

Universidad Nacional de Ingeniería

Programa Académico de Ingeniería Química y Manufacturera



« Ampliación de la Planta de Agua Desmineralizada, mediante un Nuevo Tren de Intercambio Ionico, en la Refinería La Pampilla »

**Tesis para optar el Título Profesional de
INGENIERO QUIMICO**

Lidia Paulina Grande Varillas

Promoción 79-2

LIMA - PERU

1983

A MIS PADRES

I N D I C E

	<u>Pág.</u>
i. RESUMEN	1
ii. RESULTADOS	3
iii. CONCLUSIONES	12
iv. RECOMENDACIONES	14
CAPITULO I: ACTUAL UNIDAD DE TRATAMIENTO DE AGUA POR INTERCAMBIO IONICO EN REFINERIA LA PAMPILLA	15
A. Antecedentes	15
B. Descripción del Proceso	16
C. Diagrama de Flujo	17
D. Condiciones de Operación de Diseño	19
1. Sumario	19
2. Calidad de Agua Cruda	20
3. Condiciones de Operación para Regeneración de Resinas	20
4. Especificaciones Técnicas de las Resinas	21
E. Especificaciones de Diseño	21
1. Equipos Principales	21
2. Tanques	22
3. Bombas	23
4. Instrumentación Básica	24
5. Longitudes Equivalentes de Tuberías y Accesorios	25
CAPITULO II: EVALUACION DE LA UNIDAD ACTUAL DE TRATAMIENTO DE AGUA POR INTERCAMBIO IONICO EN RELAPA	32
A. Generalidades	32
B. Resultados y Observaciones	32
C. Conclusiones y Recomendaciones	40

D. Anexos:	45
1. Actualización del Balance de Agua Desmi neralizada y Vapor en el Diagrama de Flu jo de SS.II.	45
2. Actuales Condiciones de Operación compa radas con las de Diseño	50
3. Evaluación de la Flexibilidad Operativa de la actual capacidad de almacenamien to de Agua Desmineralizada	52
4. Evaluación de los Equipos de Intercam bio Iónico	60
5. Evaluación de la Torre Decarbonatora	78
6. Evaluación de la capacidad del tanque de Agua Filtrada	85
7. Evaluación del Filtro de Arena	86
8. Evaluación del Sistema de Agua Cruda	87
9. Caída de Presión en Líneas y Equipos. Evaluación de Bombas	95

CAPITULO III: AMPLIACION DE LA ACTUAL PLANTA DE AGUA DESMINERALIZADA MEDIANTE UN NUEVO TREN	117
A. Resumen	117
B. Nuevos Requerimientos de Agua Desminerali zada	118
1. Discusión de Resultados	118
2. Conclusiones	120
3. Recomendaciones	122
C. Consideraciones a tomar para satisfacer los requerimientos totales de Agua Desminerali zada, considerando las ampliaciones de las actuales Unidades de FCC y Vacío:	122
1. Tren Actual	122
2. Requerimientos de Agua Desmineralizada	123
3. Recuperación de Condensados de Vapor	123
4. Retorno de Vapor de Baja Presión al Dea reador	123

	<u>Pág.</u>
5. Requerimientos de Vapor	123
6. Capacidad del Nuevo Tren	124
7. Red de Tuberías de Condensados de Vapor	124
8. Deareador	125
9. Sistema de Producción de Vapor	125
10. Nuevo Tanque de Almacenamiento de Agua Desmineralizada	125
D. Anexos:	125
1. Nuevos requerimientos de Agua Desminera lizada considerando ampliaciones de las actuales Unidades de FCC y Vacío	125
2. Nuevos requerimientos de Agua Desminera lizada considerando las nuevas instala ciones de las Unidades de Conversión en Relapa	131
3. Alternativas para la ampliación de la actual planta de Agua Desmineralizada, considerando las nuevas Unidades de Con versión	133
4. Estimado de la nueva capacidad requeri da de almacenamiento de Agua Desminera lizada para el caso de las ampliaciones de las actuales Unidades de FCC y Vacío	134
5. Sistema de Producción de Vapor en Relapa	136
 CAPITULO IV: RESULTADOS DE DISEÑO PARA LA AMPLIA CION DE LA ACTUAL PLANTA DESMINERA LIZADORA MEDIANTE UN NUEVO TREN DE INTERCAMBIO IONICO EN RELAPA	 137
A. General	137
B. Bases de Diseño:	137
1. Volumen de Agua Desmineralizada	137
2. Tiempo Regenerativo	138
3. Productos Químicos de Regeneración	138
4. Resinas de Intercambio Iónico	138
5. Calidad de Agua Cruda	138
6. Calidad de Agua Desmineralizada	138

	<u>Pág.</u>
C. Especificaciones del Nuevo Equipo	139
1. Equipo de Filtrado Rápido	139
2. Equipo de Desmineralización	140
3. Equipo de Regeneración de las Resinas	141
4. Sistema de Tuberías y Válvulas	143
5. Tanque de Almacenamiento de Agua Desmi- neralizada	143
D. Descripción de la Operación del Nuevo Tren de Intercambio Iónico con el Actual	144
1. Sumario de Operación	144
2. Operación de Servicio de Agua Filtrada y Desmineralizada del nuevo Tren con el actual	145
3. Operación de Regeneración del Sistema de Filtración y Desmineralización del nuevo Tren con el actual	154
4. Alternativas de Operación del nuevo Tren con el actual	162
5. Sumario de condiciones de operación del nuevo Tren con el actual	176
CAPITULO V: CALCULOS DE DISEÑO DE EQUIPOS PARA EL NUEVO TREN DE INTERCAMBIO IONICO EN RELAPA	179
A. General	179
B. Bases de Diseño	180
C. Sistema de Desmineralización	180
1. Esquema a utilizar	180
2. Bases de Diseño	184
3. Diseño de las Torres de Intercambio Iónico	185
4. Diseño de la Torre Decarbonatadora	213
5. Diseño del Nuevo Sistema de Regeneración	236

	<u>Pág.</u>
D. Sistema de Pre-Tratamiento por Filtración	239
1. Estimado de la capacidad de diseño del nuevo Filtro	239
2. Evaluación del Tanque 21-T201, de Agua Filtrada	240
3. Diseño del nuevo Filtro a Presión	241
E. Sistema de Tuberías e Instrumentación	254
1. Estimado de longitudes equivalentes para el Sistema de Tuberías y Accesorios	254
2. Bombas y Válvulas	254
3. Instrumentación Básica	254
F. Listado de Equipos y Accesorios importantes para el Nuevo Tren	257
G. Especificaciones generales de Equipos para el Nuevo Tren	259
1. Equipos principales	259
2. Otros recipientes	261
3. Bombas	262
4. Eyectores	262
CAPITULO VI: EVALUACION ECONOMICA PARA EL PROYECTO AMPLIACION DE LA PLANTA DE AGUA DESMINERALIZADA EN RELAPA	263
A. General	263
1. Nuevo costo de producción de Agua Desmineralizada	263
2. Ahorro de Lucro Cesante	263
3. Incremento de Costo de Producción de Vapor	264
4. Incremento de Producción de Agua Desmineralizada	264
B. Cálculos preliminares a la Evaluación Económica	265
1. Pautas Económicas 1982-2000 (t.- VI-1)	266

2. Eventos en la Planta Desmineralizadora que ocasionaron Lucro Cesante en Relapa	267
3. Lucros Cesantes Promedio en Relapa (t.- VI-2)	271
4. Lucros Cesantes a esperar en actuales Unidades Ampliadas de FCC y Vacío (t.- VI-3)	271
5. Costo de Producción de Vapor, Agua Desmineralizada y Agua Cruda (t.- VI-4)	272
6. Costos Operativos de Producción de Agua Desmineralizada (tablas VI-5a y VI-5b)	273
7. Materiales y Suministros en la Planta de Agua Desmineralizada (t.- VI-6)	276
8. Inversión de Capital	277
C. Evaluación Económica	279

BIBLIOGRAFIA	280
--------------	-----

i. R E S U M E N

El presente trabajo es un proyecto de ampliación de la capacidad de producción de la Planta de Agua Desmineralizada, de 32 a 50 TM/hr a flujo continuo, en Refinería La Pampilla, mediante un nuevo Tren de Intercambio Iónico adicional al existente.

Esta ampliación permitirá lograr los siguientes objetivos principales:

1. Cubrir los nuevos requerimientos totales de agua desmineralizada, cuando se amplíen las Unidades existentes de Craqueo Catalítico (a 8 MBPD) y Vacío (a 12 MBPD).
2. Eliminar los problemas y riesgos operativos permanentes con que viene operando el sistema actual.
3. Permitir una mayor flexibilidad operativa y de mantenimiento en toda la unidad en estudio.

Se considera también, el estudio de otra alternativa para ampliar la actual Planta Desmineralizadora, tal que se logre cubrir los futuros requerimientos totales arriba mencionados más los de las nuevas Unidades de Conversión a instalarse en la Refinería, no obteniéndose resultados técnicamente favorables.

Para el estudio del presente proyecto fue necesario realizar los siguientes trabajos:

1. Actualizar el balance de agua desmineralizada y vapor en el diagrama de Servicios Industriales, el cual presentaba serias discrepancias con los valores reales. Se revisaron los balances del período Dic. 79-Dic. 81.
2. Estimar los futuros requerimientos de vapor, para el caso mencionado y los nuevos requerimientos de agua des

mineralizada, teniendo como base el balance de Servicios Industriales actualizado.

3. Evaluar técnicamente la actual unidad desmineralizadora
4. Evaluar la actual capacidad de almacenamiento de agua desmineralizada.
5. Estudiar el actual sistema de agua cruda.
6. Estudiar el actual sistema de vapor.
7. Determinar la capacidad de diseño del nuevo Tren de Intercambio Iónico.
8. Diseñar los equipos y principales accesorios del nuevo Tren.
9. Determinar la nueva capacidad de almacenamiento de agua desmineralizada para la capacidad ampliada de la planta en estudio.
10. Evaluar económicamente este proyecto.

La evaluación económica del presente proyecto tiene como base principal el hecho que de no ampliarse la actual Planta de Agua Desmineralizada no se logrará que las Unidades de FCC y Vacío entren a operar con sus nuevas capacidades de producción, resultando rentable la inversión en el nuevo Tren de Desmineralización.

En capítulo aparte se muestran los cálculos para estimar las principales dimensiones de equipos y accesorios del nuevo tren. En general se utiliza el método Applebaum.

ii. RESULTADOS

ACTUAL PLANTA DE AGUA DESMINERALIZADA

1. En el primer capítulo se indica que en 1967 fue diseñado el actual tren de intercambio iónico con una capacidad de producción de 42 TM/hr a flujo continuo.

Como bases de diseño se consideraron: la calidad de agua cruda de ese entonces, resinas de intercambio iónico DIAION-SK, agua desmineralizada de 20 umhos de conductividad, entre otras.

2. La actual planta desmineralizadora consta de los siguientes equipos principales:

Torre aniónica: Tipo lecho simple (resina fuertemente básica), con dimensiones de 8.2 pies de diámetro, 8 pies de longitud recta del casco o recipiente.

Torre decarbonatadora: Tipo "abierto", con dimensiones de 4.1 pies de diámetro, 12.8 pies de longitud recta del casco.

Torre catiónica: Tipo lecho simple (resina fuertemente ácida), con dimensiones de 7.5 pies de diámetro, 8 pies de longitud recta del casco.

Filtro de arena: Tipo horizontal, a presión, con dimensiones de 7.9 pies de diámetro, 13 pies de longitud.

Además se tiene el sistema de regeneración para los lechos de las resinas y bombas. Ver Cap. I.

3. En el Capítulo II se observa que la calidad original de agua cruda ha variado a la actualidad. Así por ejemplo la dureza original del agua fue de 492 ppm CaCO_3 , la actual es de 906 ppm CaCO_3 .

4. De la evaluación técnica de la actual planta desmineralizadora resulta que su capacidad normal de producción debería ser 25 TM/hr a flujo continuo.

Como bases principales de cálculo para esta evaluación se consideró a los volúmenes disponibles para resinas en las torres de intercambio, calidad actual de agua cruda y otras condiciones actuales de operación.

Cabe anotar que no fue posible efectuar las corridas de prueba necesarias para verificar esta evaluación. Ver Cap. II.

5. La actual planta cubre los actuales requerimientos de agua desmineralizada de 32 TM/hr a flujo continuo con el tren operando a máxima capacidad, con riesgos y problemas permanentes tanto de operación como de mantenimiento, no existiendo flexibilidad alguna.

Los costos operativos y de mantenimiento (por reparaciones) son cada vez mayores, como puede observarse en el Cap. VI.

Actualmente el agua desmineralizada obtenida es de 28 umhos de conductividad vs. 20 umhos que exigen las especificaciones técnicas de las calderas. Ver Cap. II.

6. La labor de inspección y de mantenimiento para las frecuentes reparaciones en las torres de intercambio se ven dificultadas por la falta de plataformas en las mismas.
7. La contaminación de los lechos de resinas con impurezas de fierro presentes en las soluciones regenerantes es cada vez más frecuente.

BALANCE DE AGUA DESMINERALIZADA Y VAPOR EN EL DIAGRAMA DE SERVICIOS INDUSTRIALES EN LA REFINERIA

8. En el diagrama de Servicios Industriales (SS.II.), los rubros que son de mayor interés para el presente estudio son:

Agua cruda de los pozos LP-A1 y LP-A2 a la planta desmineralizadora.

Agua desmineralizadora a tanques de almacenamiento 21-T204 y 21-T205.

Agua desmineralizada a unidades de procesos y al deareador.

Agua tratada del deareador a calderas.

Retornos: condensados de vapor a tanques de almacenamiento, y vapor de baja presión de unidades de procesos al deareador.

Ver gráfico de SS.II. en el Cap. III.

9. A Enero '82, el balance de agua desmineralizada y vapor en el diagrama de SS.II. presenta serias discrepancias con los valores reales, como se muestra en el Cap. III.

Tales discrepancias son:

El retorno de condensados de vapor de Unidades de procesos a tanques de agua desmineralizada es de 6,111 lb/hr vs. 35,125 lb/hr (valor real).

El retorno de vapor de baja presión al deareador es de 40,043 lb/hr vs. 11,526 lb/hr (valor real),

Agua desmineralizada a unidades de procesos es de 1,531 lb/hr vs. 2,420 lb/hr (valor real).

Todos los valores señalados son valores promedio en el período 1979-81, cuando las unidades operaban normalmente.

10. El total de agua desmineralizada (y deareada) a calderas es de 115,256 lb/hr, valor promedio, cuando las unidades de procesos operen normalmente. Ver Cap. III.

EVALUACION DE LA ACTUAL CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DESMINERALIZADA

11. Asimismo en el Capítulo III se evalúan la actual capacidad de los tanques 21-T204 y 205. Se encontró que el volumen necesario de almacenaje debería ser de 672 TM, mientras que los actuales tienen un volumen total de 578 TM.

Para efectos de esta evaluación se consideró: volumen de agua desmineralizada para caso de emergencia, caso de regeneración, volumen mínimo, flujo y número de ciclos de producción actuales del tren, flujo de agua a calderas y factores de seguridad.

12. En el caso de ocurrir algún desperfecto en el actual tren de intercambio iónico, la capacidad de almacenamiento de agua desmineralizada en los tanques garantizan unas 9 hrs. de operación en las unidades de procesos, cuando los mencionados tanques se encuentran en su nivel máximo de 25 pies.

Si la reparación del desperfecto en el tren requiere un mayor tiempo del señalado será obligatorio bajar carga y/o parar unidades.

Generalmente los tanques se encuentran en un nivel de 15 pies por lo que el período disponible se reduce a unas 4 hrs. como máximo.

13. En el caso de ocurrir una emergencia en unidades de procesos por corte total del fluido eléctrico, la capa

cidad de almacenamiento de agua desmineralizada generalmente garantiza unas 3 hrs. de operación.

Cuando hay una caída de tensión mayor de 10 Mvoltageios y que dure más de una hora, se tiene que bajar carga a unidades, restringir el vapor a planta de ventas, tanques, etc., para no llegar a los niveles críticos en los tanques que obliguen una parada total de unidades. Ver Cap. III.

NUEVOS REQUERIMIENTOS DE AGUA DESMINERALIZADA EN LA REFINERIA

14. Los nuevos requerimientos totales de agua desmineralizada además de los actuales cuando se amplíen las unidades existentes de FCC y Vacío se estiman en 40 TM/hr a flujo continuo, valor promedio cuando las unidades de procesos operen a condiciones normales. Los cálculos se muestran en el Cap. III.
15. Los nuevos requerimientos totales de agua desmineralizada además de los arriba mencionados, para el caso de que se instalen las nuevas Unidades de Conversión se estiman en 95 TM/hr a flujo continuo, a condiciones normales de operación en las unidades de procesos. Ver Cap. III.

AMPLIACION DE LA ACTUAL PLANTA DE AGUA DESMINERALIZADA:

CASO I: Ampliación de las unidades existentes de Craqueo Catalítico (FCC) a 8MBPD y Vacío a 12 MBPD.

CASO II: Instalación de nuevas Unidades de Conversión FCC (15 MBPD), Vacío (33 MBPD), Visbreaking (18 MBPD)

16. La ampliación de la actual planta desmineralizadora

mediante un nuevo tren de 25 TM/hr de capacidad de producción a flujo continuo, permitirá garantizar el abastecimiento de los requerimientos de agua señalados para el caso I.

17. En el caso de instalarse las nuevas Unidades de Conversión será necesario un deareador adicional al actual cuya capacidad es de 150 Mlb/hr vs. 250 Mlb/hr requerida.

Asimismo será necesario una nueva red de tuberías de condensados de vapor, Ver Cap. III.

18. Considerando el caso II, el resultado de las alternativas estudiadas para ampliar la actual capacidad de la planta, con la finalidad de cubrir los requerimientos de agua desmineralizada, indica que será necesario un tren adicional al existente con una capacidad de producción mayor de 100 TM/hr.

Una base de cálculo fue el balance actualizado de SS. II. Ver Cap. III.

19. Unidades de intercambio iónico de más de 100 TM/hr de capacidad no ofrecen garantía operativa, como se justifica en el Cap. III. Información técnica señala que en estos casos debe dividirse el flujo total en dos o más unidades que operen en paralelo.
20. Actualmente no se cuenta con espacio físico disponible en el área de SS.II. para instalar dos trenes de intercambio iónico adicionales al existente, como puede observarse en el Cap. III.

NUEVO TREN DE INTERCAMBIO IONICO

21. Se utilizaron como bases de cálculo para el diseño del

nuevo tren:

Calidad actual de agua cruda y la desmineralizada

Actual capacidad estimada del tren existente.

Area física disponible en SS.II.

22. En el Cap. V, al diseñar el nuevo tren de intercambio iónico de 25 TM/hr de capacidad de producción, se obtuvo los siguientes resultados para los equipos principales:

Torre aniónica: Tipo doble lecho (resina débil-fuertemente básica) con dimensiones de 7.5 pies de diámetro, 10 pies de longitud recta del casco o recipiente.

Torre decarbonatadora: Tipo "abierto", con dimensiones de 3.46 pies de diámetro, 12.8 pies de altura.

Torre catiónica: Tipo lecho simple (resina fuertemente ácida), con dimensiones de 7 pies de diámetro, 9.6 pies de longitud recta del casco.

Filtro de arena: Tipo horizontal, a presión, con dimensiones de 10 pies de diámetro, 12.2 pies de longitud.- Sistema de regeneración y bombas.

23. En el diseño de la torre decarbonatadora se considera la instalación de una malla eliminadora de arrastre o mesh blanket.
24. Información técnica aconseja la colocación de tomamuestras de resinas en las torres de intercambio para el control del estado de las mismas.
25. En el diseño de las torres se toma en cuenta la instalación de plataformas así como en los drums de almacenamiento de ácido, lográndose una buena labor de inspección y mantenimiento.

26. Información técnica señala que mediante la instalación de filtros especiales a la entrada de las soluciones regenerantes a las torres de intercambio se logrará reducir la contaminación de los lechos de resinas con impurezas de fierro. Estas impurezas se encuentran frecuentemente presentes en un alto contenido en las mencionadas soluciones.
27. En el Cap. V, se señala además, que es necesario la interconexión del actual tren con el nuevo a fin de lograr una buena flexibilidad operativa y mantenerse la producción normal de agua desmineralizada en el caso de que alguno de los equipos principales tenga que repararse.

AMPLIACION DE LA ACTUAL CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DESMINERALIZADA

28. En el Cap. III, se indica además, que la actual capacidad de almacenamiento de agua desmineralizada requiere de un tanque de 250 TM de capacidad, adicional a los existentes.

En los cálculos se considera el caso de las ampliaciones de las actuales unidades de FCC y Vacío.

Los factores de cálculo son los mismos que los mencionados en el punto 11.

EVALUACION ECONOMICA

29. En el último Capítulo VI, se evalúa económicamente el presente proyecto, resultando rentable en un porcentaje mayor que 100%. Para ello se considera como base principal el hecho que de no ampliarse la actual planu

ta desmineralizadora, no será posible alcanzar las nuevas cargas de las unidades existentes de FCC y Vacío ampliadas, ya que ello demandaría un mayor consumo de vapor que no será posible cubrir con la actual producción de agua desmineralizada.

Se asume que la inversión para el presente proyecto se realizará en 1983.

iii. C O N C L U S I O N E S

1. La planta desmineralizadora viene operando a máxima severidad y en forma permanente para cubrir los actuales requerimientos de agua desmineralizada de 32 TM/hr. a flujo continuo; no obstante, que la evaluación técnica en la unidad señala que su capacidad es de 25 TM/hr. Esta evaluación considera las actuales condiciones de calidad de agua cruda y de operación.
2. Existe un déficit de 95 TM en la actual capacidad de almacenamiento de agua desmineralizada (tanques 21T204 y 205); esto implica menor disponibilidad de horas de abastecimiento de agua cuando se produce algún desperfecto en el tren y/o emergencia en las unidades de procesos.

Considerando el caso de las ampliaciones de las actuales unidades de FCC y Vacío, a 8.0 y 12.0 MBPD respectivamente, el déficit se incrementa a 200 TM, siendo necesario un nuevo tanque de 250 TM.

3. Considerando las próximas ampliaciones de las unidades de FCC y Vacío, el consumo total de agua desmineralizada se incrementará a 40 TM/hr. aproximadamente a flujo continuo y condiciones normales de operación en las unidades de proceso.

