	1855	2063

TABLA A07-9  
QUESO: RICCOTTA  
CASO: E-1

	CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
X-2	1732	1812	2003	1949	2033
ESC 1	5046	5201	5583	5431	6094
ESC 2	8499	8848	9577	9439	9771
X-3					
ESC 1	1304	1414	1403	1400	1363
ESC 2	4086	4424	487	4513	4274
ESC 3	5749	6353	6599	6885	6595
X-4					
ESC 1	1425	1255	1099	1047	10793
ESC 2	5429	5325	4983	4647	4307
ESC 3	6171	5927	5563	5203	4836

TABLA A08-1  
QUESO: QUESO FUSCO  
CASO: C-0

	CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
X-2	5008	5590	6103	6544	6968
ESC 1	12378	13573	14558	13366	13599
ESC 2	20419	22512	24288	25804	27162

TABLA A08-2  
QUESO: QUESO FUSCO  
CASO: A

	CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
X-2	3983	4447	4855	5203	5540
ESC 1	10084	11041	11825	12467	13560
ESC 2	16690	18380	19899	21029	22131

TABLA A08-3  
QUESO: QUESO FUSCO  
CASO: B

	CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
X-2	4968	5554	6070	6514	6943
ESC 1	12289	13495	14486	15301	16547
ESC 2	20275	22284	24170	25697	27076

TABLA A08-4  
QUESO: QUESO FUSCO  
CASO: C

	CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
X-2	4622	5202	5714	6155	6576
ESC 1	11514	12715	13705	14523	15765
ESC 2	19014	21112	22893	24415	25780

TABLA A08-5  
QUESO: QUESO FUSCO  
CASO: D-1

	CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
X-2	3872	4471	4979	5418	5835
ESC 1	9881	11095	12099	12980	14187
ESC 2	16359	18467	20258	21792	23169

TABLA A08-6  
QUESO: QUESO FUSCO  
CASO: D-2

	CC-0	CC-05	CC-1	CC-15	CC-2
X-2	2652	3229	3731	4166	4576
ESC 1	7106	8341	9367	10223	11507
ESC 2	11848	13972	15779	17333	18732

TABLA AOB-7  
QUESO : QUESO FRESCO

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : E-1					
	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
X=2					
ESC 1	3186	3215	3191	3191	2841
ESC 2	8500	8311	8347	8117	7814
ESC 3	13790	13923	14107	13864	12618

TABLA AOB-8  
QUESO : QUESO FRESCO

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : E-2					
	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
X=2					
ESC 1	-0769	-0719	-0309	-0185	-0306
ESC 2	-0552	-0407	-0522	1618	2415
ESC 3	-0602	-0306	-1279	3159	3682

TABLA AOB-9  
QUESO : QUESO FRESCO

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : F-1					
	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
X=2					
ESC 1	2786	2709	2669	2495	1996
ESC 2	7406	7190	7043	6612	6014
ESC 3	12336	12094	11969	11385	9639

TABLA AOB-1  
QUESO : PASTA BLANDA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : O					
	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
X=2					
ESC 1	0782	0840	0891	0890	0910
ESC 2	2920	3002	3150	3183	3702
ESC 3	5043	5355	5587	5736	5812
X=3					
ESC 1	1168	1180	1210	1213	1201
ESC 2	3763	3864	3929	3932	3895
ESC 3	5240	5465	5870	5957	5989
X=4					
ESC 1	0889	0851	0805	0753	0692
ESC 2	4049	4276	4216	4136	4042
ESC 3	4229	4448	4476	4477	4458
X=5					
ESC 1	0903	0777	0678	0591	0506
ESC 2	4028	3748	3540	3360	3185
ESC 3	3579	3470	3319	3205	3102

TABLA AOB-2  
QUESO : PASTA BLANDA

TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : A					
	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
X=2					
ESC 1	0560	0597	0617	0614	0595
ESC 2	2422	2509	2551	2545	2631
ESC 3	4233	4453	4605	4685	4701
X=3					
ESC 1	0885	0884	0900	0892	0870
ESC 2	3088	3134	3192	3174	3123
ESC 3	4172	4338	4698	4749	4752
X=4					
ESC 1	0526	0490	0448	0399	0345
ESC 2	3113	3341	3283	3207	3117
ESC 3	2911	3125	3150	3158	3140
X=5					
ESC 1	0485	0382	0299	0225	0151
ESC 2	2973	2744	2571	2418	2265
ESC 3	2108	2067	1961	1882	1804

TABLEA A09-3  
QUESO : PASTA BLANCA  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : B

	CC=0	CC=05	CC=1	CC=15	CC=2
N=2	0700	0755	0790	0798	0780
ESC 1	2740	2804	2729	2942	3439
ESC 2	4742	5026	5226	5340	5376
N=3	1134	1140	1165	1162	1142
ESC 1	3081	3169	3823	3810	3757
ESC 2	5109	5314	5702	5764	5768
N=4	0868	0825	0775	0718	0653
ESC 1	3993	4210	4138	4045	3736
ESC 2	4150	4354	4366	4348	4308
N=5	0888	0759	0656	0565	0475
ESC 1	3990	3701	3484	3293	3104
ESC 2	3526	3405	3240	3112	2987

TABLEA A09-5  
QUESO : PASTA BLANCA  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : D-1