Para ello será necesario instalar un nuevo tren de intercambio iónico con una capacidad de producción de 25 TM/hr, a flujo continuo. Este tren permitirá, además, disminuir los problemas y riesgos con que se viene operando actualmente.

4. El nuevo tren será similar al actual, favoreciendo la flexibilidad en el stock de accesorios; sin embargo,

se logrará mejorar su eficiencia con la instalación de una "mesh blanket" en la decarbonatadora, tomamuestras de resinas, filtros para impurezas de fierro y plataforma en las torres de intercambio.

5. La interconexión de los 2 trenes incrementará la flexibilidad operativa permitiendo efectuar labores de reparación o mantenimiento, en cualquiera de los trenes.
6. La rentabilidad del proyecto es superior a 400%, considerando como criterio principal que la ampliación de la planta desmineralizadora permitirá operar las unidades de FCC y Vacío a sus nuevas capacidades de 8 y 12 MBPD, respectivamente. La inversión se asume que se realizará en 1983.
7. En el caso de instalarse las nuevas Unidades de Conversión los requerimientos de agua desmineralizada serán aproximadamente 95 TM/hr, a flujo continuo y condiciones normales de operación en las unidades de procesos; siendo necesario instalar 2 nuevos trenes de más de 100 TM/hr. para satisfacer el consumo total de agua desmineralizada.

iv. R E C O M E N D A C I O N E S

1. El tren actual debe operar a capacidad normal de producción, 25 TM/hr a flujo continuo, a partir de la instalación del nuevo tren.
2. Ampliar la actual capacidad de almacenamiento de agua desmineralizada mediante un nuevo tanque de 250 TM de capacidad.
3. Ampliar la capacidad de la actual planta de agua desmineralizada mediante un nuevo tren de intercambio iónico de 25 TM/hr de capacidad de producción.
4. Considerar lo siguiente en la instalación del nuevo tren:
 - Filtros especiales para eliminar impurezas de fierro presentes en las soluciones regenerantes.
 - Una mesh blanket en la nueva decarbonatadora.
 - Tomamuestras de resinas en las torres.
 - Plataformas de inspección en torres y drums.
5. Interconectar el tren actual con el nuevo.
6. Efectuar la inversión para adquirir el nuevo tren de intercambio iónico lo más antes posible.
7. Las nuevas Unidades de Conversión deberán contar con su propio sistema de agua desmineralizada, en forma independiente del actual.

CAPITULO I

ACTUAL UNIDAD DE TRATAMIENTO DE AGUA POR INTERCAMBIO IONICO EN REFINERIA LA PAMPILLA

A. ANTECEDENTES

En 1967, para una capacidad inicial de la Refinería La Pampilla de 20 MBPD, entró a operar la actual Unidad de Tratamiento de Agua por Intercambio Iónico, siendo diseñada por la Compañía Kurita Industrial y suministrada por la Japan Gasoline Co.

La Unidad consiste de un sistema de pretratamiento por filtración y un tren de intercambiadores iónicos con equipos complementarios para la regeneración de los mismos. Más adelante se darán a conocer los detalles de diseño de la unidad, así también el análisis de diseño del agua cruda de ese entonces.

La producción de agua desmineralizada en su mayor parte se destina para producir vapor de 18 y 15 kilos de presión, por lo tanto los requerimientos de agua están en función directa de los de vapor en las Unidades de procesos.

En el Gráf. I-2 se muestra el actual diagrama de flujo de la Unidad en estudio.

Posteriormente, en 1969, la capacidad de la Refinería fue ampliada a 35 MBPD no siendo necesario ampliar la capacidad de la planta desmineralizadora.

En 1970, al ampliar la capacidad de la Refinería a 100 MBPD, fue necesario un estudio para modificar la planta desmineralizadora para cubrir los nuevos requerimientos de agua a esperar cuando la Refinería opere al 100% de

su nueva capacidad.

En 1978 se procedió a instalar una nueva torre aniónica adicional a la existente, ambas conectadas en serie.

Un objetivo de este proyecto además de aumentar la producción de agua desmineralizada fue la de mejorar la calidad de ésta.

Esta modificación no obtuvo resultados favorables.

En 1979 se estudia utilizar la nueva torre aniónica mediante un rediseño que consideraba la operación de las torres en paralelo. No se obtuvo resultados positivos.

En 1981, con la finalidad de lograr abastecer los requerimientos normales de la Refinería y eliminar el permanente estado de emergencia con que viene operando la unidad existente, el cual no ha sufrido variación alguna, se considera la ampliación de la Planta de Agua Desmineralizada mediante un nuevo tren.

A Dic. '81, la Refinería opera a 85 MBPD de capacidad.

B. DESCRIPCION DEL PROCESO

El agua cruda es obtenida principalmente de dos pozos tubulares (LP-A1 y LP-A2) situados en el fondo de Chiquitanta a unos 5 Kms. de la Refinería; luego el agua es almacenada en el tanque 25-T1.

El agua cruda, del tanque 25-T1, es bombeada al sistema de pretratamiento que consta de un filtro horizontal a presión y de un tanque de almacenamiento.

El agua filtrada es enviada luego a un tren de intercambiadores iónicos, esto es, a una torre catiónica, luego a un decarbonatador y finalmente a una torre aniónica,

eliminándose en forma sucesiva los iones positivos, el CO_2 y/o H_2CO_3 y los iones negativos, obteniéndose así un efluente de 20 umhos de conductividad.

Esta agua desmineralizada o desionizada es almacenada en dos tanques con una capacidad total de 530 TM para luego ser enviada como make-up al flujo de agua a calderas. Este make-up pasará antes por el deareador y recibirá una adecuada dosificación de agentes químicos reductores, como último tratamiento.

C. DIAGRAMA DE FLUJO

En el Gráf. I-1, se muestra el actual diagrama de flujo del sistema de agua cruda en Relapa.

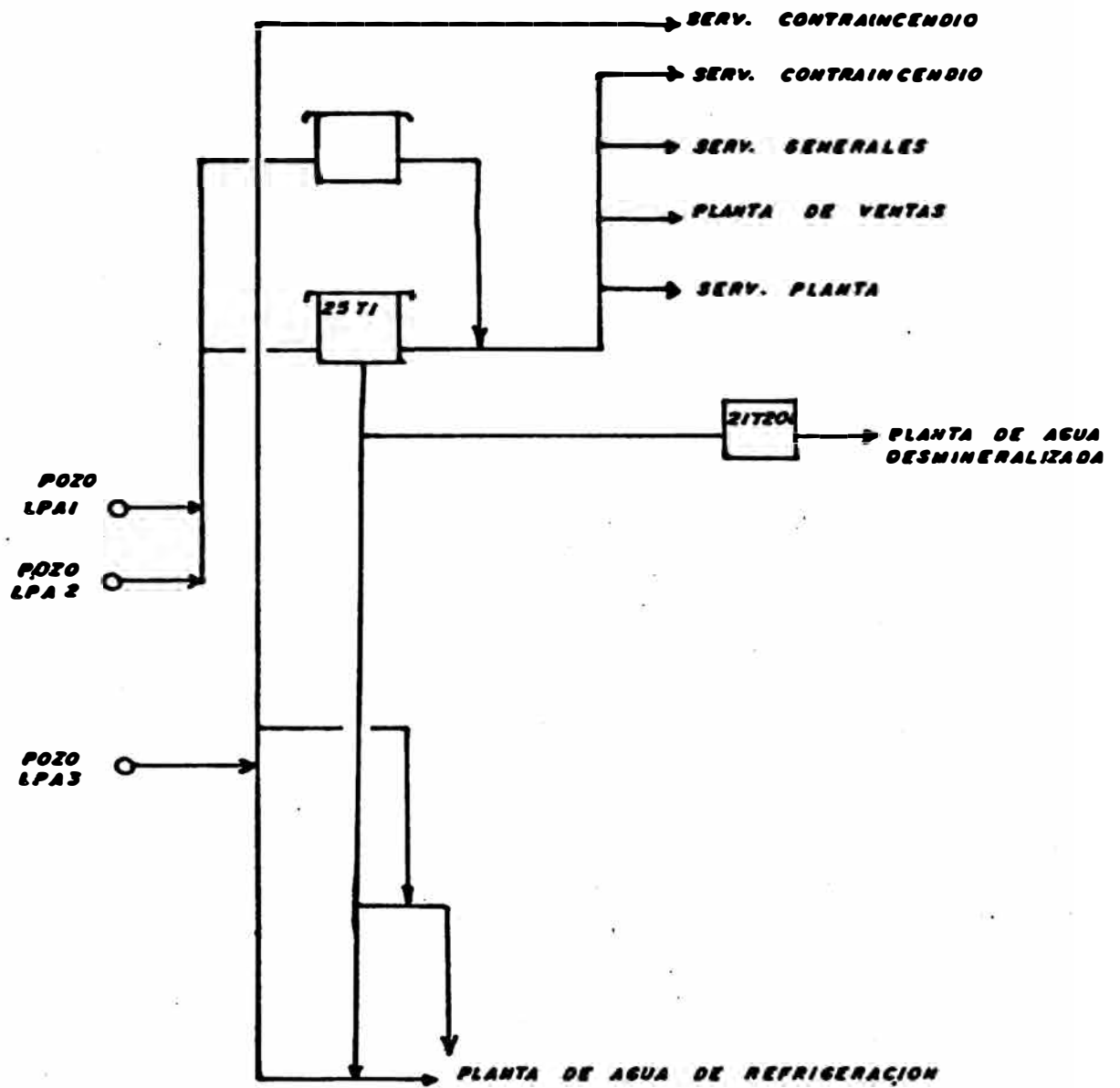


GRAFICO : I - 1 : DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA DE AGUA CRUDA

D. CONDICIONES DE OPERACION

1. TABLA I-1

SUMARIO

VARIABLE	UNIDAD	
. Capacidad de tratamiento, máx/ciclo	TM/hr	63.0
	GPM	277.4
. Duración del ciclo de producción	hr	8.
. Duración del ciclo de regeneración	hr	4.
. Producción de agua desmineralizada/ ciclo	TM	504.0
. Capacidad de producción máxima a flujo continuo (24 hr)	TM/hr	42.0
. Número de ciclos de producción diario	-	2.
. Capacidad de filtración	TM/hr	60.0
. Duración del ciclo de filtración	hr	23.5
. Calidad del agua a obtener, máx.	umhos	20.0
. Resina catiónica:		
DIAION SK1B	pies ³	173.0
. Resina aniónica:		
DIAION SA 20A	pies ³	176.0
. HCl al 35%, para regeneración	Kg/ciclo	1,722.0
. NaOH al 50%, para regeneración	Kg/ciclo	1,445.0

2. TABLA I-2

CALIDAD DE AGUA CRUDA

	ppm como CaCO ₃
Total Alkali	210
Dureza	492
Sílica	23
Cloruro	69
Sulfato	195
Fierro	5
Sodio-Potasio	8

3. TABLA I-3

CONDICIONES DE OPERACION PARA REGENERACION DE RESINAS

P R O C E S O	FLUJO GPM	TIEMPO MIN.	REQ. DE AGUA GAL.
. Lavado de espalda de I. Aniónica 21C-203	215.77	10	2,158
. Lavado de espalda de I. Catiónica 21C-201	277.45	15	4,161
. Asentamiento		5	
. Inyecc. de ácido a 21C-201	92.47	30	2,774
. Desplazamiento de ácido	88.07	30	2,642
. Enjuague de I. Catiónica	264.20	20	5,284
. Inyecc. de Soda a 21C-203	66.05	60	3,963
. Desplazamiento de soda	66.04	40	2,642
. Enjuague y recirculación de I. Aniónica	264.20	40	10,568

4. TABLA I-4

ESPECIFICACIONES TECNICAS DE LAS RESINAS DE INTER-
CAMBIO IONICO DE DISEÑO

	RESINA CATIONICA DIAION SK1B	RESINA ANIONICA DIAION SA 204
. Densidad, lb/pie ³	50	40
. Gravedad específica	1.28	1.13
. Color	Transparente	Amarillento
. Capacidad de operac. granos/pie ³	20,000-30,000	12,000-17,000
. Condiciones de regenerac: HCl al 35%, Kg/ciclo	1,722.00	0.00
NaOH al 50%, Kg/ciclo	0.00	1,445.00

E. ESPECIFICACIONES DE DISEÑO

1. TABLA I-5

EQUIPOS PRINCIPALES

ITEM	DESCRIPCION	DIMENSIONES (D.I. x largo) mt x mt	PRESION psi	MATERIAL
D-201	Filtro, a presión, horizontal	2.42 x 3.96	40	Pl. Acero al C., con recubr. anticorrosivo
C-201	Torre de Interc. catiónico	2.30 x 2.44	35.5	Pl. Acero al C., con revestim. de caucho
C-202	Torre Decarbonatadora	1.26 x 3.90		"
C-203	Torre Interc. aniónico	2.50 x 2.44	35.5	"

2. TABLA I-6

TANQUES

ITEM	DESCRIPCION	DIMENSIONES (D.I. x largo) mt x mt	CAPACIDAD gal.	PRESION psi	M A T E R I A L
25T-1	T. Almacenamiento agua cruda	18.60 x 12.72	912,450	50	Pl. Acero al C., con re- vest. anticorrosivo
D-202	T. Almac. Acido HCl	1.83 x 2.43	2,271	45	Pl. Acero al C., con re- vest. de fibra de vidrio
D-203	T. Almac. Acido: HCl	2.42 x 3.79	4,880	45	"
D-204	T. Almac. Acido: HCl	2.42 x 3.79	4,880	45	"
T-201	T. Almac. Agua Filtrad.	4.83 x 6.15	26,420	45	Pl. Acero al C., con re- cubrimient. anticorros.
T-202	T. Medición de HCl	1.13 x 2.11	567	45	Pl. Acero al C., con re- vest. de fibra de vidrio
T-19A	T. Almac. Hidrox.: NaOH	4.25 x 5.18	20,304.90	45	Pl. Acero al C., con re- vest. anticorrosivo
T-19B	T. Almac. Hidrox.: NaOH	4.25 x 5.18	20,304.90	45	"
T-203	T. Medición de NaOH	1.34 x 1.83	871	45	Pl. Acero al C., con re- vest. de fibra de vidrio
T-204	T. Almac. Agua Desmin.	7.74 x 7.69	66,050	50	Pl. Acero al C., con re- cubrimiento anticorros.
T-205	T. Almac. Agua Desmin.	6.80 x 8.53	56,143	50	"

3. TABLA I-7

B O M B A S

ITEM	SERVICIO	DESCRIPCION
25-P3A/B	Agua cruda al filtro	291 gpm
21-P201	Agua cruda de contralav. del fil.	1321 gpm, centríf. doble succión, motor de 440 v, 60 c/s 15 kw
21-P202 A/B	Agua filtrada a interc. Catiónico	291 gpm centríf., motor: 440v, 60 c/s, 11 kw
21-P203 A/B	Agua decarb. ácida a I. Aniónico	291 gpm, centríf., motor: 440v, 60 c/s, 11 kw
21-G201	Aire a decarbonatadora	20 m ³ /min, 1.00 hp, ventilador
21-P5/4	Acido HCl de Almacen. a T202	140 gpm, NPSH _r : 8.2 pies, centríf. motor 440v, 60 c/s, 15 Kw
21-P2 A/B	Soda cáust. de almac. a T203	140 gpm, NPSH _r : 8.2' centríf., motor: 440v, 60 c/s, 15 kw.

4. INSTRUMENTACION BASICA: (Ver Gráf. I-2)

4.1. TABLA I-8

V A L V U L A S

ITEMS 21-AV-:	DESCRIPCION	TAMAÑO	ESPECIFICACION
207-208-209 209-210-212 214-203-205	Val. Automáticas acción directa	5"	ASA: 1501b, ON-OFF
215-216-217 218	Val. Automáticas acción directa	4"	ASA: 1501b, ON-OFF
219-220	Val. Automáticas acción directa	3"	ASA: 1501b, ON-OFF
225	Val. Automáticas acción directa	1"	ASA: 1501b, ON-OFF
201-202	Val. Automáticas acción directa	8"	ASA: 1501b, ON-OFF
206	Val. Automática acción directa	6"	ASA: 1501b, ON-OFF
211-213	Val. Automáticas acción invers.	5"	ASA: 1501b, ON-OFF
221-222	Val. Automáticas acción invers.	2"	ASA: 1501b, ON-OFF
223-224	Val. Automáticas acción invers.	1½"	ASA: 1501b, ON-OFF
204	Val. Automáticas acción invers.	8"	ASA: 1501b, ON-OFF

5. LONGITUDES EQUIVALENTES DE TUBERIAS Y ACCESORIOS

5.1. GENERALIDADES

Sólo se considerarán aquellas longitudes que nos permitan calcular las pérdidas de carga por fricción, durante el ciclo de servicio del tren, para luego evaluar las principales bombas del sistema.

La longitud total del sistema se dividirá en tramos, a luego detallar; al final los resultados se mostrarán en el Gráf. I-3.

5.2. TRAMO DEL 25-T 1 al 21-D201

Es el tramo del tanque de agua cruda al filtro. Se tomará como referencia a la bomba 25-P3B (bomba de agua cruda, de uso frecuente)

	No.	SUCCION pies	No.	DESCARGA pies
Carga Estática		-0.33		3.12
Long. Línea (12")		28.00		0.00
Long. Línea (8")		6.80		0.00
Long. Línea (6")		0.00		74.33
<u>Válvs. y Accesorios:</u>				
Contracc. brusca (12")	1	39.00		0.00
Expans. brusca (6")		0.00	1	36.00
Reducción 12" 8"	1	12.00		0.00
Reducción 8" 6"	1	7.00		0.00
Tec (12"), TB-TF	1-1	81.00	1	40.00
Expansión 4" 6"	0	0.00	1	4.00
Codos 90 (12")	3	96.00		0.00
Codos 90 (8")	1	21.00		0.00
Codos 90 (6")	1	15.00	8	120.00
Válv. gate (12")	1	114.00		0.00
Válv. gate (8")		0.00		0.00
Válv. gate (6")	1	6.50	1	6.50
Válv. check (6")		0.00	1	75.00
Filtro (bomba)	1	4.62		0.00
Válv. control (6")		0.00	1	136.50
(Long. Total=Long. recta +1.1 Long. equiv. (válv.- acces.))				
Long. Total (12")		281.00		0.00
Long. Total (8")		43.10		0.00
Long. Total (6")		36.43		520.48

5.3 TRAMO DEL 25-T1 al 21-D201 (2):

En este caso, se toma como referencia a la bomba 21 P201, (bomba necesaria para la regeneración del filtro)

	No.	SUCCION pies	No.	DESCARGA pies
<u>Carga Estática</u>				
Long. Línea (12")		46.50		0.00
Long. Línea ((10")		0.00		48.68
<u>Válv. y Accesorios:</u>				
Contracc. brusca (12")	1	39.00		0.00
Expansión brusca (8")			1	48.00
Reducción 12" 10"	1	6.50		0.00
Tee (12") TF.	3	63.00		0.00
Codos 90 (12")	5	108.00		0.00
Codos 90 (8")		0.00	10	210.00
Válv. gate (12")	1	14.00		0.00
Válv. gate (10")	1	12.00		0.00
Válv. gate (8")		0.00	2	18.00
Válv. check (8")		0.00	1	100.00
Filtro (bomba)	1	4.62		0.00
Válv. de control (8")		0.00	1	93.12
Long. Total (12")		292.90		0.00
Long. Total (10")		25.43		0.00
Long. Total (8")		0.00		555.00

5.4. TRAMO DEL D-201 al T-201

Es el tramo correspondiente al que hay entre el filtro y el tanque de agua filtrada.

	No.	SUCCION pies
Long. Línea (8")		152.12
Long. Línea (5")		109.64
Válv. y Accesorios:		
Contracc. brusca (8")	1	24.00
Codo 90 (8")	3	63.00
Tee 8" 8"	1	40.00
Válv. control (5")	1	163.83
Codos 90 (5")	4	52.00
Válv. gate (5")	1	5.50
Expansión brusca (5")	1	28.00
Long. Total (8")		
		291.82
Long. Total (5")		
		367.52

5.5. TRAMO DEL 21-T201 al 21-C201:

Este tramo es del tanque de agua filtrada a la torre catiónica. Se toma como referencia a la bomba P 202 A ó B.

	No.	SUCCION pies	No.	DESCARGA pies
Carga Estática, (psi)		0.10		3.71
Long. Línea (5")		18.41		49.70
Válv. y Accesorios:				
Codos 90 (5")	3	38.25	11	140.30
Tee 5" 5"	1	35.00		0.00
Válv. gate (5")	2	15.40	1	5.50
Reducción 5" 4"	1	4.00		0.00
Expansión brusca (5")	1	28.00		0.00
Válv. check (5")		0.00	1	62.25
Válv. globo (5")		0.00	1	147.75
Expans. brusca (5")			1	28.00
Expansión 4" 5"		0.00	1	4.00
Filtro (bomba)	1	4.62		0.00
Long. Total (5")				
		151.12		476.225

5.6. TRAMO DE LA 21-C 201 a la 21-C202:

Este tramo corresponde de la salida de la torre catiónica a la entrada de la decarbonatadora.

	No.	LONG. EQUIV. pies
Long. Línea (5")		113.60
Codos 90 (5")	8	100.00
Tee 5" 5"	2	33.50
Contracción 5"	1	14.00
Expansión 5"	1	28.00
Válv. control (5")	1	147.50
Long. Total (5")		468.90

5.7. TRAMO DE LA 21-C202 A LA 21-C203:

Tramo que comprende de la salida de la torre decar bonatadora a la torre aniónica. Se toma como refe-
rencia a la bomba P-203 A ó B.