	CC=0	CC=05	CC=1	CC=15	CC=2
N=2	-0333	-0272	-0233	-0218	-0223
ESC 1	0423	0583	0691	0747	1230
ESC 2	0983	1310	1557	1724	1818
N=3	0225	0249	0275	0276	0201
ESC 1	1540	1692	1692	1708	1704
ESC 2	1689	1924	2338	2436	2479
N=4	-0013	-0042	-0077	-0119	-0167
ESC 1	1723	1962	1913	1847	1766
ESC 2	0956	1182	1218	1227	1217
N=5	0074	-0044	-0135	-0213	-0288
ESC 1	1934	1663	1464	1295	1130
ESC 2	0659	0556	0449	0302	0205

TABLEA A09-4  
QUESO : PASTA BLANCA  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : C

	CC=0	CC=05	CC=1	CC=15	CC=2
N=2	0390	0459	0502	0519	0518
ESC 1	2056	2204	2292	2340	2867
ESC 2	3638	3955	4192	4347	4430
N=3	0842	0858	0886	0889	0876
ESC 1	2987	3091	3160	3168	3137
ESC 2	4011	4240	4648	4739	4774
N=4	0577	0542	0500	0451	0395
ESC 1	3244	3475	3419	3344	3254
ESC 2	3096	3318	3349	3352	3336
N=5	0616	0493	0397	0313	0231
ESC 1	3304	3027	2822	2643	2474
ESC 2	2569	2462	2312	2201	2099

TABLEA A09-6  
QUESO : PASTA BLANCA  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : D-2

	CC=0	CC=05	CC=1	CC=15	CC=2
N=2	-1573	-1515	-1481	-1470	-1482
ESC 1	-2352	-2170	-2041	-1960	-1890
ESC 2	-3529	-3185	-2922	-2735	-2618
N=3	-0823	-0785	-0763	-0765	-0784
ESC 1	-0973	-0848	-0759	-0727	-0732
ESC 2	-2256	-2011	-1587	-1477	-1422
N=4	-1015	-1034	-1058	-1087	-1121
ESC 1	-0860	-0609	-0646	-0697	-0761
ESC 2	-2679	-2445	-2403	-2384	-2385
N=5	-0846	-0956	-1038	-1106	-1170
ESC 1	-0492	-0653	-0843	-1000	-1153
ESC 2	-2586	-2683	-2825	-2924	-3015

TABLA AQ9-7  
QUESO : PASTA BLANDA  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : E-1

	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
X=2					
ESC 1	.0774	.1139	.1361	.1408	.1429
ESC 2	.2901	.3709	.4178	.4261	.4837
ESC 3	.5011	.6412	.7273	.7513	.7690
X=3					
ESC 1	-.0196	.0045	.0206	.0465	.0742
ESC 2	.0517	.1141	.1544	.2170	.2826
ESC 3	.0102	.1145	.2076	.3146	.4276
X=4					
ESC 1	-.0887	-.0759	-.0623	-.0478	-.0322
ESC 2	-.0531	.0102	.0488	.0902	.1355
ESC 3	-.2216	-.1441	-.0800	-.0115	.0630
X=5					
ESC 1	-.0892	-.0888	-.0845	-.0776	-.0611
ESC 2	-.0508	-.0480	-.0350	-.0154	.0293
ESC 3	-.2748	-.2440	-.2134	-.1734	-.0976

TABLA AQ9-9  
QUESO : PASTA BLANDA  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : E-1

	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
X=2					
ESC 1	.0694	.1110	.1361	.1408	.1443
ESC 2	.2722	.3647	.4178	.4261	.4837
ESC 3	.4720	.6310	.7273	.7513	.7690
X=3					
ESC 1	-.0500	-.0218	.0035	.0468	.0595
ESC 2	-.0206	.0510	.0970	.1705	.2483
ESC 3	-.1042	.0144	.1162	.2404	.3727
X=4					
ESC 1	-.1261	-.1103	-.0935	-.0756	-.0561
ESC 2	-.1493	-.0789	-.0327	.0175	.0721
ESC 3	-.3570	-.2699	-.1952	-.1149	-.0272
X=5					
ESC 1	-.1263	-.1236	-.1168	-.1073	-.0863
ESC 2	-.1445	-.1364	-.1176	-.0915	-.0358
ESC 3	-.4055	-.3676	-.3292	-.2804	-.1894

TABLA AQ9-8  
QUESO : PASTA BLANDA  
TASA DIFERENCIAL DE RETORNO DE LA INVERSION (DROI) CASO : E-2

	CC=0	CC=0.5	CC=1	CC=1.5	CC=2
X=2					
ESC 1	-.4380	-.4299	-.4245	-.4205	-.4192
ESC 2	-.8634	-.8340	-.8091	-.7874	-.7159
ESC 3	-.13743	-.13256	-.12839	-.12477	-.12168
X=3					
ESC 1	-.3463	-.3350	-.3390	-.3354	-.3328
ESC 2	-.7255	-.6998	-.7003	-.6824	-.6665
ESC 3	-.12197	-.11768	-.11521	-.11206	-.10925
X=4					
ESC 1	-.3665	-.3652	-.3642	-.3635	-.3629
ESC 2	-.7691	-.7399	-.7391	-.7392	-.7402
ESC 3	-.12292	-.12024	-.11949	-.11889	-.11847
X=5					
ESC 1	-.3284	-.3383	-.3453	-.3506	-.3476
ESC 2	-.6552	-.6815	-.7010	-.7169	-.7122
ESC 3	-.11179	-.11297	-.11468	-.11594	-.11431