	No.	SUCCION pies	No.	DESCARGA pies
Carga Estática				
Long. Línea (5")		19.60		57.76
Válv. y Accesorios:				
Contracc. brusca (5")	2	45.00	1	22.50
Codo 90 (5")	1	13.00	8	104.00
Válv. gate (5")	1	5.50	1	5.50
Válv. check (5")		0.00	1	62.50
Válv. control (5")		0.00	1	163.80
Expansión brusca (5")		0.00	1	28.00
Tee 5" 5"		0.00	3	30.00
Long. Total (5")		89.45		515.69

5.8. TRAMO DE LA 21-C203 AL 21-T204:

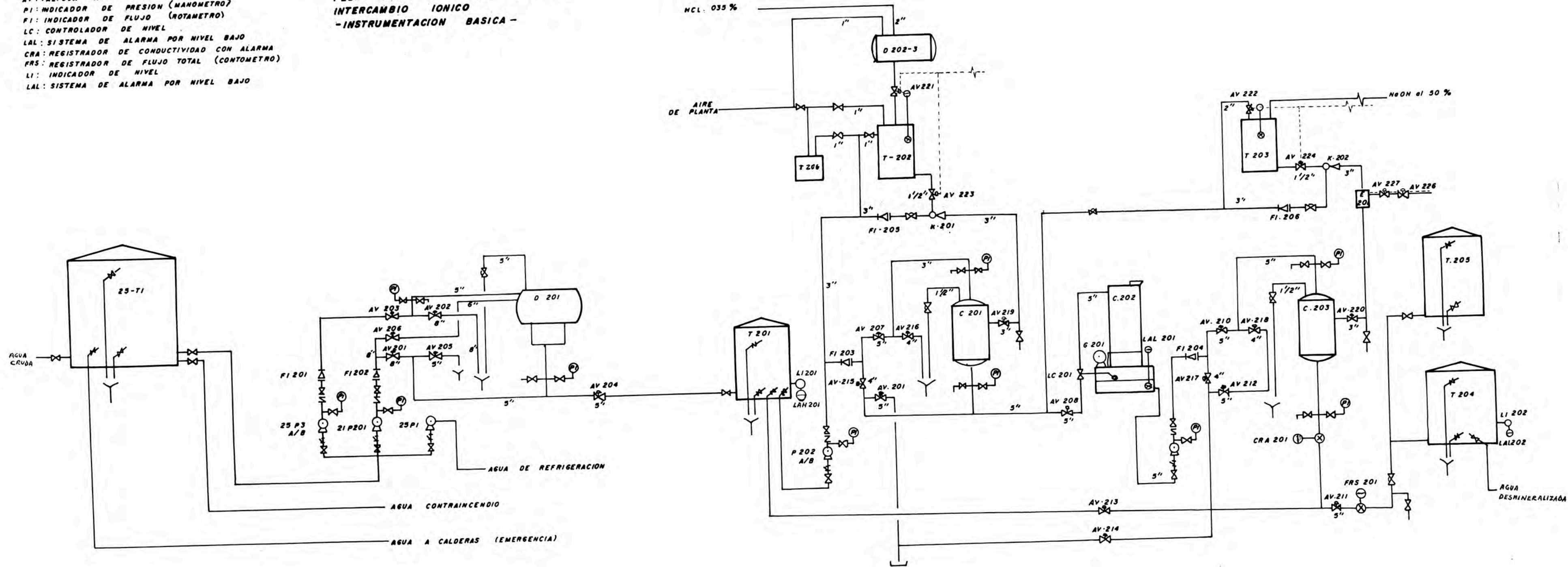
Este tramo es de la salida de la torre aniónica al tanque de agua desmineralizada

	No.	LONG. EQUIVALENTE pies
Carga estática		
Long. Línea (5")		6.35
Long. Línea (6")		4.92
<u>Válv. y Accesorios:</u>		
Válv. gate (5")	1	5.50
Codos 90 (5")	5	45.00
Reducción 6" 5"	1	4.00
Expansión 5" 6"	1	4.00
Tee, TB-TF	2-1	59.00
Válv. control (5")	1	163.83
Expansión brusca (5")	1	28.00
Long. Total (5")		351.53

LEYENDA

- AV: VALVULA AUTOMATICA
- PI: INDICADOR DE PRESION (MANOMETRO)
- FI: INDICADOR DE FLUJO (ROTAMETRO)
- LC: CONTROLADOR DE NIVEL
- LAL: SISTEMA DE ALARMA POR NIVEL BAJO
- CRA: REGISTRADOR DE CONDUCTIVIDAD CON ALARMA
- FRS: REGISTRADOR DE FLUJO TOTAL (CONTOMETRO)
- LI: INDICADOR DE NIVEL
- LAL: SISTEMA DE ALARMA POR NIVEL BAJO

GRAFICO I-2
FLOW SHEET DEL ACTUAL TREN DE
INTERCAMBIO IONICO
- INSTRUMENTACION BASICA -



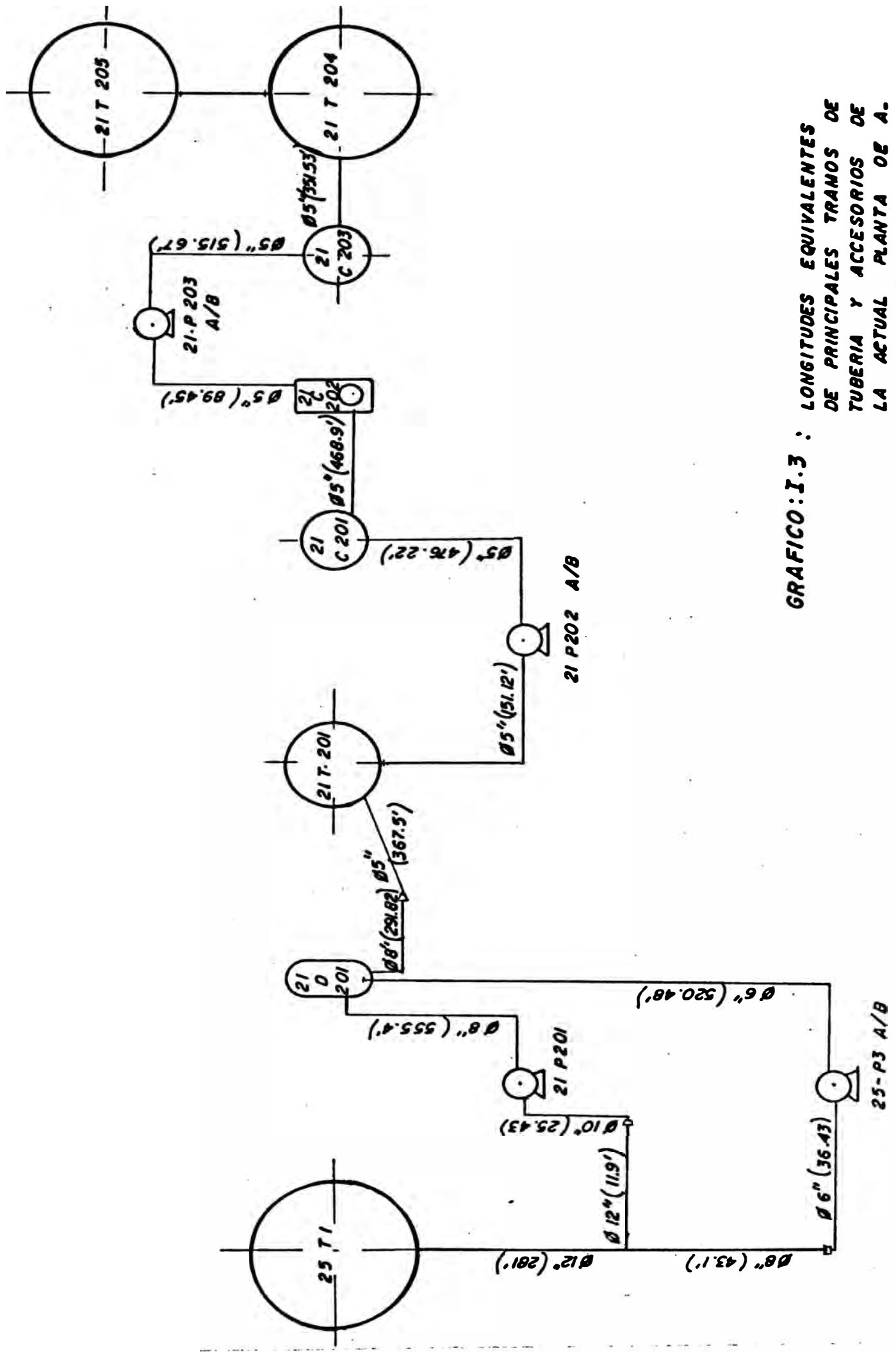


GRAFICO: I.3 : LONGITUDES EQUIVALENTES DE PRINCIPALES TRANOS DE TUBERIA Y ACCESORIOS DE LA ACTUAL PLANTA DE A. GUA DESMINERALIZADA.

CAPITULO II

EVALUACION DE LA UNIDAD ACTUAL DE TRATAMIENTO DE AGUA POR INTERCAMBIO IONICO EN RELAPA

A. I N T R O D U C C I O N

La evaluación de la Unidad de Tratamiento de Agua, por Intercambio Iónico en Relapa, enfoca los siguientes puntos:

La actualización del balance de flujo másico en el diagrama de flujo de servicios industriales.

Cálculo de la performance de los equipos: filtros, torres de intercambio iónico, decarbonatador, para la calidad de diseño de agua cruda y condiciones operativas, actuales.

Caídas de presión en líneas y equipos.

Evaluación de la flexibilidad operativa que ofrece la capacidad de almacenamiento de agua desmineralizada.

Breve evaluación del sistema de agua cruda.

Este Capítulo consta de tres puntos como son los resultados obtenidos (punto B), las conclusiones y recomendaciones (punto C), y los anexos correspondientes en los cuales se dan detalles de cálculos e información en general (punto D).

B. RESULTADOS Y OBSERVACIONES.

1. ACTUALIZACION DEL BALANCE DE MASA EN EL DIAGRAMA DE SS. II.

En el anexo 1 de este capítulo, se procede a actuali

zar el balance de flujo másico de agua desmineralizada y vapor registrado por SS.II.

El flujo actual muestra serias discrepancias con los valores reales. Así tenemos que:

El retorno de condensados de vapor a tanques de agua desmineralizada es de 35,125 (valor real) vs. 6,111 lb/hr. El valor real promedio, fue hallado mediante una corrida de prueba.

El retorno de vapor de baja presión al deareador es de 11,526 (valor real) vs. 40,043 lb/hr, como se viene registrando en los balances de SS.II.

El venteo de vapor en el deareador se estima en 230 vs. 663 lb/hr (2% del total de vapor ingresante).

El flujo promedio normal de agua a calderas es de 115,256 lb/hr (52.39 TM/hr).

La producción máxima promedio de agua desmineralizada es de 32.39 TM/hr a flujo continuo (promedio de los mayores valores registrados en el período 79-81).

En general los valores registrados en el balance de SS.II., son promedios durante el período Dic. 79-Dic 81, cuando las unidades operaban normalmente.

Se considera que el venteo en los degasificadores generalmente es del 2% del total de vapor ingresante en contracorriente con el fluido líquido a degasificar o dearear.

2. ACTUALES CONDICIONES DE OPERACION COMPARADAS CON LAS DE DISEÑO

En el Anexo 2, la tabla II-1 presenta un sumario de

las actuales condiciones de operación comparadas con las de diseño. Actualmente el tren produce un promedio máximo de 32.39 TM/hr de agua desmineralizada (ó 66.3 TM/hr en un ciclo de producción de 5.4 hrs. 2.17 ciclos por día).

La capacidad de diseño del tren fue de 42 TM/hr a flujo continuo (63 TM/hr en un ciclo de producción de 8 hrs, 2 ciclos por día).

Luego hay una disminución de 10 TM/hr a flujo continuo de producción, como puede observarse en la mencionada tabla.

La tabla II-2 muestra en detalle las variaciones en las condiciones de operación que se presentan durante la etapa de regeneración.

La tabla II-3 compara la calidad actual de agua cruda con la original de diseño (dureza total de 907.5 ppm vs. 490 ppm CaCO_3 , respectivamente).

Las severas condiciones de operación afectan la calidad de agua desmineralizada ya que se viene obteniendo agua de 28 umhos de conductividad vs. 20 umhos como máximo que exigen las especificaciones de los calderos.

Más adelante en el Cap. VI, se muestran en la tabla VI-6 la creciente frecuencia de reposición de resinas así como el porcentaje del mismo. Este Capítulo también nos muestra que los costos por reparación de equipos y accesorios y en general los costos operativos de la presente unidad son cada vez mayores.

3. EVALUACION DE LA ACTUAL CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DESMINERALIZADA

En el Anexo 3, se evalúa la flexibilidad operativa de la capacidad de almacenamiento de agua desmineralizada de los tanques 21-T204 y 205.

En el punto 3.2.1. de este anexo, (tabla II-5), se aprecia que para una operación de emergencia el tancaje acumulado para un nivel máximo de 25 pies apenas garantiza unas 5 hrs. de operación. Para una situación de operación normal en las Unidades de procesos, se cuenta con unas 9 hrs. Esto indica que hay muy poca flexibilidad operativa en cuanto a capacidad de almacenamiento.

En el punto 3.2.2. de este anexo, se estima que para las actuales condiciones de flujo la capacidad volumétrica en total debería ser de 672 TM vs. 578 TM con que se cuenta actualmente.

4. ACTUALES EQUIPOS DE INTERCAMBIO IONICO

En el Anexo 4, en la evaluación de los equipos de intercambio iónico, se encuentra lo siguiente:

La evaluación de las torres aniónica y catiónica para diferentes resinas, seleccionadas previamente (de acuerdo a la calidad de agua a obtener), indica que para un volumen máximo permisible de ellas en las torres, sólo garantizarán un ciclo de servicio 5 hrs. aproximadamente, para un flujo de operación de 40 TM/hr (ó 25 TM/hr a flujo continuo, para 3 ciclos/día de producción).

Para el flujo actual de 66.3 TM/hr, el ciclo de servicio recomendado sería de 3.5 hrs. (25 TM/hr

a flujo continuo, para 2.6 ciclos/día de producción).

- Para un flujo de 50 TM/hr, el ciclo de servicio sería de 4 hrs. (ó 25 TM/hr a flujo continuo, para 3 ciclos de producción/día).
- Estos resultados arriba mencionados se muestran en la Tabla II-12.
- En la tabla II-11, se indican las condiciones de operación recomendadas a un flujo de 25 TM/hr a flujo continuo.
- No se efectuaron las corridas de prueba necesarias para verificar este último resultado.

5. TORRE DECARBONATADORA

En el Anexo 5, la evaluación de la decarbonatadora indica lo siguiente:

- Al recalcular el diámetro de la torre, se halla una inundación de 42.4%, para los actuales flujos de agua-aire, luego no habría posibilidades de inundación pero sí una baja eficiencia.
- Al evaluar la caída de presión total en la torre empleando el método clásico Treybal, considerando el deterioro de los anillos Raschig, se halla un valor de 0.05 psi, para efectos de cálculos posteriores se usará el valor de 0.1 psi, valor aún permisible.

En la evaluación se consideró en los cálculos flujos actuales, temperatura promedio en la Refinería, calidad del influente, etc.

6. EVALUACION DE LA CAPACIDAD DEL TANQUE DE AGUA FILTRADA

En el Anexo 6, la evaluación de la actual capacidad del tanque de agua filtrada se realiza considerando una situación crítica de operación. Para ello se asume tres condiciones: que el tanque se halle en su nivel mínimo, el tren en ciclo de producción y que el filtro esté en etapa de regeneración. Como resultado se obtuvo que el volumen remanente en el tanque es mayor que el crítico, lo cual asegura una buena flexibilidad operativa, durante el lapso considerado. Los cálculos de esta evaluación se detallan en este anexo.

7. FILTRO DE AGUA

En el Anexo 7, la evaluación del filtro de arena señala que en la actualidad este equipo no está operando óptimamente por lo siguiente:

Opera a un flujo de 66 TM/hr vs. 60 TM/hr de diseño.

Permite el pase de material orgánico (algas y similares) al tanque de agua filtrada y de éste a la torre catiónica. El material orgánico se forma en el tanque de agua cruda (25-T1) por la escasa labor de mantenimiento en el interior del mismo.

Existe deterioro del lecho de arena puesto que hay presencia de depósitos de partículas finas de arena en el tanque de agua filtrada.

Al evaluar la bomba 21-P201 la cual es usada en la regeneración del filtro, se encuentra que el flujo actual de lavado de superficie del lecho fil

trante es de 330.2 gpm vs. 451.8 gpm de diseño (para una presión de descarga de 40 psig y 38 pies de nivel en el 25-T1). Asimismo el flujo de retro-lavado viene siendo de 1,413 gpm vs. 1,321 gpm de diseño, para una presión de descarga de 30 psig. El flujo de enjuague actualmente es de 300 gpm vs. 264.2 gpm de diseño.

La regeneración se realiza durante media hora/día, con agua cruda del 25-T1.

En 1979, al realizarse una evaluación del mismo, señaló la presencia de degradación del lecho filtrante, contaminación, corrosión en brazos distribuidores y conexiones.

8. SISTEMA DE AGUA CRUDA

En el Anexo 8, se muestra una breve evaluación del actual sistema de agua cruda.

El agua cruda proveniente de los pozos LP-A1 y LP-A2 está destinada principalmente a la planta desmineralizadora y al sistema de refrigeración.

Actualmente a condiciones normales de operación, los pozos con sus nuevos equipos de bombeo, vienen produciendo de 31 a 33.2 lps a flujo continuo. La planta desmineralizadora consume 14.5 lps (52 TM/hr). El sistema de refrigeración requiere 26.5 lps (95.5 TM/hr) cubriendo este actual déficit con agua del pozo LP-A3.

En una prueba de bombeo, operando ambos pozos en paralelo (LP-A1-A2), se ha encontrado que pueden suministrar 44 lps como máximo. En la actualidad se prefiere recurrir al pozo LP-A3 cuando los requerimien-

tos sobrepasan los 33 lps.

En cuanto a la flexibilidad operativa de la producción de los pozos, se tiene que en caso de encontrarse en mantenimiento uno de ellos (LP-A1 o A2) el otro puede abastecer los requerimientos de la planta desmineralizadora. Esto no es recomendable, ya que por especificación técnica de los pozos se recomienda que el ciclo de producción de los mismos no debe ser mayor que 18 horas.

Respecto a la línea de suministro, ésta viene presentando continuos problemas de rotura de tramos de tubería, válvulas, etc., incrementándose los costos por mantenimiento.

Se indica además que el tanque de agua cruda viene presentando una apreciable contaminación tanto orgánica como lodos, etc.

Cabe señalar que se vienen terminando las obras de puesta en servicio del pozo LP-A8, el cual presenta una calidad de agua similar al del pozo LP-A1.

9. CAIDA DE PRESION EN LINEAS-EVALUACION DE BOMBAS

En el Anexo 9, en la tabla II-21, la caída de presión y velocidades para los diferentes tramos de las líneas de la planta desmineralizadora se hallan dentro de los rangos permisibles.

Al evaluar a las bombas principales, se tuvo los siguientes resultados:

La 25-P3B, (agua cruda al tren) puede operar satisfactoriamente para el flujo actual de servicio para un nivel de agua mayor de 30 pies en el tanque

25-T1.

La bomba 21-P201 (agua de regeneración para el filtro) operará satisfactoriamente cuando el tanque de agua cruda 25-T1 tenga un nivel de 36 pies y la presión de descarga se mantenga en 30 psig. Ver el punto 7 del presente anexo.

La bomba 21-P202 A/B, (agua filtrada a la torre catiónica), puede operar a condiciones severas de operación y flujo actual, se requiere que el nivel en el tanque de agua filtrada sea mayor de 10 pies.

Cabe señalar que la actual caída de presión en la torre catiónica es de 12 psi siendo 3 psi lo recomendable por información técnica de resinas cuando se afecta por un factor de 1.3 al valor teórico encontrado, considerando la suciedad presente en los lechos.

La bomba 21-P203 (agua decationada-decarbonatada a la aniónica), operará eficientemente para las condiciones actuales de operación. Puede observarse que el lecho de la torre aniónica actualmente viene soportando una caída de presión excesiva (8 psi vs. 2.6 psi, este último es el valor teórico corregido por un incremento de 30% por presencia de suciedad).

C. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. ACTUALIZACION DEL BALANCE DE MASA EN EL DIAGRAMA DE SS.II.

El balance modificado (al '82) de agua desmineralizada y vapor presenta las siguientes características

cuando las unidades de procesos operan normalmente:

Los retornos de condensados de vapor a los tanques de agua desmineralizada y el de vapor de baja presión al deareador son el 30 y 10% del flujo total de agua a calderas respectivamente.

La producción máximo promedio de agua desmineralizada es de 32.39 TM/hr a flujo continuo.

El flujo promedio normal de agua a calderas es de 115,256 lb/hr (52.39 TM/hr).

El venteo de vapor en el deareador se estima en el 2% del total de vapor de baja presión ingresante al deareador.

2. ACTUALES CONDICIONES DE OPERACION COMPARADAS CON LAS DE DISEÑO

El tren viene operando a máxima severidad y con una calidad de agua cruda muy diferente a la de diseño.

Esta máxima severidad trae consigo lo siguiente:

Se viene obteniendo agua desmineralizada de 28 umhos de conductividad vs. 20 umhos aceptada como máximo por los calderos; de obtenerse la calidad deseada no podría cubrirse los requerimientos de agua desmineralizada actuales.

Una disminución de producción de agua desmineralizada de 10 TM/hr a flujo continuo respecto a al de diseño.

Mayor frecuencia de reposición de resinas así como el porcentaje de reposición.

Un alto costo por mantenimiento de equipos y ac-

cesorios.

Costos operativos de la planta desmineralizadora, cada vez mayores.

3. EVALUACION DE LA ACTUAL CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DESMINERALIZADA

Existe un déficit de 95 TM en la actual capacidad de almacenamiento de agua desmineralizada proporcionada por los tanques 21-T204 y 205, no permitiendo una buena flexibilidad operativa para las actuales condiciones de operación.

4. ACTUALES EQUIPOS DE INTERCAMBIO IONICO

La actual planta desmineralizadora debería operar a una capacidad normal de producción de 25 TM/hr a flujo continuo. Esto equivale a que el tren opere a 50 TM/hr en un ciclo de producción de 4 hrs., y 3 ciclos por día, ó 40 TM/hr en ciclos de producción de 5 hrs. y 3 ciclos por día.

La evaluación considera como bases de cálculo la capacidad máxima de almacenamiento de resinas en cada torre, actual calidad de agua cruda, temperatura promedio de la Refinería, etc.

5. TORRE DECARBONATADORA

Para condiciones actuales de flujo, temperatura, calidad del influente, etc., no presenta problemas de posible inundación pero sí una posible baja eficiencia.

6. EVALUACION DE LA CAPACIDAD DEL TANQUE DE AGUA FILTRADA

Para las actuales condiciones de flujo y operación presenta una buena flexibilidad operativa.

7. FILTRO DE ARENA

Desde la evaluación realizada en 1979, el actual filtro de arena viene presentando el mismo problema de degradación continua del lecho filtrante, contaminación del mismo, corrosión de los brazos distribuidores y conexiones. Las causas son las siguientes:

El flujo para el que fue diseñado es de 60 TM/hr para un ciclo de servicio de 23.5 hrs. de servicio vs. 66 TM/hr para un ciclo de servicio similar.

La calidad de agua cruda actual es de muy alta severidad comparada con la de medianamente severa para la que fue diseñado.

Una deficiente regeneración del mismo puesto que se viene suministrando mayores flujos que los de diseño.

8. SISTEMA DE AGUA CRUDA

El actual sistema de agua cruda no presenta déficit en lo que respecta al abastecimiento para la planta desmineralizadora puesto que cuando tiene que ponerse en mantenimiento uno de los pozos proveedores, el otro puede cubrir los requerimientos, aunque esto no sea óptimo.

Cuando se terminen las obras de puesta en servicio

•
del pozo LP-A8 podrá recurrirse a éste, ya que presenta agua de calidad similar al del pozo LP-A1 obteniéndose una mayor flexibilidad operativa.

Los problemas que viene presentando las líneas de suministro de agua cruda, es el mal estado de tramos de tubería, requiriéndose un estudio de una nueva red (o tramos simplemente) de no conseguirse solución efectiva.

El tanque 25-T1 requiere de mantenimiento, pues a la fecha viene presentando una apreciable contaminación.

9. CAIDAS DE PRESION EN LINEAS-EVALUACION DE BOMBAS

Las caídas de presión en líneas así como las velocidades de flujo caen dentro de los rangos permisibles.

Las caídas de presión en los lechos de las torres de intercambio son excesivas comparadas con las de diseño, aún afectando a las obtenidas teóricamente con un incremento de 30% por presencia de suciedad. Esto indica contaminación en las resinas y como consecuencia degradación física de las mismas.

En general a condiciones normales de operación y flujo actual de servicio las bombas operan sin problema alguno. *

D. A N E X O S

1. ACTUALIZACION DEL BALANCE DE AGUA DESMINERALIZADA Y VAPOR EN EL DIAGRAMA DE FLUJO DE SERVICIOS INDUSTRIALES EN RELAPA

1.1. CONSIDERACIONES PREVIAS

1.1.1. En el Gráf. II-1 puede apreciarse el consumo y producción promedio, de agua desmineralizada y vapor (período Dic. '79-'81) en SS.II.

Los valores a promediar correspondieron cuando las unidades de procesos operaban normalmente.

El valor del flujo de agua a calderas es un promedio de los mayores valores registrados en el mencionado período, no se consideró los registrados en situaciones de emergencia en unidades de procesos.

El valor del flujo de producción de agua desmineralizada corresponde al promedio de los mayores valores durante el mismo período.

1.1.2. El actual balance (a 1981) presenta algunos valores incoherentes, con la realidad, así tenemos:

El flujo de vapor de baja presión al deareador: 40,043 lb/hr vs. 11,256 lb/hr (de diseño)

El retorno de condensados de vapor a tanques de agua desmineralizada: 6,111 lb/hr vs. 35,125 lb/hr, valor promedio resultado de una corrida de prueba.

Agua desmineralizada a unidades de procesos: 1,531 lb/hr vs. 2,420 lb/hr valor obtenido por referencia de la Secc. Operaciones en Relapa.

El venteo de vapor en el deareador: 230 lb/hr vs. 663 lb/hr.

En el diseño de desgasificadores, generalmente se considera que el venteo es el 2% aproximadamente del total de vapor ingresante en contracorriente con el fluído a dearear.

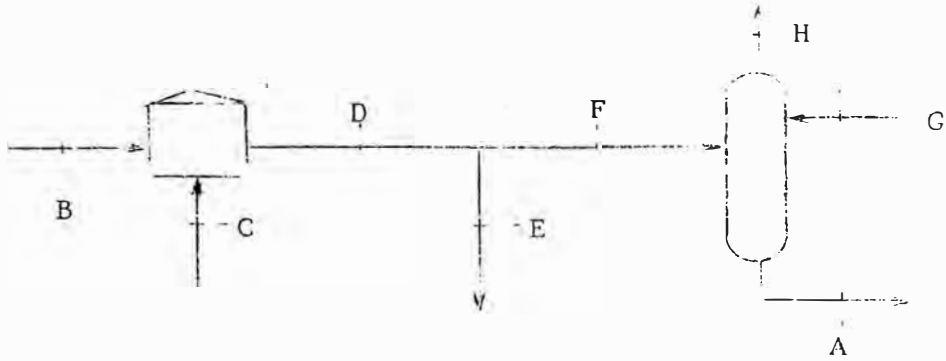
Se tiene como referencia a los Designs Projets de las unidades de procesos que señala que el retorno de vapor de baja presión al deareador es el 13% del total de flujo de agua a calderas. Se asumirá este porcentaje como 10%.

1.2. C A L C U L O S

1.2.1. De no presentar apreciables desviaciones de medición los medidores instalados en los puntos A y B (Gráf. II-1) la producción de agua desmineralizada y agua a calderas respectivamente, teniendo en cuenta lo expuesto en 1.1,^{debe} actualizarse y corregirse en una forma muy aproximada, el balance mencionado:

Haciendo un balance de masa, considerando un sistema abierto y flujos constantes en cada punto, tenemos:

Flujo másico que entra Flujo másico que sale del mismo (II-1)



$$B + C + G = A + H + E$$

Pero:

$$A = 115,256 \text{ lb/hr (52.49 TM/hr)}$$

$$B = 71,256 \text{ lb/hr (32.39 TM/hr)}$$

y

$$G = 0.10 \times A \text{ lb/hr}$$

$$H = 0.02 \times H \text{ lb/hr}$$

$$E = 2420 \text{ lb/hr (1.10 TM/hr)}$$

Luego:

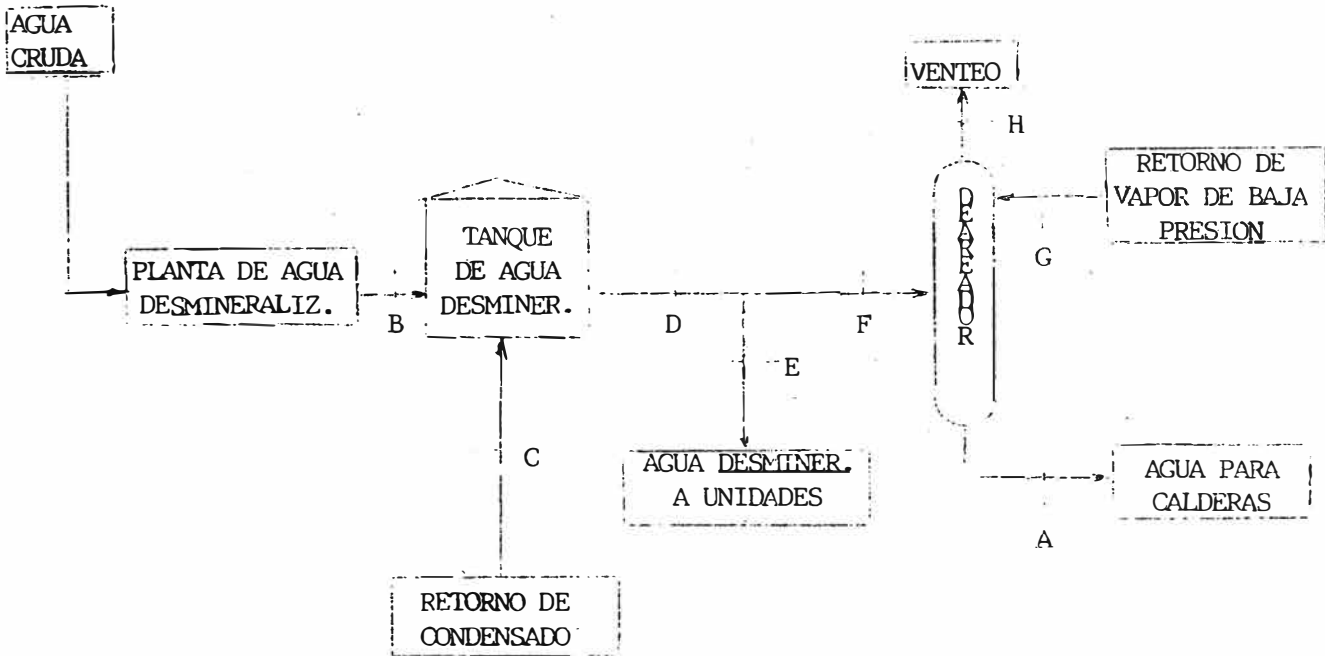
$$C = 35,112 \text{ lb/hr (15.96 TM/hr)}, \text{ de acuerdo con valores experimentales}$$

o también:

$$C = 0.30 \times A$$

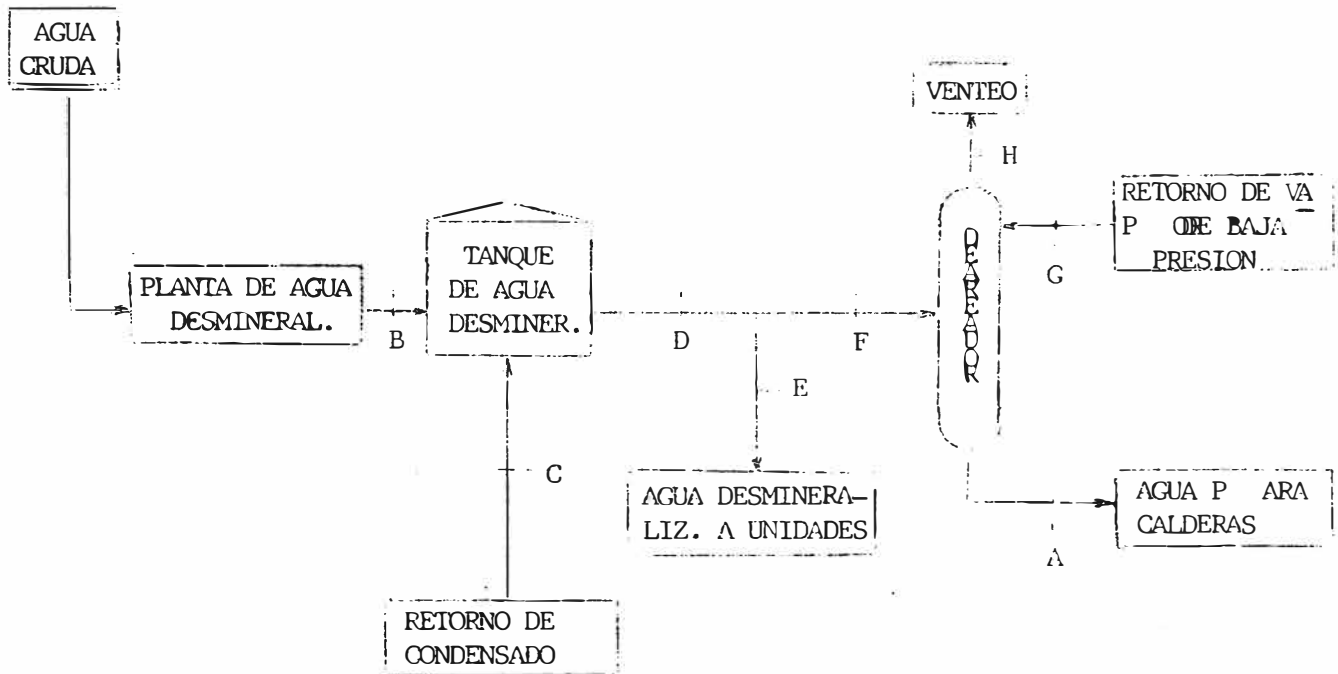
En el Gráf. II-2, puede observarse estos resultados.

GRAFICO II-1: CONSUMO Y PRODUCCION, PROMEDIO, DE VAPOR Y AGUA DESMINERALIZADA (1980-81) EN SS.II.



	A	B	C	E	F	G	H
lb/hr	115,256	71,256	6,111	1,531	75,876	40,043	663
TM/hr	52.39	32.39	2.80	0.70	34.49	18.20	0.30
Fluido (agua)	Agua desmi- neral. Sin oxígeno	Desminera- lizada	Condensado de vapor	Desminera- lizada	Desminera- lizada	Vapor de 2 kilos	Vapor 2K saturado

GRAFICO II-2: CONSUMO Y PRODUCCION, ACTUALIZADOS, DE VAPOR Y AGUA DESMINERALIZADA (1980-81) EN SS.II.



	A	B	C	E	F	G	H
lb/hr	115,256	71,256	35,125	2,420	103,960.5	11,526	230.5
TM/hr	52.39	32.39	15.96	1.10	47.255	5.24	0.105
Fluido (agua)	Desmineralizada sin oxígeno	Desmineralizada	Condensado de vapor	Desmineralizada	Desmineralizada	Vapor de baja presión 2K	Vapor 2K saturado

2. SUMARIO DE CONDICIONES DE OPERACION DEL TREN ACTUAL
COMPARADAS CON LAS DE DISEÑO

TABLA II-1

	UNIDAD	DISEÑO	ACTUAL
. Capacidad de tratamiento, por ciclo de servicio	TM/hr	63.00	66.30
	gpm	277.40	291.90
. Duración del ciclo de servicio o producción	hr	8.00	5.40
. Núm. de ciclos de serv/día	u	2.00	2.17
. Duración del ciclo de regeneración	hr	4.00	4.75
. Núm. de ciclos de reg/día	u	2.00	2.59
. Producción de agua desmineralizada/ciclo	TM	504.00	358.00
. Capacidad máxima a flujo continuo	TM/hr	42.00	32.39
. Capacidad de filtración	TM/hr	60.00	50.00
. Duración del ciclo de regeneración del filtro	hr	0.50	0.50
. Conduct. del agua desmin.	umhos	20.00	28.00
. Resina Catiónica:			
- DIAION SK1B	pie ³	173.00	-.-
- DOWEX HCR-W	pie ³	0.00	190.00
- IONAC C-242	pie ³	0.00	0.00
. Resina Aniónica:			
- DIAION SA-20A	pie ³	176.00	-.-
- IONAC A-550	pie ³	0.00	62.00
- NALCITE SAR	pie ³	0.00	14.00
- DOWEX WGR	pie ³	0.00	109.00
- DOWEX SAR	pie ³	0.00	0.00
. Regenerantes:			
- HCl, al 30%	lb/cic	3788.00	3806.00
- NaOH, al 50%	lb/cic	3179.00	3080.00

TABLA II-3: CALIDAD DE AGUA CRUDA ACTUAL vs. LA DE DISEÑO

IONES	PPM. CaCO ₃		IONES	ppm. CaCO ₃	
	ACTUAL	DISEÑO		ACTUAL	DISEÑO
<u>Cationes:</u>			<u>Aniones:</u>		
Ca ⁺² + Mg ⁺²	907.5	492.0	HCO ₃ ⁻	240.0	210.0
Na ⁺ + K ⁺	120.0	8.0	SO ₄ ⁻²	580.5	195.0
Fe ⁺³	0.0	5.0	SiO ₃ ⁻²	34.5	23.0
			Cl ⁻	172.5	69.0

TABLA II-2: CONDICIONES DE OPERACION PARA REGENERACION DE RESINAS ACTUALES vs. A LAS DE DISEÑO

PROCESO	CONDICIONES ACTUALES			CONDICIONES DE DISEÑO		
	FLUJO gpm	TIEMPO min.	REQ. DE AGUA gal.	FLUJO gpm	TIEMPO min.	REQ. DE AGUA gal.
. Backwash de T. Aniónica, 21-C203	283.3	10	2833	215.8	10	2158
. Backwash de la T. Catiónica, 21-C201	287.3	15	4250	277.4	15	4161
. Asentamiento		5			5	
. Inyecc. de ácido a 21-C201 (agua de dilución)	41.7	30	1250	81.0	30	2430
. Desplazamiento de ácido en 21-C201	83.3	20	1667	88.1	20	2642
. Enjuague: 21-C201	300.0	20	6000	264.2	20	5284
. Inyecc. soda a la 21-C203 (agua dil.)	66.7	60	4000	43.3	60	2596
. Desplaz. de soda	66.7	40	4000	66.1	40	2642
. Enjuague y Recirculación: 21-C203	266.7	40	10667	264.2	40	10568

3. EVALUACION DE LA FLEXIBILIDAD OPERATIVA DE LA CAPACIDAD DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DESMINERALIZADA

3.1. CONSIDERACIONES GENERALES

- 3.1.1. Para evaluar la flexibilidad operativa del sistema de almacenamiento de agua desmineralizada, nos bastará conocer la disponibilidad de horas con que se cuenta de agua desmineralizada, para abastecer a los requerimientos de vapor y agua desmineralizada, durante una situación de emergencia o aquella a condiciones normales de operación.
- 3.1.2. En una situación de emergencia, como en el caso de una caída de tensión, o en una a condiciones normales de operación en la que la producción del tren se ve interrumpida por alguna causa, durante la regeneración por ejemplo, la única fuente de suministro de agua desmineralizada es la almacenada en los tanques 21-T 204 y 205.
- 3.1.3. Será necesario hacer un balance de masa alrededor de los tanques de agua desmineralizada.
- 3.1.4. A condiciones normales, puede utilizarse los datos del balance actualizado (Gráf. II-2), para así evaluar la velocidad de descenso del nivel de agua en los tanques, y encontrar la disponibilidad en horas de agua, antes de llegar a un nivel crítico.
- 3.1.5. Para una condición de emergencia debe considerarse lo siguiente:

El flujo de agua a calderas aumenta en un 20% sobre aquel a condiciones normales o a condiciones normales máximas.

El retorno de condensados disminuye a un valor mínimo de 2.80 TM/hr (Design Projects de Tanques).

Una condición normal máxima, es aquella en la que los requerimientos de vapor por las unidades de Procesos aumentan en un 12%, aproximadamente sobre un requerimiento normal, esto es porque las turbinas están trabajando a máxima capacidad en las unidades, sin que exista necesariamente una situación de emergencia.

3.1.6. Luego, se estimará para verificar, la capacidad de almacenaje de agua desmineralizada, para los actuales requerimientos de agua y vapor, teniendo en cuenta lo expuesto anteriormente.

3.1.7. Para estimar la capacidad de almacenaje de un tanque debe considerarse lo siguiente:

El tanque (o tanques), tiene un volumen crítico, que depende de su ubicación en la planta, para el caso de los tanques 21-T 204 y 205, el volumen crítico es el correspondiente a 7' de altura a partir del piso.

El volumen total debe contener al volumen de agua necesaria para los requerimientos de agua y vapor, durante el tiempo que dura la regeneración del tren.

Además, debe considerarse, el volumen de

agua necesaria, cuando ocurre una caída de tensión o una situación de emergencia, puede asumirse que dicha situación tiene lugar durante un período de 4 horas (datos estadísticos indican que ha ocurrido emergencias hasta de 3.5 hrs.)

El tanque debe ofrecer un espacio libre, en caso de presencia de gases, puede asumirse como el correspondiente a la altura de 20/80 de la altura efectiva.

3.2. CALCULOS

3.2.1. Flexibilidad Operativa de la Capacidad de Almacenamiento de Agua Desmineralizada

a. Datos

Nivel en los tanques 21-T 204 y 205 (volumen disponible en ambos tanques, TM): 23'(531.1), 21'(484.9), 19'(438.7), 14'(323.0), 10'(230.5).

Volumen crítico (7' en 21-T 204 y 205)
161.15

$\Delta V, (TM) = \text{Volumen disponible en } x' \text{ de nivel} - \text{volumen crítico.}$

Del Gráf. II-2, y consideraciones anteriores, tenemos: (en TM/hr)

TABLA II-4

	Op. Norm. (1)	Op. Norm. Máx. (2)	Op. Emerg. 1	Op. Emerg. 2
A	52.39	58.69	62.87	70.41 (a)
C	15.96	15.96	2.80	2.80
G	5.24	5.24	5.24	5.24
H	0.10	0.10	0.10	0.10
E	1.10	1.10	1.10	1.10
D	48.35			

Op. Norm (1): Operación Normal, en todas las Unidades de Procesos.

Op. Norm. Máx. (2): Operación Normal Máxima, ej. turbinas a máxima capacidad.

Op. Emerg. 1: Operación de Emergencia, que ocurre cuando la planta estaba operando normalmente.

Op. Emerg. 2: Operación de Emergencia que ocurre cuando la planta estaba operando a condiciones normales máximas.

(a) Valor alcanzado por calderas y calderetas feb. 79, feb 80, en período 77-79, se alcanzó el valor de 72.2 TM/hr: Seminario Téc. sobre Tratamiento de Aguas Indust., 19-23 Nov. 1979, Petroperú.

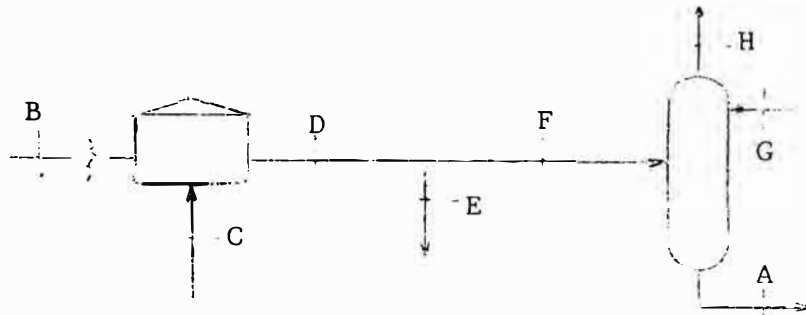
b. Cálculos

b.1. Para un nivel de 23 (la producción del tren se interrumpe cuando en los tanques, se ha alcanzado 23' de nivel de agua):

$$\Delta V = 531.1 - 161.15 = 369.95 \text{ (TM)}$$

. Flujo de descenso: = D + C (TM/hr)

. En el diagrama:



b.1.1. Considerando el caso de operación Normal:

Haciendo un balance de masa, en el deaerador, hallamos F:

$$F = A + H - G$$
$$\text{ó } F = 52.39 + 0.10 - 5.24$$
$$F = 47.25 \quad (\text{TM/hr})$$

Luego, D será:

$$D = E + F$$
$$D = 1.1 + 47.25$$
$$D = 48.35 \quad (\text{TM/hr})$$

Flujo de descenso = $(48.35 - 15.96) \cdot 32.39$, Tm/h

$$\Delta V = 369.95 \text{ TM}$$

Horas disponibles de agua desmineralizada, por 15% de seguridad: (HDDAD)

$$\text{HDDAD} = \frac{369.95}{32.39 \times 1.15}$$
$$\text{HDDAD} = 9.93 \text{ hrs.}$$

b.1.2. Considerando el caso a operación Normal Máxima

Con los datos de la Tabla CII-4 y siguien-

do el mismo procedimiento para el caso anterior, puede hallarse:

$$F = 53.55 \text{ TM/hr}$$

$$\text{y } D = 54.65 \text{ TM/hr}$$

$$\text{Flujo de descenso} = (54.65 - 15.96) 38.69, \text{ TM/hr}$$

$$\Delta V = 369.95 \text{ TM}$$

$$\text{HDDAD} = 369.95/38.69 \times 1.15$$

$$\text{HDDAD} = 8.31 \text{ hrs.}$$

Las horas disponibles de agua desmineralizada, a condiciones normales, promedio, será

$$\text{HDDAD } 1 = 9.93 + 8.31/2$$

$$\text{HDDAD } 1 = 9.12 \text{ hrs.}$$

- b.1.3. Considerando el caso de una Operación de Emergencia, que ocurre cuando la planta estaba operando normalmente:

Siguiendo el mismo procedimiento del primer caso, se tiene:

$$F = 57.73 \text{ TM/hr}$$

$$D = 58.83 \text{ TM/hr}$$

$$\text{Flujo de descenso} = (58.83 - 2.8) 56.03 \text{ TM/hr}$$

$$\Delta V = 369.95 \text{ TM}$$

Horas disponibles de agua desmineralizada,

$$\text{HDDAD} = 369.95/56.03 \times 1.15$$

$$\text{HDDAD} = 5.74 \text{ hrs.}$$

- b.1.4. Considerando el caso de una Operación de Emergencia, que ocurre cuando la planta estaba operando a condiciones normales máximas igualmente, puede hallarse:

$$F = 65.27 \text{ TM/hr}$$

$$D = 66.37 \text{ TM/hr}$$

$$\text{Flujo de descenso} = (66.37 - 2.8) 63.57 \text{ TM/hr}$$

$$\Delta V = 369.95 \text{ TM}$$

Horas disponibles de agua desmineralizada:

$$\text{HDDAD} = 369.95/63.57 \times 1.15$$

$$\text{HDDAD} = 5.06 \text{ hrs}$$

Las horas disponibles de agua desmineralizada, en una situación de emergencia, (promedio), serán:

$$\text{HDDAD } 2 = 5.74 + 5.06/2$$

$$\underline{\underline{\text{HDDAD } 2 = 5.4 \text{ hrs.}}}$$

b.1.4. De esta forma puede elaborarse la tabla II-5 dada a continuación:

TABLA II-5

PIES	23'	21'	19'	14'	10'
NIVEL					
Vol. Acumulado, TM	531.10	484.90	438.70	323.00	230.50
ΔV , TM	369.95	323.75	277.55	161.85	69.35
HDDAD 1 Hrs. disponibles promedio: Op. Normal	9.12	7.99	6.84	4.00	1.71
HDDAD 2 Hrs. disponibles promedio: Op. Emergencia	5.41	4.72	4.00	2.36	1.01

OBSERVACION:

HDDAD: Horas disponibles de agua desmineralizada.

3.2.2. Evaluación de la Capacidad de Almacenamiento de Agua Desmineralizada para requerimientos actuales de Agua y Vapor

a. Datos

a.1. A fines de 1981, se tiene los siguientes datos promedio, del tren actual:

- Tiempo de duración del ciclo de regeneración, considerando el tiempo muerto antes y después de ella = 4.75 hrs.

- Del punto 3.2.1 (TM/hr):

	<u>Op. Normal</u>	<u>Op. Emerg.</u>
Consumo (D)	48.35	66.35
Retorno de condensados (C)	15.96	2.8

- Volumen de agua/pie de altura, en ambos tanques 204 y 205 = 23.10 TM.

b. Cálculos

b.1. La capacidad de almacenamiento, para las condiciones actuales de refinación deberá comprender los siguientes volúmenes:

- Volumen crítico
- Volumen de emergencia
- Volumen de regeneración
- Volumen libre

b.2. VOLUMEN CRITICO: 161.15 (para 7' de altura, asumiendo dos tanques de diámetros similares a los 21T204 y 205).

b.3. VOLUMEN DE EMERGENCIA: Asumiendo una emergencia de 4 horas:

$$\begin{aligned} - \text{Vol. de Emerg.} &= 4 \text{ hrs. } (66.38-2.8) \text{ TM/hr} \\ &= 254.32 \text{ TM} \end{aligned}$$

b.4. VOLUMEN DE REGENERACION:

$$\begin{aligned} - \text{Vol. de Regener.} &= 4.75 \text{ hrs. } (48.35-15.96) \text{ TM/hr} \\ &= 153.85 \text{ TM} \end{aligned}$$

b.5. VOLUMEN LIBRE:

$$\begin{aligned} - \text{Vol. Libre} &= (254.32 + 153.85) \times \frac{20}{80} \\ &= 102.04 \text{ TM} \end{aligned}$$

b.6. VOLUMEN TOTAL REQUERIDO: (Asumiendo dos tanques que tienen los mismos diámetros de los 21-T 204 y 205)

Vol. Crítico	:	161.15	TM
Vol. Emergencia	:	254.32	"
Vol. Regenerac.	:	153.85	"
<u>Vol. Libre</u>	<u>:</u>	<u>102.04</u>	<u>"</u>
Vol. Total	:	671.36	TM

b.7. DEFICIT DE VOLUMEN DE TANCAJE:

Volumen disponible (25')	:	577.31	TM
<u>Volumen Requerido</u>	<u>:</u>	<u>671.36</u>	<u>"</u>
Déficit de Volumen	:	94.05	TM

Por cada pie de nivel en ambos tanques (204 y 205), se tiene 23.1 TM, luego será necesario adicionar un nivel de $(94.05/23.1) 4.07'$ (1.24 mt.) sobre los 25', en ambos tanques,

4. EVALUACION DE LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO IONICO

4.1. Bases de Cálculo

La evaluación de los equipos de intercambio ióni-

co, utilizando el Método Applebaum, se hará teniendo en cuenta lo siguiente:

Análisis de Agua Cruda, en la tabla II-6, se indica el actualizado.

Calidad de Agua a Obtener, se muestra en la tabla II-7, se obtuvo de acuerdo a las especificaciones de agua a calderos. Asimismo, en la tabla II-9, se indica la calidad del influente y efluente para cada equipo.

Flujo de Agua a Tratar, la evaluación se hará para el actual, a 50 y 40 TM/hr.

Datos de Diseño de los Equipos, los necesarios para el caso se indican en la Tabla II-8.

Resina en cada intercambiador, con respecto a esto, se tiene lo siguiente:

No se conoce el volumen exacto de cada intercambiador.

Hay mezcla de resinas en ambas torres.

Las torres serán evaluadas para las resinas, cuyas características se dan en las Tablas II-13 a 16.

Características de las soluciones regenerantes, a una temperatura de diseño, se indican en la Tabla II-17.

TABLA II-6: ANALISIS ACTUAL DE AGUA CRUDA

IONES	ppm. CaCO ₃	IONES	ppm. CaCO ₃
<u>Cationes:</u>		<u>Aniones:</u>	
Ca ⁺²	670.0	HCO ₃ ⁻²	240.0
Mg ⁺²	237.5	SO ₄ ⁻²	580.5
Na ⁺	110.0	Cl ⁻¹	172.5
K ⁺	10.0	SiO ₃ ⁻²	34.5
H ⁺	0.0	OH ⁻	0.0
Total	1,027.5		1,027.5

TABLA II-7: ANALISIS DE AGUA A OBTENER

	UNIDAD	MIN-MAX	PROMEDIO
pH		7 - 9	8.6
Dureza Total	ppm. CaCO	0 - 6	5.4
Alcalinidad-M	"	0 - 50	5.5
Cloruros	"	1 - 5	4.9
Silica	ppm. SiO ₂	0 - 1.5	1.06
Materia Orgánica	ppm.	0	0.0
S T D	ppm.	0 - 2	1.5
CO ₂	ppm.	0	0
Conductividad	umhos	0 - 20	

TABLA II-8: DATOS DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS DE INTER-
CAMBIO IONICO

<u>E S P E C I F I C A C I O N</u>	<u>T. CATIONICA</u>	<u>T. ANIONICA</u>
. Diámetro Interno, pies	7.54	8.20
. Area, pies ²	44.70	52.81
. Altura recta, shell, pies	8.00	8.00
. Altura recta del shel, para resina (expandida), pie	3.96	3.43
. Volumen disponible para resina expandida, pies ³	177.24	181.15
. Altura de la superficie del lecho de la resina expandida (máx) al distribuidor, pulg.	7.28	5.71

TABLA II-9: CALIDAD DEL INFLUENTE Y EFLUENTE EN LOS EQUIPOS DE DESMINERALIZACION

IONES	A	B	C
Ca ⁺²	670.0	0.0	0.0
Mg ⁺²	237.5	0.0	0.0
Na ⁺	110.0	2.0	2.0
K ⁺	10.0	0.0	0.0
H ⁺	0.0	0.0	0.0
TC	1,027.5	2.0	2.0
HCO ₃ ⁻	240.0	0.0	0.0
OH ⁻	0.0	0.0	2.0
SO ₄ ⁻²	580.5	580.5	0.0
Cl ⁻	172.5	172.5	0.0
SiO ₃ ⁻²	34.5	34.5	0.0
TA	1,027.5	787.5	2.0
SiO ₃ ⁻²	34.5	34.5	0.0
CO ₂	-. -	6.0	0.0

OBSERVACIONES:

A : Agua cruda antes de entrar a la catiónica (ppm. CaCO₃)

B : Agua decationada-decarbonatada a la aniónica (ppm. CaCO₃)

C:: Agua desmineralizada, saliendo de la aniónica (ppm. CaCO₃).

TC: Total de cationes

TA: Total de aniones

TABLA II-10: DATOS PARA HALLAR LA CAPACIDAD DE LAS RESINAS EN LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO IONICO

UNIDAD ANIONICA	UNIDAD CATIONICA
<p><u>TEA:</u></p> <p>$\text{CO}_2 = 5 \text{ ppm} \cdot 1.13 = 6 \text{ ppm CaCO}_3$</p> <p>$\text{SiO}_3^- = 34.5 \text{ ''}$</p> <p><u>TMA:</u></p> <p>$\text{SO}_4^- = 580.5 \text{ ppm CaCO}_3$</p> <p>$\text{Cl}^- = 172.5 \text{ ''}$</p>	<p><u>TC:</u></p> <p>1,027.50 ppm CaCO_3</p> <p>60.10 gr/gal</p> <p>$\% (\text{Na} + \text{K}) = \frac{110}{1,027.5} = 12\%$</p> <p>$\% \text{ Alk} = \frac{240}{1,027.5} = 23.4\%$</p>
<p><u>TEA:</u> = 793.5 ''</p> <p>= 46.4 gr/gal</p> <p>$\% \text{ SiO}_3^- = \frac{34.5}{793.5} = 4.35\%$</p> <p>$\% \text{ Acidos débiles} = \frac{(6 + 34.5)}{793.5} = 5.1\%$</p> <p>$\% \text{ Cl} = \frac{172.5}{793.5} = 22\%$</p> <p>$\text{SiO}_3^{2-}$, fuga deseada... 0 ppm CaCO_3</p>	<p>Fuga catiónica, permitida:</p> <p>$\frac{2}{1,027.5} \times 100 = 0.2\%$</p>

OBSERVACIONES:

TEA: Total de aniones intercambiables

TMA: Total de radicales aniónicos de ácidos fuertes.

4.2. CALCULOS

4.2.1. EVALUACION DE LA TORRE ANIONICA

a. Performance del equipo:

- a.1. Tipo de unidadLecho Simple
- a.2. Resina: DOWEX SAR, fuertemente básica, tipo 1
- a.3. Flujo máximo de agua a tratar:
(asumido) TM/hr 50.00
..... gal/hr 13,208.00
- a.4. Volumen necesario de resina:
(considerando 15% por expansión y pérdidas)
 $181.15 \text{ pie}^3 / 1.15 \dots \text{pie}^3 \dots \dots \dots 157.52$
- a.5. Kgr de aniones a intercambiar:
 $15.81 \frac{\text{Kgr}}{\text{pie}^3} \times 157.52 \text{ pie}^3 \dots \text{kgr} \dots \dots 2,490.42$
- a.6. Mgalones de agua a tratar:
 $2,490.42 \text{ kgr} / 46.4 \text{ gr/gal}_{\text{TEA}} \dots \text{Mgal} \dots \dots 53.673$
- a.7. Horas de producción por volumen de resina:
 $53,673 \text{ gal} / 13,208.55 \text{ gal/hr} \dots \text{hrs} \dots \dots 4.05$
- a.8. Volumen de diseño de resina:
Asumiendo un 10% de reposición anual de resina
(fabricantes de resina señalan 10% como máximo de pérdidas de resinas fuertemente básicas)
 $157.52 \times 1.10 \dots \dots \text{pie}^3 \dots \dots \dots 173.27$
- a.9. Espacio libre para expansión reversible, por reacción de intercambio:
 $(181.15 - 157.52) \text{ pie}^3 / 157.52 \text{ pie}^3 \dots \dots \% \dots 15.00$
- a.10. "De la misma forma, podrá evaluarse la torre aniónica para otro flujo y resina".

b. Condiciones de Operación recomendadas durante la Regeneración de la Torre Aniónica

b.1. Volumen de resina:

$$157.52 \text{ pie}^3 \times 1.10 \dots\dots\dots \text{pie}^3 \dots\dots\dots 173.27$$

b.2. Cantidad de regenerante:

(Incremento de 16% para evitar la dilución de la soda al 4%, por el volumen de agua presente en el lecho)

$$4 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3} \times 173.27 \text{ pie}^3 \times 1.16, \dots \text{lbs} \dots\dots\dots 803.97$$

b.3. Etapas de la Regeneración:

Backwash

. Flujo	gpm.(gpm/pie ²)	...	215.77(4.08)
. Tiempo	min	10.00
. Volumen de agua	gal	2,158.00
. Expansión en el lecho ...	%	75.00

Inyección de Soda

. Volumen de solución de NaOH al 4%			
693.08 lbs/0.345 lbs/gal...	gal	2,008.93
. Flujo de inyección de soda al 4%			
(0.20 $\frac{\text{gpm}}{\text{pie}^3}$ 173.27 pie ³) ..	gpm	34.65
. Tiempo de inyección de soda al 4%			
2,008.93 gal/34.65 gpm	min	58.00
. Volumen de solución de NaOH al 20%			
693.08 lbs/2.018 lb/gal ...	gal	343.45
. Flujo de inyección de soda al 20%			
343.45 gal/58 min	gpm	5.92

Volumen de agua decationada para dilución
(2,008.93 - 343.45) gal, gal 1,665.50
Flujo de agua de dilución
1,665.5 gal/58 min gpm 28.72

Enjuague Lento o Desplazamiento del Regenerante

Flujo gpm 28.72
Volumen de agua de enjuague (mínimo):
(0.45 x 173.27 + (181.15 - 173.27) + 0.5 x 52.81) x 7.48
gal 878.18
Tiempo de desplazamiento min. 40.00
(igual de diseño)
Volumen de agua para enjuague lento:
28.72 gpm 40.00 min. gal. 1,148.80

Enjuague y Recirculación

Flujo gpm. 264.20
(igual a diseño)
Tiempo (enjuague y recirculación), min. 40.00
(igual a diseño)
Volumen de agua
264.20 gpm 40 min. gal.10,568.00
(Volumen mínimo: $50 \frac{\text{gal}}{\text{pie}^3} 173.27 \text{ pie}^3 - 8,670 \text{ gal}$)
Volumen de agua a desecho gal. 5,284.00
Volumen de agua de enjuague a recirc. gal. 5,284.00
Tiempo aproximado de recirculación, mín. 10.00

4.2.2. EVALUACION DE LA TORRE CATIONICA

a. Performance del equipo

a.1. Unidad Lecho Simple

a.2. Resina:..... IONAC C-242, fuertemente ácida

a.3. Volumen de agua a producir por ciclo:

. Agua para regenerar la aniónica
(Asumiendo que sólo se logra recircular la
mitad de lo esperado):
15,540.30-5,284/2), ...gal.....12,898.30

. Agua de servicio
(13,208.55 x 4.05)gal53,673.00

. Total gal66,571.3
Mgal 66.5

a.4. Cationes a intercambiar
66.57 Mgal x 60.1 gr/gal .. Kgr. 4,000.93

a.5. Volumen de resina, necesario:
4,000.93 kgr/23.26 kgr/pie³ , pie³ .. 172.00

a.6. Volumen de "diseño" de resina,
(para un 2.5% de reposición anual)
1.025 x 172.00 pie³ .. pie³ 176.30

a.7. Volumen disponible para resina catiónica
..... pie³ 177.24

a.8. Espacio libre para expansión reversible, por
reacción de intercambio:
 $(177.24 - 172.00 + \frac{(7.28 - 6)}{12} 44.7)/172.00$..% 6.00

a.9. "En igual manera, para otro volumen de agua
a producir y para otra resina puede evaluarse
la torre catiónica".

b. Condiciones de Operación recomendadas durante la Regeneración de la Torre Catiónica

b.1. Volumen de resina, pie³ 176.30

b.2. Cantidad de Regenerante:

(Incremento de 15% de ácido, para evitar dilución
5 lbs x 176.30 pie³ x 1.15 = 881.5 x 1.15),

lbs. 1,013.75

b.3. Etapas de la Regeneración:

Retrolavado (o Backwash):

. Flujo ... (gpm/pie²) gpm ... (6.22) 277.42
(igual a diseño)

. Tiempo min 15.00

. Volumen de agua gal 4,161.00

. Expansión del lecho % 51.00

Inyección de Acido

. Volumen de solución de HCl al 5%:

881.5 lbs/0.424 lbs/gal gal 2,079.00

. Tiempo de inyección de HCl al 5%, min. 30.00

. Flujo de inyección de HCl al 5%, gpm .. 69.30
(gpm/pie³). (0.40)

. Volumen de solución de HCl al 30%

881.5 lb/2.877 lb/gal .. gal 306.40

. Flujo de inyección de HCl al 30%

306.4 gal/30 min. min 10.21

. Volumen de agua de dilución

(2,079.00 - 306,40) gal. gal 1,772.60

. Flujo de agua de dilución

2,079.00 gal/ 30 min ... gpm 59.10

TABLA II-11: CONDICIONES DE OPERACION RECOMENDADAS

RESINAS	IRA 410 - DOWEX HCR-W			DOWEX SAR - DOWEX HCR-W			IRA 410 - IONAC C-242			CONDIC. OPERAC. PROMEDIO			IRA 410 - IRA 120 (x)		
	FLUJO	TIEMPO	VOLUMEN	FLUJO	TIEMPO	VOLUMEN	FLUJO	TIEMPO	VOLUMEN	FLUJO	TIEMPO	VOLUMEN	FLUJO	TIEMPO	VOLUMEN
	(TM/hr)	(hr)	Gal	(TM/hr)	(hr)	Gal	(TM/hr)	(hr)	Gal	(TM/hr)	(hr)	Gal	(TM/hr)	(hr)	Gal
CONDICIONES DE OPERACION	gpm	min.	(TM)	gpm	min.	(TM)	gpm	min.	(TM)	gpm	min.	(TM)	gpm	min.	(TM)
I. OPERACION DE SERVICIO	(50)	(4.30)	(215)	(50)	(4.06)	(200)	(50)	(4.3)	(215)	(50)	(4)	(200)	(50)	(5.14)	(255)
II. OPERACION DE REGENERACION															
. Retrolavado de T. Aniónica	158.4	10	1,584	216	10	2,160	158.4	10	1,584	180	10	1,800	160	10	1,600
. Retrolavado de T. Catiónica	313.0	15	4,695	313	15	4,695	277.4	15	4,161	300	15	4,500	268	15	4,020
. Asentamiento de T. Catión.		5			5										
. Regeneración de T. Catión.															
- Inyección de Acido:															
HCl al 5%	85.4	23.6	2,016	85.9	23.6	2,028	70.0	30	2,100	86.0	30	2,580	112.6	30	3,378
HCl al 30%	12.6		-297	12.7		300	10.2		306	12.7		380	16.6		498
Agua de Dilución	72.7		1,719	73.2		1,728	159.8		1,794	73.3		2,200	96.0		2,880
- Enjuague lento	72.7	30	2,184	73.2	30	2,196	59.8	30	1,794	73.3	30	2,200	96.0	30	2,880
- Enjuague	341.0	20	6,820	341.0	20	6,820	350	20	7,000	264	20	5,280	268.5	20	5,370
. Regeneración de T. Aniónica															
- Inyección de Soda:															
NaOH al 4%	43.7	46	2,009	34.6	58	2,009	43.7	46	2,009	40.0	60	2,400	87.0	60	5,220
NaOH al 20%	7.5		344	5.9		344	7.5		344	6.8		410	14.9		892
Agua de Dilución	36.2		1,665	28.7		1,665	36.2		1,665	33.2		1,990	72.1		4,328
- Enjuague lento	36.2	40	1,448	28.7	40	1,148	36.2	40	1,448	33.2	40	1,328	72.1	40	2,884
- Enjuague y Recirculación	260.0	40	10,400	264.2	40	10,568	260.0	40	10,400	260.0	40	10,400	260.0	40	10,400

(x) Resinas a máxima capacidad y máximo nivel de regenerante.

TABLA II-12: EVALUACION DE LAS ACTUALES TORRES DE INTERCAMBIO IONICO PARA DIFERENTES RESINAS

R. ANIONICA		R. CATIONICA		RESINAS ANIONICA - CATIONICA	FLUJO TM/hr	CICLO DE PRODUCCION hrs.	VOLUMEN DE R. ANION-R. CATIO. pie ³ - pie ³
CAPACIDAD Kgr/pie ³	NIV. REG. lb NaOH /pie ³ 100%	CAPACIDAD Kgr/pie ³	NIV. REG. lb HCl /pie ³ 100%				
16.72	4.00	23.90	5	IRA 410/DOWEX HCR-W	40	5.37	173.27 - 170.6
15.81	4.00			DOWEX SAR/IONAC C-242	40	5.07	173.27 - 176.30
14.14	4.00			IONAC A550/IRA 120	40	4.54	173.27
16.72	4.00	23.90	5	IRA 410/DOWEX HCR-W	50	4.30	173.27 - 170.56
15.81	4.00	23.26	5	DOWEX SAR/IONAC C-242	50	4.06	173.27 - 176.30
14.14	4.00	22.60	5	IONAC A-550/IRA 120	50	3.63	173.27 -
				IRA 410/IONAC C-242	50	4.30	173.27 - 175.25
				IRA 410/IRA 120	50	4.30	173.27 - 180.33
				DOWEX SAR/DOWEX HCR-W	50	4.06	173.27 - 171.60
				DOWEX SAR/IRA 120	50	4.06	173.27 - 181.46
				IONAC A-550/DOWEX HCR-W	50	3.63	173.27
				IONAC A-550/IONAC C-242	50	3.63	173.27
16.72	4.00	23.90	5	IRA 410/DOWEX HCR-W	66	3.26	173.27 - 170.56
(x) 19.90	10.00	29.00	8	IRA 410/IRA 120	66	3.89	173.27 - 178.00
(x) 19.90	10.00	29.00	8	IRA 410/IRA 120	50	5.14	173.27 - 178.00
				IRA 410/IONAC C-242	50	5.14	173.27 - 182.25
18.10				DOWEX SAR/IRA 120	50	4.65	173.27 - 177.60

(x) Resinas a máxima capacidad

TABLA II-13: 1. CARACTERISTICAS GENERALES DE LAS RESINAS ANIONICAS

R E S I N A	IRA-410	DOWEX-SAR	IONAC A-550	DOWEX-WGR
1. Tipo	Gel, F.B, Tipo II	Gel, F.B, Tipo II	Gel, F.B, Tipo II	Gel, D.B.
2. Estructura Polimérica				
3. Forma Física	Partíc. esféric.	Partíc. esféric.	Partíc. esféric.	Partíc. esféric
4. Coeficiente de Uniformidad, máx.	1.80	1.67		1.
5. Densidad de Embarque, lbs/pie ³	44.00	44.00		43.00
6. Contenido de Humedad, %	38-43	38-45		50.00
7. Tamaño de partícula: (wet)				
U.S. Standard Screens, mesh	20-50	20-50		20-40
8. Hinchamiento por reacción, completa; Cl ⁻ - OH ⁻ , %	210	20		20-25
9. Capacidad mín. total, (1) Kgr/pie ³	29.40	29.40		25.00
10. Capacidad (2), Kgr/pie ³	16.72	15.81	14.14	
Kg/lt	38.26	36.20	32.36	
11. Nivel de Regeneración (3)				
NaOH a 100%, lbs/pie ³	4.00	4.00	4.00	3.00
12. Concentración (Reg), %				
13. Temperatura (Reg), °F				
14. Capacidad máxima	19.90	18.10		
15. Nivel de Regeneración Máximo	10	10.00		

TABLA II-14: 2. CONDICIONES DE OPERACION RECOMENDADAS PARA RESINAS ANIONICAS

R E S I N A	IRA 410	DOWEX-SAR	DOWEX-WGR
1. Rango de pH	0-14	0-14	0-7
2. Temperatura serv. máxima, forma CH^- , °F	105	100	200
3. Profundidad mínima del lecho, pulg.	24	30	30-48
4. Operación de servicio			
Flujo gpm/pie ²	2-4	2	2
ΔP /pie 80°F	0.17-0.35		
5. Operación de Regeneración			
Retrolavado			
Flujo (°F), gpm/pie ²	(70), 3	3-4	5-6
Expansión del lecho, %	50-75	50-75	50
Tiempo mín.	10		
Inyección del Regenerante			
Flujo gpm/pie ³	0.25-0.50	0.13-0.25	0.5
Concentración, %	4	2-4	4
Temperatura máx., °F	120	95	
Tiempo			
Enjuague lento			
Flujo gpm/pie ³	0.25-0.50	0.13-0.25	0.5
Volumen, gal US/pie ³			
Enjuague			
Flujo gpm/pie ³	1.5	1-1.6	1.0
Volumen Total de Agua-Enjuague gal US/pie ³	75.	50.	90.

II-15: 1. CARACTERISTICAS GENERALES DE LAS RESINAS CATIONICAS

R E S I N A	IONAC C-267	DOWEX HCR-W	IONAC C-242	IRA 120
1. Tipo	Gel, F.A.	Gel, F.A.	Gel, F.A.	Gel, F.A.
2. Estructura Polimérica	Estireno Retic.: DVB	Estireno Ret.: DVB	Estireno Retic.: DVB	Estireno DVB
3. Forma Física	Partíc. Esféric.	Partíc. Esféric.	Partíc. Esféric.	Partíc. Esfér.
4. Coeficiente de Uniformidad, máx.				1.8
5. Densidad de Embarque, lbs/pie ³	50	50	52.00	53
6. Contenido de Humedad, %	45-47	51-54	45-47	44-48
7. Tamaño de Partícula, (Wet) U.S. Standard Screens, Mesh	16-40	20-50	16-40	16-50
8. Hinchamiento por Reacción Completa Na ⁺ → H ⁺ , %	5		5	
9. Capacidad útil, Kgr/pie ³	26	23.90	23.26	22.60
Kg/lt	59.5	54.70	53.22	51.72
10. Nivel de Regeneración HCl, 100%, lbs/pie ³	7	5.00	5.00	5.00
11. Capacidad ,Máxima	29	26.8	28.5	29.0
12. Máximo Nivel de Regeneración	8	10.0	8.0	8.0

TABLA II-16: 2. CONDICIONES DE OPERACION RECOMENDADAS PARA RESINAS CATIONICAS

	IONAC C-267	DOWEX HCR-W	IONAC C-242	IRA 120
1. Rango de pH (Estabilidad)	0-14	0-14	0-14	1-14
2. Temperatura de Servicio Máx, Forma H ⁺ , °F	280	300	250	250
3. Profundidad Mínima del Lecho, Pulg.	24	30	24	24
4. Operación de Servicio				
Flujo, gpm/pie ³	2	2-4	4	2
5. <u>Operación de Regeneración</u>				
<u>Retrolavado</u>				
Flujo (75°F) gpm/pie ²	8-10	7-8	6-8	6
Expansión del Lecho %	50-70	45	50-75	45
Tiempo, min.	10-20		10	10
<u>Inyección del Regenerante</u>				
Flujo gpm/pie ³	0.5	0.5-2.0	0.35	0.5-0.75
Concentración, %	4-10	4-10	6-8	10
Temperatura, °F	77	77	77	77
Tiempo, min.	30	30	30	30
<u>Enjuague Lento</u>				
Flujo gpm/pie ³	0.5	0.5-2.0	0.35	0.5-0.75
Volumen gal/pie ³	20		10-12	15
<u>Enjuague</u>				
Flujo gpm/pie ³	2.0	2-4	1.25-1.50	1.5
Volumen Total de Agua-Enjuague, gal US/pie ³	50	50-100	50-60	25-75

TABLA II-17: CARACTERISTICAS FISICAS ACTUALES DE LAS SOLUCIONES QUIMICAS REGENERANTES

C A R A C T E R I S T I C A S	NaOH	HCl
1. Concentración del regenerante, sin diluir, %	50.00	35.00
2. Densidad de 1 $\frac{\text{lbs. sto}}{\text{gal. sol}}$	6.36	2.877
3. Presencia de Fe, ppm	7.00	2.50
4. Concentración del regenerante, antes de la inyecc., %	20.00	30.00
5. Densidad de 4, $\frac{\text{lbs. sto}}{\text{gal. sol}}$	1.949	2.877
6. Concentración del regenerante en la inyecc., %	4.00	5.00
7. Densidad de 6, $\frac{\text{lbs. sto}}{\text{gal. sol}}$	0.333	0.424
8. Temperatura en la inyecc., °F	90-100	77-95
actual óptima, °F	100	86

5. EVALUACION DE LA TORRE DECARBONATADORA 21-C 202

5.1. CONSIDERACIONES GENERALES

Deberá tenerse en cuenta los datos de diseño de la 21-C 202 (Tabla I-5), asimismo la nomenclatura detallada en el Capítulo V-C.4.

5.2. DIAMETRO DE LA TORRE

5.2.1. Cantidad de CO₂ absorbido por el Aire

De la Tabla II-9, puede observarse lo siguiente:

HCO ₃ ⁻ antes de la decarbonatadora ...	292.8 ppm
CO ₂ antes de la decarbonatadora (292.8 x $\frac{44}{61}$)	211.2 "
(Asumiendo un 100% de conversión de HCO ₃ ⁻ a CO ₂)	
CO ₂ después de la decarbonatadora ...	5.0 ppm

luego:

$$X_{CO_2} = (211.2 - 5.0) = 206.2 \frac{\text{mgr}}{\text{lt. soluc.}} = \frac{0.2062 \text{ gr CO}_2}{999.79 \text{ gr H}_2\text{O}} =$$

$$= 0.000206 \frac{\text{kr CO}_2}{\text{kr H}_2\text{O}}$$

$$X'_{CO_2} = 0.000206 \frac{\text{lb CO}_2}{\text{lb soluc.}}$$

Asimismo el flujo de CO₂ absorbido es: (asumiendo para el efluente catiónico $P_L = 1 \text{ gr/cm}^3$)

$$\phi_{CO_2} = L_{in} \times X'_{CO_2}$$

$$\begin{aligned} \text{Para las condiciones actuales: } L_{in} &= 66.3 \text{ TM/hr} \\ &= 145,800 \text{ lb/hr} \end{aligned}$$

Reemplazando, tenemos: $\phi_{CO_2} = 29.91 \text{ lb/hr}$

5.2.1. Evaluar la Relación

$$X = \frac{L}{G} \left(\frac{p_g}{p_1 - p_g} \right)^{0.5} \quad (\text{II-2})$$

5.2.2. Para las condiciones de tope, tenemos:

Para el flujo líquido:

$$L = L_{in} = 145,800 \text{ lb/hr}$$

$$p_L = 62.4 \text{ lb/pie}^3, \quad u_L = 1 \text{ cp}$$

Para el flujo gaseoso

$$p_g = 0.0761 \text{ lb/pie}^3 \text{ (a } 16.8 \text{ C, temperatura promedio de invierno en Relapa)}$$

$$G_{\text{diseño}}^* = 20 \text{ m}^3/\text{min} \times 5,563 \frac{\text{lb mol/hr}}{\text{m}^3/\text{min}}$$

$$G_{\text{diseño}} = G_{\text{diseño}}^* \times 29 = 3,226.5 \text{ lb/hr}$$

$$G_{\text{actual}} = 0.90 \times 3226.5 = 2,904 \text{ lb/hr}$$

A condiciones de tope:

$$G = (2,904 - 29.91) = 2,933.91 \text{ lb/hr}$$

5.2.3. Reemplazando tenemos:

$$X = \frac{L}{G} \left(\frac{p_g}{p_1 - p_g} \right)^{0.5} = 1.75$$

5.2.4. Características del Relleno

Los anillos raschig son de $1\frac{1}{2}$ ", así se cumple:

$$\frac{d_p}{d_T} = \frac{0.125}{4.116} < 1/15, \text{ condición que evitará la formación de canalizaciones.}$$

5.2.5. Factor de Empaque

$$F = .95$$

A condiciones actuales de Inundación

El valor de G' será:

$$\text{De diseño } A = D^2/1.13 = (4.116)^2/1.13 = 14.993 \text{ pie}^2$$

luego:

$$G'_{inun} = \frac{2,904 \text{ lb/hr}}{14.993 \text{ pie}^2} = 193.7 \text{ lb/hr.pie}^2$$

5.2.6. A condiciones de Inundación evaluar "Y"

Con la relación $X = 1.75$ en el Gráf. II-3

$$Y = \left(\frac{G'_{inun}{}^2 F u_1^{0.1}}{p_g (p_1 - p_g) g_c} \right) = 0.01 \quad (\text{II-3})$$

Despejando de la anterior relación:

$$G'_{inun} = 456.82 \text{ lb/hr pie}^2$$

5.2.7. Porcentaje de Inundación

$$\% I_{inun} = \left(\frac{456.82}{193.69} \right)^{-1} = 42.4\% \quad (\text{II-4})$$

"Este resultado indicaría que, para los actuales flujos de operación, aire-agua, no habría posibilidades de inundación en la torre, pero sí una baja

eficiencia".

5.3. CAIDA DE PRESION A TRAVES DEL LECHO DE LA TORRE

5.3.1. Pará un Lecho de Anillos nuevos

Para $X = 1.75$

y condiciones actuales de inundación:

$$Y = 0.0018$$

Del Gráf. II-3:

$$\frac{\Delta P_1}{Z} = 0.08 \frac{\text{pulg } H_2O}{\text{pie}} = 0.003 \frac{\text{psi}}{\text{pie}} \quad (\text{II-5})$$

Para la altura actual de relleno ($Z = 8.856 \text{ pie}$)

$$\Delta P_1 = 0.027 \text{ psi}$$

5.3.2. Considerando el actual estado de los Anillos Ras- chig

Según el informe 208.00.01 de la Div. Inspección y Seguridad, el 2% de anillos Raschig, estuvieron deteriorados en Mayo 1971. Asumiendo una igual velo
cidad de deterioro:

$$2\% \left(\frac{3.5 - 11.5}{3.5} \right) = 8.6\% \text{ (Dic. '82)}$$

$$\text{Luego: } F = 95 \times 1.086 = 103$$

Del Gráf. II-3: $Y = 0.00194$

$$\frac{\Delta P_r}{Z} = 0.109 \frac{\text{pulg } H_2O}{\text{pie}} = 0.00325 \frac{\text{psi}}{\text{pie}}$$

$$P_r = 0.00325 \times 8.856$$

$$P_r = 0.035 \text{ psi}$$

5.4. CAIDA DE PRESION TOTAL EN LA TORRE

$$P_t = P_r + P_s + P_{ce} \quad (\text{II-6})$$

Donde:

- P_t : Caída de presión total
- P_r : Caída de presión a través del lecho
- P_s : Caída de presión debido a los soportes del lecho
- P_{ce} : Caída de presión por contracción y expansión, a la entrada y salida que sufre la masa gaseosa

Respecto a esto, tenemos lo siguiente:

P_s : Para casos en que los soportes de relleno y de distribución de líquido, que presenten un área libre de 85% o más (caso de la 21-C202), la caída de presión se asume despreciable.

$P_r = 0.035 \text{ psi}$ (pie de H_2O), por 5.3.2.

P_{ce} : Para velocidades, de gas en los tubos de entrada y salida del orden de los 25 pie/seg, las pérdidas de carga por expansión y contracción llegarán como máximo a 1.5 veces la presión dinámica.

Para el caso de la 21-C202, tenemos:

$$Q_{g \text{ diseño}} = 20 \text{ m}^3/\text{min} = 11.77 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$Q_{g \text{ real}} = 0.90 \times 11.77 = 10.6 \text{ pie}^3/\text{seg} \text{ (asumido)}$$

$$A_{t, in} = \pi \times (0.2 \times 3.28 \text{ pie})^2 / 4 = 0.338 \text{ pie}^2 \text{ (tubo de entrada)}$$

$$A_{t, out} = \pi \times (0.28 \times 3.28 \text{ pie})^2 / 4 = 0.665 \text{ pie}^2 \text{ (tubo de salida)}$$

Luego, las velocidades de entrada y salida serán:

$$v_{in} = 31.4 \text{ pie/seg}$$

$$v_{out} = 16.0 \text{ pie/seg}$$

Para calcular P_{ce} en la entrada y en la salida, tenemos:

$$\begin{aligned} P_{ce, in} &= 1.5 (31.4^2 / 2 \times 32.2) = 23.0 \text{ pie lb/lb} \\ &= 1.6 \text{ lb/pie}^2 = 0.011 \text{ psi} \end{aligned} \quad (11-7)$$

$$\begin{aligned} P_{ce, out} &= 1.5 (16^2 / 2 \times 32.2) = 5.96 \text{ pie lb/lb} \\ &= 0.41 \text{ lb/pie}^2 = 0.003 \text{ psi} \end{aligned}$$

Luego:

$$P_{ce} = 0.011 + 0.003 = 0.014 \text{ psi}$$

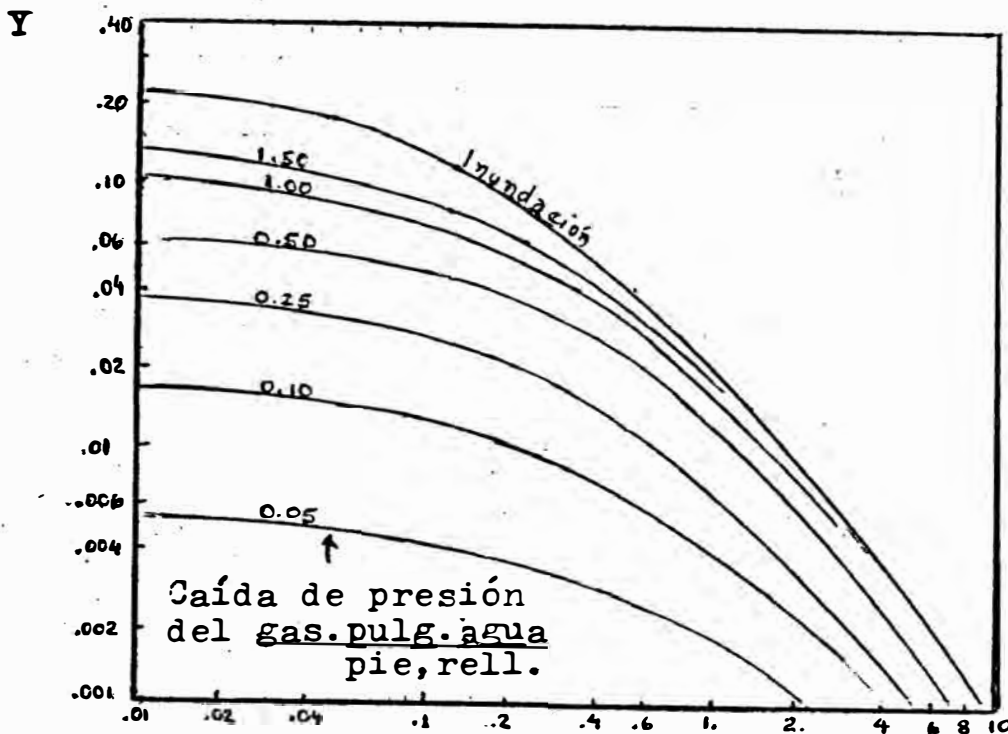
Reemplazando en la ecuación 5.4.1., tenemos:

$$P_t = 0.035 + 0.0 + 1.10 \times 0.014 = 0.0504 \text{ psi}$$

$$P_t = 0.05 \text{ psi}$$

Para efectos de cálculo se asumirá que $P_t = 0.1 \text{ psi}$.

GRAFICO II-3 : INUNDACION Y CAIDA DE PRESION EN TORRES
 RELLENAS
 (Norton Chemical Process Products Div)



$$Y = \frac{G^2 F u_l^{0.1}}{p_g (p_l - p_g) g_c}$$

$$X = \frac{L_1}{G} \left(\frac{p_g}{p_l - p_g} \right)^{0.5}$$

OBSERVACIONES:

- L₁ = Velocidad del líquido; lbs/seg pie²
- G = Velocidad del gas; lbs/seg pie²
- p_l = Densidad del líquido; lbs/pie³
- p_g = Densidad del gas ; lbs/pie³
- F = Factor de empaque
- u_l = Viscosidad del líquido; l cp.
- g_c = Constante gravitacional = 32.2

6. EVALUACION DEL TANQUE DE AGUA FILTRADA, A CONDICIONES ACTUALES DE OPERACION

6.1. CONSIDERACIONES GENERALES

Para la evaluación del tanque de agua filtrada 21-T 201, sólo será necesario verificar que:

Para el caso en el que el tanque esté en su nivel mínimo (caso extremo), el filtro necesite ser regenerado (o por alguna causa deje de operar por $\frac{1}{2}$ hora) y el tren esté operando en el ciclo de producción, de tal manera que el flujo de descenso no ocasione que el tanque llegue a su nivel crítico.

6.2. PROCESO DE CALCULO

6.2.1. Del tanque 21 T 201, se tiene lo siguiente:

- . Nivel máximo ... 16'11" (81.3 TM), hay alarma
- . Nivel crítico ... 4'6" (20.0 TM)
- . Nivel mínimo ... 13' (62.5 TM)

6.2.2. A condiciones actuales:

- . El flujo de descenso: $\phi_{desc} = 66.3$ TM/hr
(flujo actual del tren, en ciclo de servicio)
- . Y, para una regeneración del filtro por $\frac{1}{2}$ hora más 10% por seguridad:
- . Para el caso mencionado, el volumen final en el Tanque 21-T 201 (V_{final}), será:

$$V_{final} = 62.5 - (66.3 \times 0.5) 1.10 = 26.05 \text{ TM}$$

$$V_{final} = 26.05 \text{ TM (mayor que el volumen crítico)}$$

7. EVALUACION DEL FILTRO DE ARENA

7.1. ANTECEDENTES

7.1.1. El filtro de arena viene operando desde 1967.

7.1.2. Durante el estudio que realizó el Dpto. Técnico Div. Técnica Relapa, en 1979, la evaluación de la Planta Desmineralizadora (previo a la ampliación de la capacidad de la Refinería a 100 MBD), se determinó lo siguiente:

La capacidad máxima de producción del filtro era de 55 TM/hr, para un ciclo de servicio de 23,5 hr. Esta notable baja de eficiencia fue confirmada por los Informes mensuales de Condiciones de Operación -SS.II.

La deposición de partículas de CaCO_3 en la torre catiónica y líneas, se debía fundamentalmente a la recirculación del agua de enjuague de la aniónica y a la de producción (nivel alto en los 21-T204 y 205) al tanque de agua filtrada.

La deposición de partículas de arena en el tanque de agua filtrada, causa la disminución de caída de presión en el lecho de arena y menor eficiencia en el filtro.

7.2. COMENTARIOS

7.2.1. La última inspección y mantenimiento de este equipo fue durante la parada total de la Refinería en 1976, encontrándose totalmente deteriorados por corrosión los brazos distribuidores de

agua, cambiándolos luego por otros de material y diseño similares a los originales.

- 7.2.2. A la fecha este equipo está operando en condiciones no óptimas ya que permite el pase de materias orgánicas, como algas al tanque de agua filtrada y de éste a la torre catiónica, implicando la existencia de ensuciamiento de la arena y deterioro de los brazos distribuidores (informes Div. Inspec. y Seg.)
- 7.2.3. Actualmente basta hacer una purga al tanque de agua filtrada para poder apreciar partículas finas de arena y material cálcico.
- 7.2.4. En el Anexo 9, la evaluación de la bomba 21-P201 indica lo siguiente:

El flujo de lavado de superficie es 330.2 gpm aproximadamente vs. 451.8 de diseño, cabe anotar que no hay rotámetro. (Presión de descarga 40 psig y Nivel 38 pies en el 25-T1)

El flujo de retrolavado es 1,413 vs. 1,321 gpm de diseño (Presión de descarga 30 psig).

El flujo de enjuague es 300 gpm (promedio, hay rotámetro, vs. 264.2 gpm de diseño, presión descarga 35 psig).

8. SISTEMA DE AGUA CRUDA

8.1. GENERAL

El sistema de agua cruda de la Refinería La Pampilla es abastecido por pozos tubulares, tipo profundo: LP-A1, LP-A2, LP-A3, LP-A7, LP-A8.

Los pozos que operan en forma continua son: LP-A1, LP-A2, LP-A3.

El agua cruda, luego de almacenarse, se distribuye para abastecer los requerimientos de:

Planta de Agua Desmineralizada,
Planta de Agua de Refrigeración,
Agua contra Incendio,
Agua para Servicios Generales.

8.2. POZOS QUE SUMINISTRAN AGUA CRUDA PARA LA PLANTA DE AGUA DESMINERALIZADA

8.2.1. El suministro de agua cruda para la Planta de Agua Desmineralizada, es mediante los pozos LP-A1 y LP-A2, situados a 5 Km de la Refinería. Estos pozos también proveen agua para el sistema de Refrigeración. (Ver el Gráf. II-5)

8.2.2. Los pozos fueron diseñados para un caudal de 30 lps (108 TM/hr), con un régimen mínimo de funcionamiento del pozo de 19 hrs/día.

8.2.3. En 1977 al ponerse en operación la nueva Unidad de Destilación II, en Relapa, se presentó un déficit de agua de procesos proveniente de estos pozos, debido a las limitaciones y estado de los equipos de bombeo.

8.2.4. Luego de un estudio realizado por el Dpto. Técnico, en 1979, se procedió al cambio de equipos de bombeo por nuevos que de acuerdo a diseño deberían dar 55 lt/seg (198 TM/hr), para un requerimiento mínimo de 146 TM/hr. (41 lps).

8.2.5. Al ser instalado el nuevo equipo de bombeo, se

procedió a realizar una prueba de bombeo en paralelo indicando una producción máxima de 40 lps.

Este bajo rendimiento se debió a que la curva del sistema era diferente al especificado por las nuevas bombas. Para solucionar este problema se consideró dotar de una etapa más a ambas bombas y el déficit existente de 6 lps, se procedió a cubrirse con agua del pozo LP-A3, cuya agua presenta mala calidad.

8.2.6. Actualmente a pesar de haber agregado dos etapas más a cada bomba, no se ha logrado conseguir más de 44 lps como máximo (pozos en paralelo).

A operación normal cada pozo provee de 30 a 35 lps (108 a 130, TM/hr), durante 18 horas o menos de servicio (esto, por recomendaciones de Cía. ACISA y Div. Mantenimiento Relapa, con el fin de permitir la recuperación sistemática del nivel freático y evitar rebatimientos residuales).

8.2.7. Se considera que el abastecimiento de agua por el pozo LP-A3, será reemplazado por el del pozo LP-A8, cuya agua presenta calidad similar a la del LP-A1, evitándose así los problemas de corrosión en el sistema de refrigeración.

8.2.8. A continuación se indica en la Tabla II-18 la producción de agua cruda de los pozos LP-A1, LP-A2.

En el Gráf. II-4, se dá un esquema de una bomba de agua para pozos profundos.

En la Tabla II-19, se señalan las características de los pozos LP-A1, LP-A2.

8.3. LINEA DE SUMINISTRO

En el Gráf. II-5, puede apreciarse el perfil del sistema de tuberías de agua, de los pozos LP-A1 y LP-A2.

La tubería utilizada es de eternit 150, 8", con excepción de un tramo aéreo que cruza el río Chillón, hecha de fierro comercial.

Actualmente la línea viene sufriendo continuas averías y se está estudiando colocar una línea adicional evitándose el excesivo incremento de costo por mantenimiento de la línea.

TABLA II-18: PRODUCCION Y CONSUMO DE AGUA CRUDA Y DESMINERALIZADA
(TM/hr)

TRIMESTRE (1)	1 9 8 0				1 9 8 1				PROMEDIO
	1	2	3	4	1	2	3	4	
<u>Producción:</u>									
- Agua cruda:									
. Pozo LP-A1	60.80	72.30	49.20	20.00	97.40	129.20	0.00	0.00	
. Pozo LP-A2	69.30	58.20	81.60	100.40	25.50	0.00	106.60	109.50	
SUB-TOTAL	130.10	130.50	130.80	120.40	123.00	129.20	106.60	109.50	122.5
(lps)	(36.1)	(36.2)	(36.3)	(33.5)	(34.2)	(35.9)	(29.6)	(30.4)	(34.0)
- Agua Desmineral. (2)	33.20	31.00	32.80	32.50	33.40	32.30	33.10	32.00	32.3
<u>Consumo:</u>									
- Agua cruda (3)									52.0
- Agua desm. (4)	53.60	50.00	51.00	54.10	52.50	52.00	53.00	52.40	52.3

Observaciones:

- (1) Todos los valores son cantidades promedios, cuando las unidades están en operación normal.
- (2) Se refiere a la producción del tren (por instr. de flujo), a flujo continuo
- (3) Valor estimado considerando: producción del tren, agua para su regeneración, regeneración del filtro más un 10% por pérdidas.
- (4) Se refiere al consumo de agua desmineralizada por calderas y calderetas.

TABLA II-19: CARACTERISTICAS DEL EQUIPO MECANICO DE LOS POZOS DE AGUA CRUDA

CARACTERISTICAS	LP-A1	LP-A2	LP-A8
1. Diámetro, pulg.	13	15	15
2. Profundidad, mt.	61	46	
3. Nivel estático, mt.	8	4	
4. Nivel dinámico, mt.	20	32	
5. Volumen bombeo, lps.	32	30	
6. Bomba	Byron-Jack-H.	Byron-Jack-H.	Worthington
7. Modelo	12-GM-5	12-GM-5	12-M-90-7
8. Motor	BEDFORD	CATERPILLAR	
9. RPM, máx.	1,800	1,800	

BOMBA DE AGUA PARA POZOS

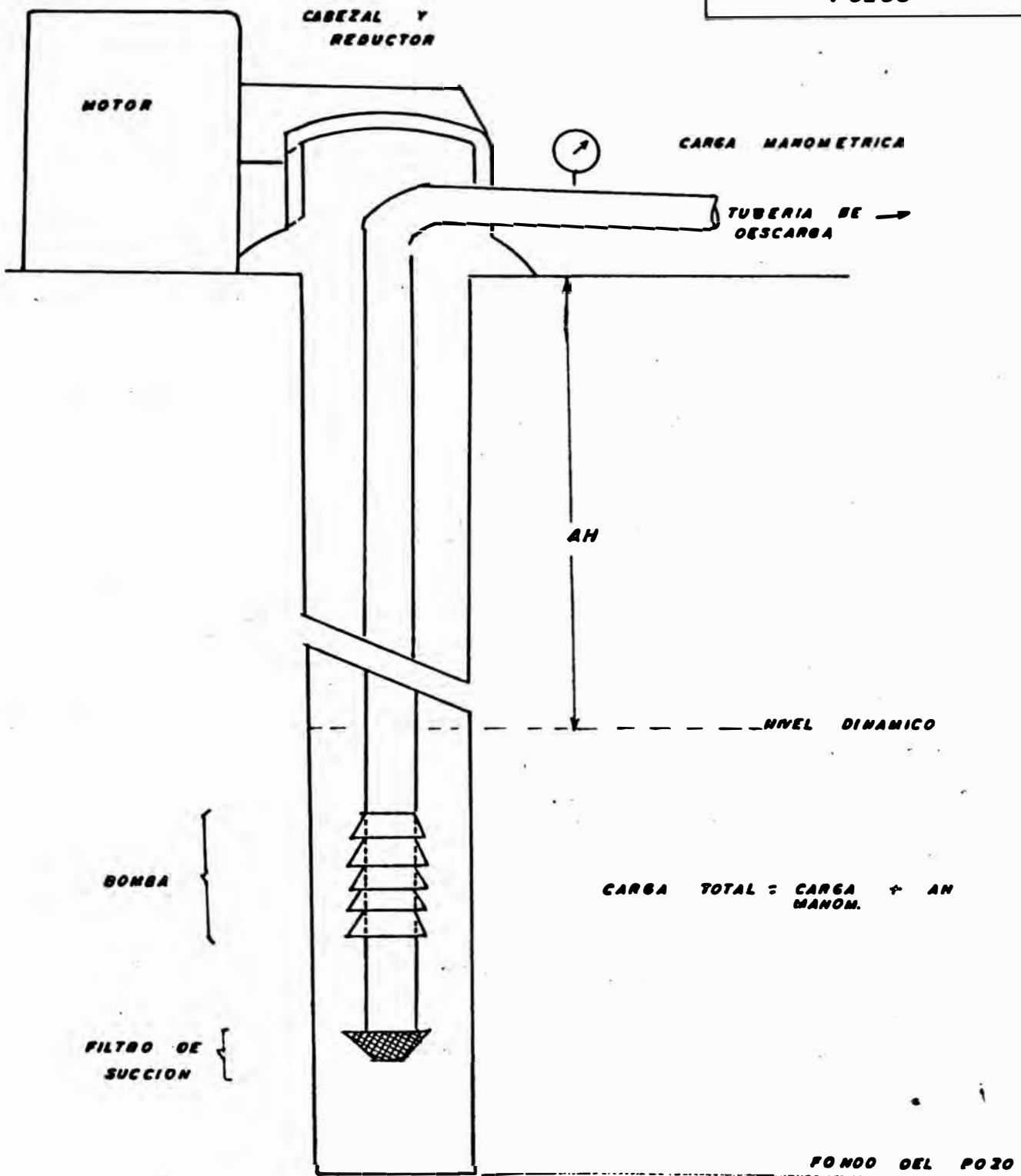
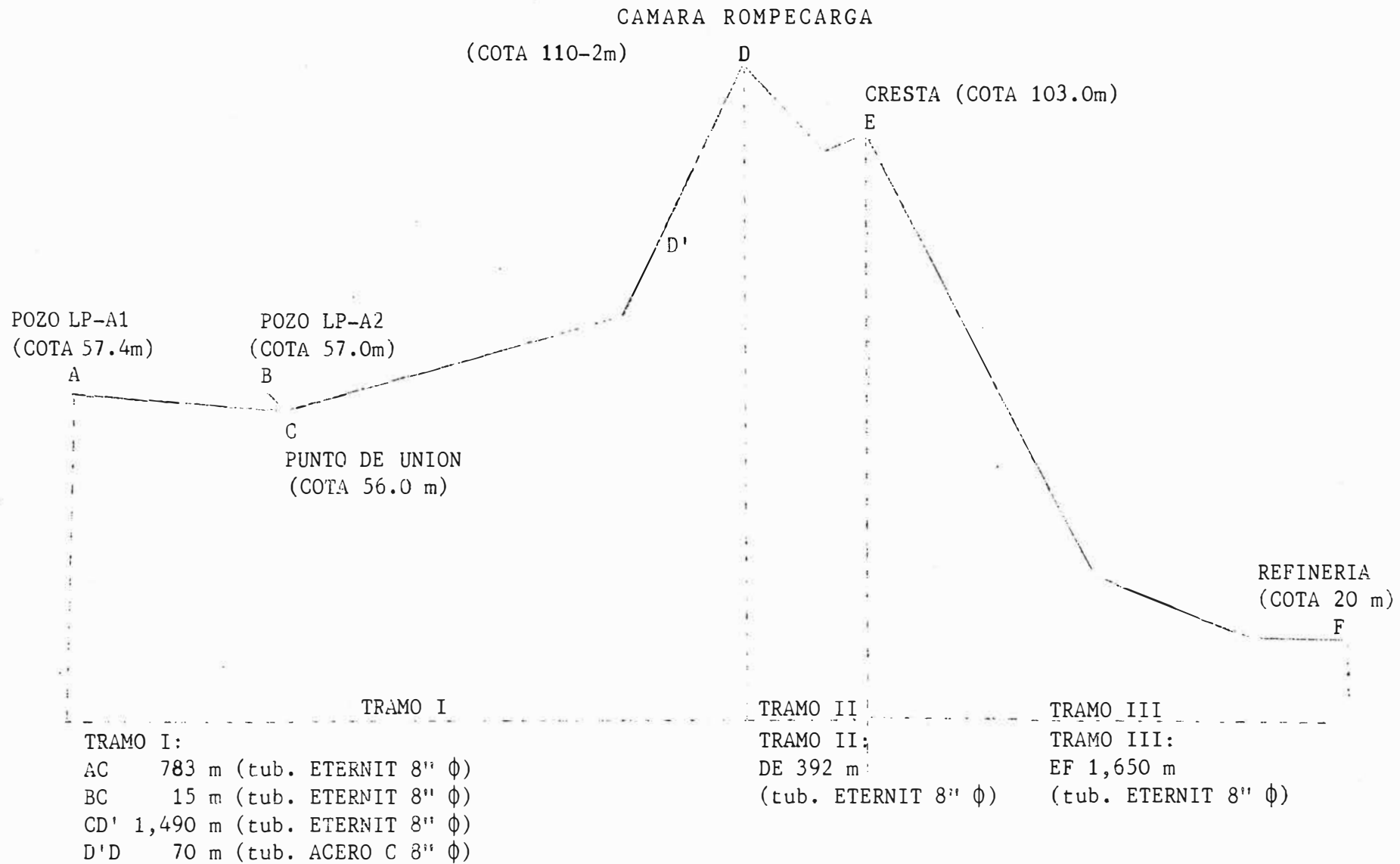


GRAFICO II-5
 PERFIL DEL SISTEMA DE TUBERIAS
 DE AGUA CRUDA



9. PERDIDA DE CARGA POR FRICCION EN LINEAS Y EQUIPOS
Y EVALUACION DE BOMBAS EN LA PLANTA DESMINERALIZADO-
RA A CONDICIONES ACTUALES DE OPERACION

9.1. CONSIDERACIONES GENERALES

Los cálculos de las pérdidas de carga por fricción en líneas y equipos, así como la evaluación de las principales bombas del sistema, se hará para el flujo actual de servicio y condiciones severas de operación.

Se verificará todos los accesorios y longitudes de tubería para efectos de hallar las longitudes equivalentes de los tramos considerados (punto desarrollado en el Cap. I. E-5).

Se tendrá en cuenta los datos técnicos de las resinas para evaluar las pérdidas de carga a través de los lechos.

Para calcular las pérdidas de carga por fricción en los tramos recubiertos internamente con caucho puede utilizarse, en forma muy aproximada, la ecuación de Darcy, considerando la tubería como lisa, o mejor aún empleando las correlaciones o gráficos dados por el Manual de la DOW Plastic Lined Piping Products. Asimismo, se usará un factor de seguridad por uso, de un 30% de incremento a la pérdida de carga hallada teóricamente.

Para el caso de los tramos de tubería no recubiertos, se usará el procedimiento dado a continuación.

9.2. PROCEDIMIENTO DE CALCULO PARA EVALUAR LAS PERDIDAS DE CARGA

Se usará la fórmula general:

$$P_t = P_f + P_h \quad (\text{II-8})$$

Donde:

- P_t : Pérdida de carga total
- P_h : Pérdida de carga estática
- P_f : Pérdida de carga por fricción

Además:

$$P_f = \frac{2.16 \times 10^{-4} \times f \times L_t \times P_L \times Q^2}{d^5}, \text{ en psi} \quad (\text{II-9})$$

- f : Factor de Darcy x factor de corrección 1.30
- L_t : Longitud total en la línea (tubería recta más accesorios) pies
- P_L : Densidad del fluido a la temperatura de operación, lb/pie³
- Q : Flujo volumétrico, gpm
- d : Diámetro interno de la tubería en pulg.

$$P_h = \frac{h \times S}{2.31}, \text{ en psi} \quad (\text{II-10})$$

- h : Pérdida de carga por fricción en pies
- S : Gravedad específica

La DOW, para flujo turbulento, dá la siguiente ecuación:

$$P = \frac{0.0286}{D^3} \left(\frac{Q}{D}\right)^{1.97} \quad (\text{II-11})$$

Donde:

- P : Caída de presión en psi por 100 pies de tubería

Q : Flujo de agua en gpm

D Diámetro de tubería en pulg. (interno)

Los gráficos II-6 y II-7 servirán para evaluar con mayor rapidez las pérdidas de carga, así como la tabla II-20 que considera las pérdidas de carga para válvulas y accesorios.

Los Gráficos II-9 y II-10 muestran la caída de presión vs. el flujo superficial, en lechos de resinas DOWEX.

GRAFICO II-6: CAIDA DE PRESION VS VELOCIDAD DE FLUJO DE AGUA ENTUBERIAS REVESTIDAS DE PLASTICO

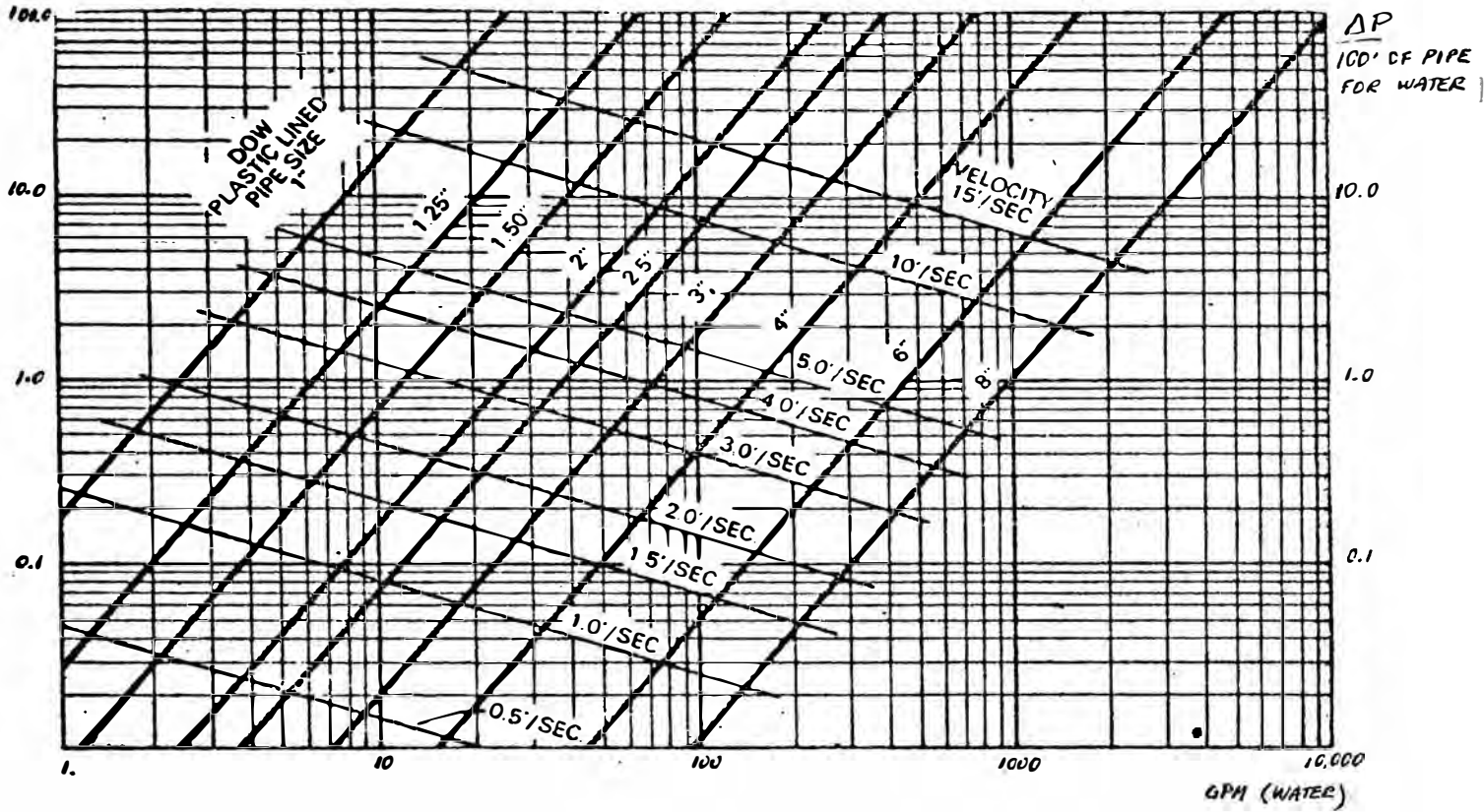


GRAFICO II-7: VISCOSIDAD VS. FLUJO MINIMO QUE PRODUCE FLUJO TURBULENTO

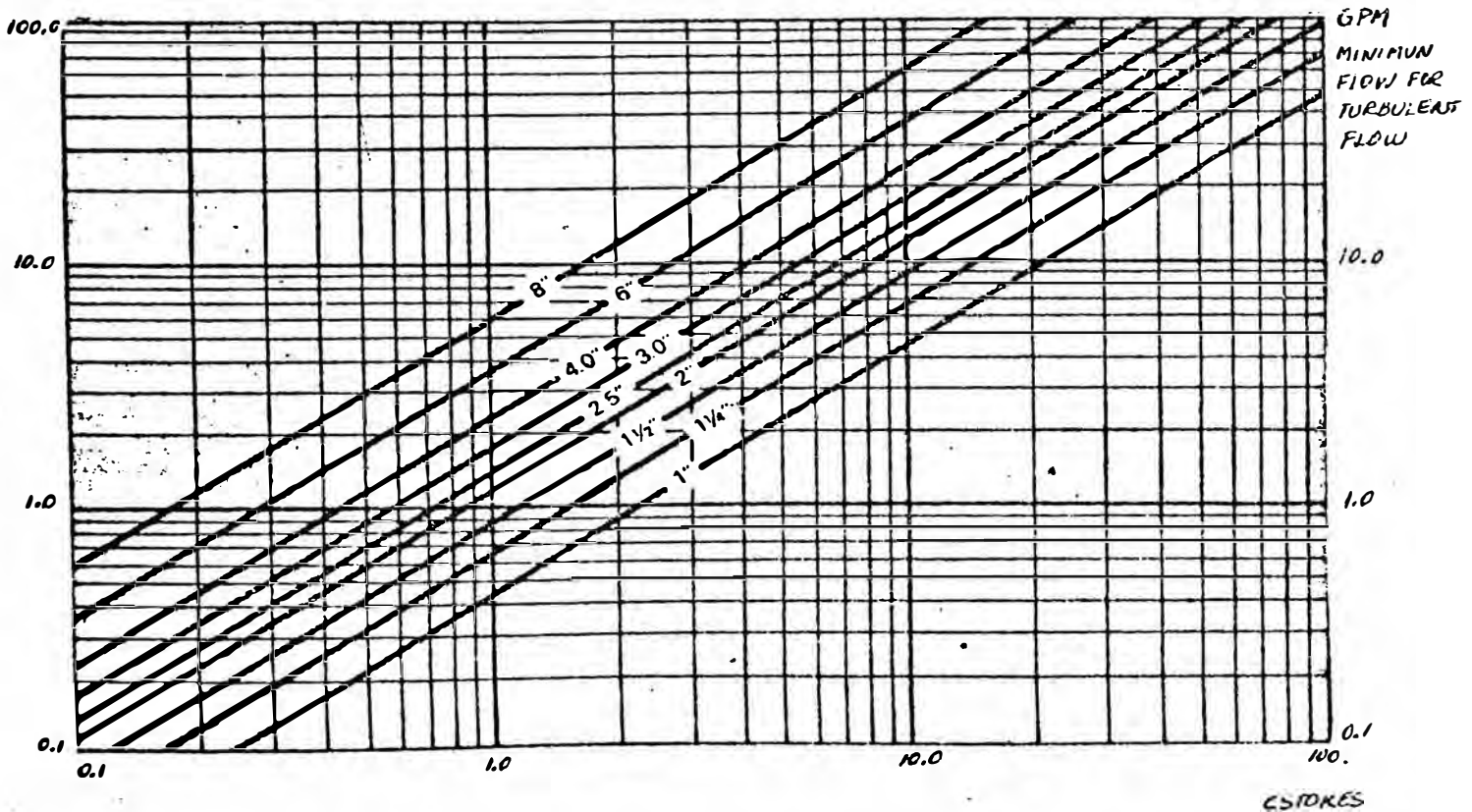


TABLA II-20: CAIDA DE PRESION ESTIMADA PARA ACCESORIOS Y VALVULAS REVESTIDOS DE PLASTICO

(Datos para agua, expresados como longitud equivalente de tubería recta; en pies)

TAMAÑO	CODO ST 90'	TE STANDAR		VALV. plug	VALV. Diafragma	VALV. Check Horiz.
		A lo largo	A través de la rama			
1"	1.8	1.2	4.5	2	7	16
1½"	3.5	2.3	7.5	4.2	10	23
2"	4.5	3.0	10.0	5.5	16	45
2½"	5.5	4.0	12.0	6.3	22	50
3"	7.0	4.1	15.0	8.0	33	58
4"	10.0	6.0	20.0	12.0	68	65
6"	15.0	10.0	32.0	16	85	150
8"	19.0	14.0	42.0		150	200

9.3.

TABLA II-21: PERDIDAS DE CARGA POR FRICCION EN LINEAS DE LA ACTUAL PLANTA DESMINERALIZADORA

T R A M O	L _t pies	d pulg.	Q gpm	v pie/seg	P _{teor.} psi/100'	P _{f, real} psi	P _{f, real} ⁽⁺⁾ psi
<u>DEL 25-T1 AL 21-D201:</u>							
. 25-T1 A 25-P3B (succ)	281.00	11.938	1,612.90	0.84		0.850	
	43.10	7.981	291.90	1.87		0.040	
	36.43	6.065	291.90	3.24		0.106	
Sub-Total							
. 25-P3B (desc.) A D201	520.48	5.592	291.90	3.81	0.396	2.677	1.535
<u>DEL 21-D201 AL 21-T201:</u>							
	291.82	7.509	291.90	2.11	0.092	0.347	0.199
	367.52	4.575	291.90	5.70	1.073	5.083	2.916
Total, (tramo 2)						5.430	3.115
<u>DEL 21-T201 A 21-C201:</u>							
. 21-T201 a 21-P202 (succ)	151.12	4.575	291.90	5.70	1.073	2.108	1.209
. 21-P202(desc) a 21-C201	476.23	4.575	291.90	5.70	1.073	6.643	3.810
<u>DEL 21-C201 A 21-C202:</u>							
	468.90	4.575	291.90	5.70	1.073	6.541	3.752
<u>DEL 21-C202 A 21-C203:</u>							
. 21-C202 a 21-P203 (succ)	89.45	4.575	291.90	5.70	1.073	1.248	0.716
. 21-P203 (desc) a 21-C203	515.69	4.575	291.90	5.70	1.073	7.193	4.126
<u>DEL 21-C203 AL 21-T204:</u>							
	351.53	4.575	291.90	5.70	1.073	4.905	2.813
<u>DEL 25-T1 AL 21-D201 ():</u>							
. 25-T1 a 25-P201 (succ)	292.90	11.938	1,321.00	3.79		0.591	
	25.43	10.020	1,321.00	5.37		0.052	
. 25-P201 (desc) a 21-D201	555.40	7.981	1,321.00	8.47	1.322	9.547	

Observaciones:

(+) Flujo de 50 TM/hr

L_t : Longitud total

d : Diámetro de la tubería

Q : Caudal

v : Velocidad

P : Caída de presión

25-T1
AGUA CRUDA

21O201
FILTRO

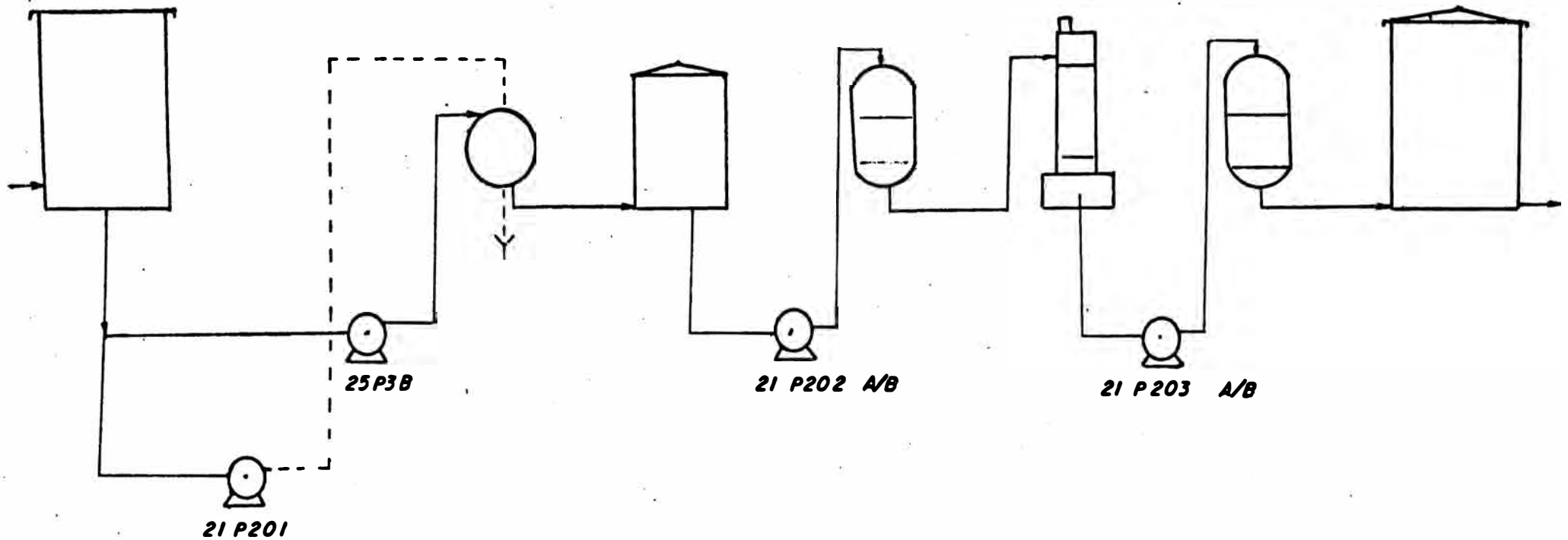
21T201
AG. FILTR

21-C 201
T. CATIONICA

21.C202
T. DECARB.

21-C 203
T. ANIONICA

21.T 204
A. DESMINERAL.



**GRAFICO II-8:TRANOS PRINCIPALES DE
TUBERIAS Y ACCESORIOS
EN LA ACTUAL PLANTA
DESMINERALIZADORA.**

9.4. EVALUACION DE BOMBAS DE LA ACTUAL PLANTA DE AGUA DESMINERALIZADA

9.4.1. BOMBA 25 P3B

a. Flujo: 66.3 TM/hr (Flujo máximo promedio actual).

b. Del Gráf. II-11, de la bomba:

$$\text{NPSH}_r = 15 \text{ mt}$$

$$\text{Head}_b = 20 \text{ mt}$$

c. Caso 1:

c.1.1. Condiciones de succión:

$$H_1 = 7 \text{ pies (Nivel de agua en el 25T1)}$$

$$P_{f1} = 0.996 \text{ psi (tabla II-21)}$$

$$P_{h1} = 0.33 \text{ pies ó } 0.143 \text{ psi (Cap. I-E.5)}$$

$$S = 1, \text{ para el agua a } 21^\circ\text{C}$$

$$P_{atm} = 14.7 \text{ psig; presión atmosférica}$$

$$P_{vap} = 1.1 \text{ psia; presión de vapor del agua a } 21^\circ\text{C}$$

$$P_{succ} = \text{Presión de succión; en psia (o mt)}$$

Mediante la ecuación:

$$P_{succ} = P_{atm} + \frac{H \times S}{2.31} - P_h - P_f \quad (\text{II-12})$$

Tenemos:

$$P_{succ} = 16.59 \text{ psia}$$

c.1.2. Condiciones de descarga:

$$H_2 = 16 \text{ pies (máximo nivel en 21-T201)}$$

$$P_{f2} = 5.43 \text{ psi (tramo 2, tabla II-21)}$$

$$P_{f3} = 2.677 \text{ psi (tramo 1, tabla II-21)}$$

$$P_{Fil} = 4 \text{ psi (en filtro sucio; 21 D201)}$$

$P_{v\acute{a}lv}$ = Caída de presión en válvula de control; a operación normal, máximo puede absorber 35 psi

De condiciones de operación, en el manómetro de descarga de la 25-P3B, se registra normalmente de 35 a 42 psi, puede asumirse para las condiciones de descarga, antes mencionadas:

$$P_{desc} = 40 \text{ psig } \acute{o} \text{ 54.7 psia}$$

c.1.3. Comparación del NPSH:

Hallamos el NPSH disponible:

$$NPSH_d = P_{succ} - P_{vap} \quad (II-13)$$

$$NPSH_d = 15.49 \text{ psi } \acute{o} \text{ 10.9 mt}$$

$$\text{Luego, } NPSH_d < NPSH_r$$

c.1.4. Comparación del Head:

Hallando el Head que requiere el sistema:

$$\text{Head} = P_{desc} - P_{succ}$$

$$\text{Head} = 38.1 \text{ psi } \acute{o} \text{ 26.84 mt}$$

Luego, $\text{Head}_s > \text{Head}_b$; la bomba no podrá suministrar el Head requerido por el sistema.

d. Caso 2:

d.1.1. Condiciones de succión:

$$H_1 = 30 \text{ pies; nivel en el 25-T1}$$

Para este nivel, y demás condiciones iguales a c.1.1.:

$$P_{succ} = 26.60 \text{ psia}$$

d.1.2. Para iguales condiciones de descarga que en c.1.2:

$$P_{desc} = 40 \text{ psi } \text{ ó } 54.7 \text{ psia}$$

d.1.3. Hallando el NPSH disponible:

$$NPSH_d = 25.45 \text{ psi } \text{ ó } 17.92 \text{ mt}$$

Luego, $NPSH_d > NPSH_r$; en un 20%

d.1.4. Hallando el Head requerido por el sistema:

$$Head_s = 28.15 \text{ psi } \text{ ó } 19.8 \text{ mt}$$

Luego; $Head_b > Head_s$, y la bomba operará favorablemente para este caso.

e. Conclusión:

La bomba 25-P3B, al flujo actual operará favorablemente cuando el tanque 25-T1 tenga un nivel mayor que los 30 pies, para las condiciones desfavorables ya mencionadas.

9.4.2. BOMBA 21-P201

a. Condición Crítica de Operación

El tanque 25-T1, está en un nivel de 7', y el filtro 21-D201 en etapa de contralavado.

b. Evaluación

. Hallamos la presión de succión (P_{suc}):

$$P_{suc} = \frac{H \times S}{2.31} - P_f - P_h$$

Para:

$$H = 7'$$

$$P_f = 0.643 \text{ psi (tabla II-21)}$$

$$P_h = 0.922 \text{ psi (Cap. I-E.5)}$$

Luego:

$$P_{\text{suc}} = \frac{H}{2.31} - 1.565 \quad (\text{II-14})$$

$$P_{\text{suc}} = 1.465 \text{ psig}$$

- Como dato de operación; la presión de descarga, P_d (manómetro)

$$P_d = 30.00 \text{ psig}$$

- El Head será:

$$\text{Head} = 28.53 \text{ psi (20.10 mt), de la bomba}$$

- Del gráfico de la bomba, el head de 20 mt, el flujo sería cero, o la bomba no operaría a estas severas condiciones.

c. Altura requerida en el Tanque 25-T1

Para las condiciones actuales de flujo y de operación, se hallará la altura necesaria en el 25-T1:

El flujo de diseño de contralavado es 1,321 gpm o $5 \text{ m}^3/\text{min}$, para éste en el gráfico de la bomba el head es:

$$\text{Head} = 11.40 \text{ m (16.19 psi)}$$

Para: $P_d = 30.00 \text{ psig}$

• $P_{\text{suc}} = 13.81 \text{ psig}$

De la ec. II-16, despejando H, tenemos:

$$H = 3.5 \text{ pies}$$

- No existe rotámetro para medir el flujo de contralavado.

d. Conclusión

A condiciones actuales de operación, se requiere una altura de 36' en el tanque de agua cruda, a una menor la bomba enviará un flujo menor, disminuyendo la eficiencia en el contralavado.

e. Comentario

Actualmente, se empieza la regeneración del filtro cuando el tanque de agua cruda se encuentra en un nivel de 38', así tenemos:

$$P_{\text{suc}} = \frac{38'}{2.31} - 1.565 = 14.88 \text{ psig}$$

para:

$$P_d = 30.00 \text{ psig (manómetro)}$$

$$\text{Head} = 15.11 \text{ psi (10.64 m)}$$

De la curva de la bomba, para un Head de 10.64 m, el flujo es de 5.35 TM/min ó 1,413.3 gpm (vs. 1,321 gpm de diseño).

9.4.3. BOMBA 21-P202

a. Condición Crítica de Operación

Se analizará el caso, en el que el 21-T201 se

halle en su nivel mínimo, y el tren en ciclo de servicio, a condiciones actuales de operación.

Se tendrá que asumir una altura aproximada de resina en la torre catiónica, para evaluar la caída de presión a través del lecho (para una resina DOWEX HCR-W).

b. Evaluación

. Hallamos la presión de succión de la P202:

$$P_{suc} = \frac{H \times S}{2.31} - P_{f1} - P_h$$

$$H = 13 \text{ pies}$$

$$P_{f1} = 2.108 \text{ psi (tabla II-21)}$$

$$P_h = 0.10 \text{ psi (Cap. I-E.5)}$$

Luego, reemplazando, tenemos:

$$P_{suc} = \frac{H}{2.31} - 2.208 \quad (\text{II-15})$$

$$P_{suc} = 7.836 \text{ psig}$$

. Evaluamos la presión de descarga, P_d (mínima):

$$P_d = P_{f2} + P_{cat} + P_{f3} + P_{dec} + P_{f4} \quad (\text{II-16})$$

donde:

$$P_{f2} = 6.643 \text{ psi (tabla II-21)}$$

$$P_{cat} = 12.00 \text{ psi (dato de operación, vs. 3.0 psi para una altura de resina de 4.5', esto es:}$$

$$1.3 \times 4.5 \text{ pie} \times 0.5 \frac{\text{psi}}{\text{pie}} = 3.00 \text{ psi)}$$

$$\begin{aligned}
 P_{f3} &= 6.6541 \text{ psi (tabla II-21)} \\
 P_{dec} &= 0.10 \text{ psi (Cap. II-E.5)} \\
 P_{f4} &= 1.248 \text{ psi (tabla II-21)}
 \end{aligned}$$

Reemplazando, tenemos:

$$P_d = 24.645 \text{ psig (vs. 45 a 48 psig de operación)}$$

- Para la presión de descarga de operación $P_d = 46 \text{ psig}$, (manómetro) para el flujo de operación de 66.3 TM/hr (1.1 m/min) el Head, del gráfico de la bomba es:

$$\text{Head} = 31.00 \text{ m (44.02 psi)}$$

De donde puede hallarse, la altura necesaria de agua en el tanque 21-T201:

$$\begin{aligned}
 P_{suc} &= 46.00 - 44.02 \\
 P_{suc} &= 1.98 \text{ psig}
 \end{aligned}$$

- Despejando H de la ecuación II-15:

$$H = 9.674 \text{ pies (vs. 13 pies)}$$

- Luego a un nivel mínimo de 13 pies en el 21-T201, a condiciones actuales de flujo, la bomba puede operar eficientemente.

c. Conclusión

A condiciones severas, al flujo actual de servicio, la bomba 21-P202, puede operar eficientemente.

De mantenerse la presión de descarga mencionada, durante el ciclo de servicio del tren,

el nivel en el 21-T201, debe mantenerse superior a los 10 pies.

9.4.4. BOMBA 21-P203

a. Condición Crítica de Operación

Se considerará un nivel máximo en los tanques de agua desmineralizada, 23', y un nivel de 3' en la poza decarbonatadora, y un flujo actual de 66.3 TM/hr.

b. Evaluación

Calculamos el Head requerido por el sistema:

- La presión de descarga, P_d , mínima necesaria:

$$P_d = P_{f1} + P_{\text{anión}} + P_{f2} + \frac{H \times S}{2.31}$$

Donde:

$$P_{f1} = 7.193 \text{ psi (tabla II-21)}$$

$$P_{\text{anión}} = 8.00 \text{ psi (dato de operación vs. 2.60 psi, teóricamente, para 4' de altura de resina:}$$

$$1.3 \times 4 \times \text{pie} \times 0.5 \frac{\text{psi}}{\text{pie}} = 2.6 \text{ psi)}$$

$$P_{f2} = 4.905 \text{ psi (tabla II-21)}$$

$$H = 23 \text{ pies}$$

Reemplazando:

$$P_d = 30.05 \text{ psig}$$

- La presión de succión, puede evaluarse considerando:

$$P_{suc} = P_{pdec} - P_f$$

Donde:

$$P_{pdec} = \frac{H \times S}{2.31} = \frac{3 \times 1}{2.31} = 1.30 \text{ psi}$$

$$P_f = 1.248 \text{ psi (tabla II-21)}$$

Luego:

$$P_{suc} = 0.052 \text{ psig}$$

$$\text{Head} = 30,00 \text{ psi (21.13 m)}$$

- Del gráfico de la bomba, a 66.3 TM/hr (1.1 m/min), el Head = 28.00 m = 39.76 psi (vs. 30.00 psi).

Así, tenemos que, el Head del sistema es menor que el de la bomba, luego las válvulas absorberán los 9.76 psi.

c. Conclusión

La bomba 21-P203 operará eficientemente a situaciones severas a las condiciones actuales de operación.

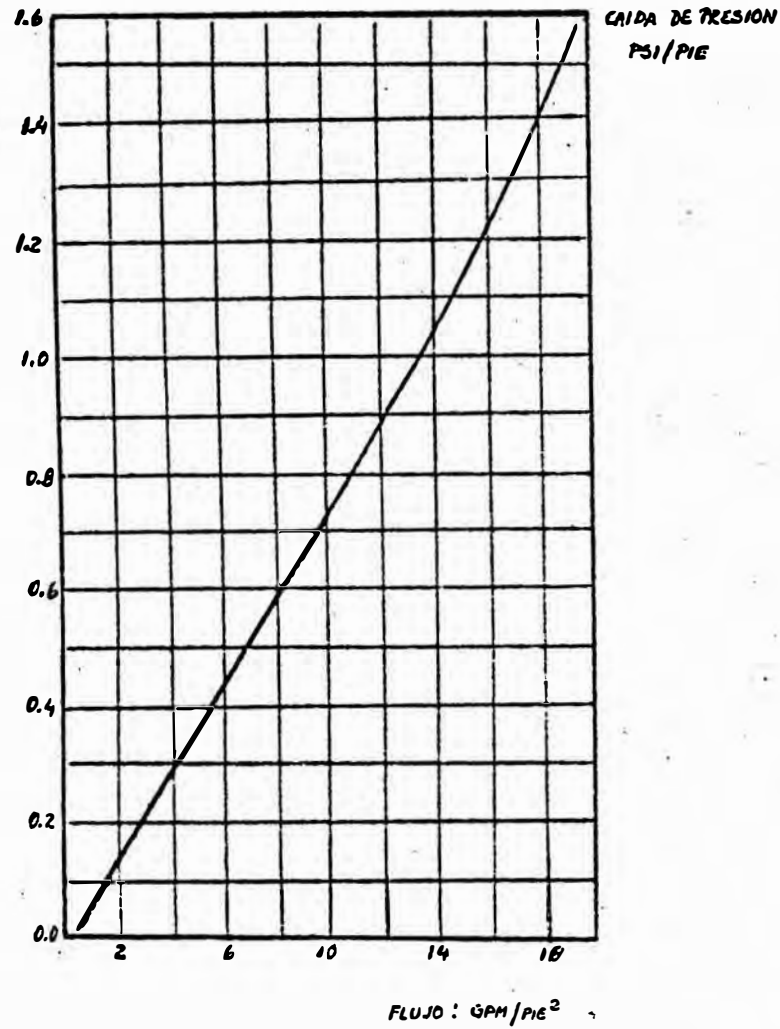
9.4.5. CONDICIONES DE OPERACION RECOMENDADAS

Para el flujo actual de 66.3 TM/hr durante el ciclo de servicio del tren, debe tenerse presente las siguientes condiciones de operación:

- Nivel mínimo en el tanque 25-T1 = 36 pies
- Nivel mínimo en el tanque 21-T201 = 10 pies
- Nivel máximo en los tanques 21-T204-5 = 23 pies

Presión de descarga en la 25-P3B = 40 psig
Presión de descarga en la 21-P201 = 30 psig
Presión de descarga en la 21-P202A/B = 46 psig
Presión de descarga en la 21-P203A/B = 30 psig

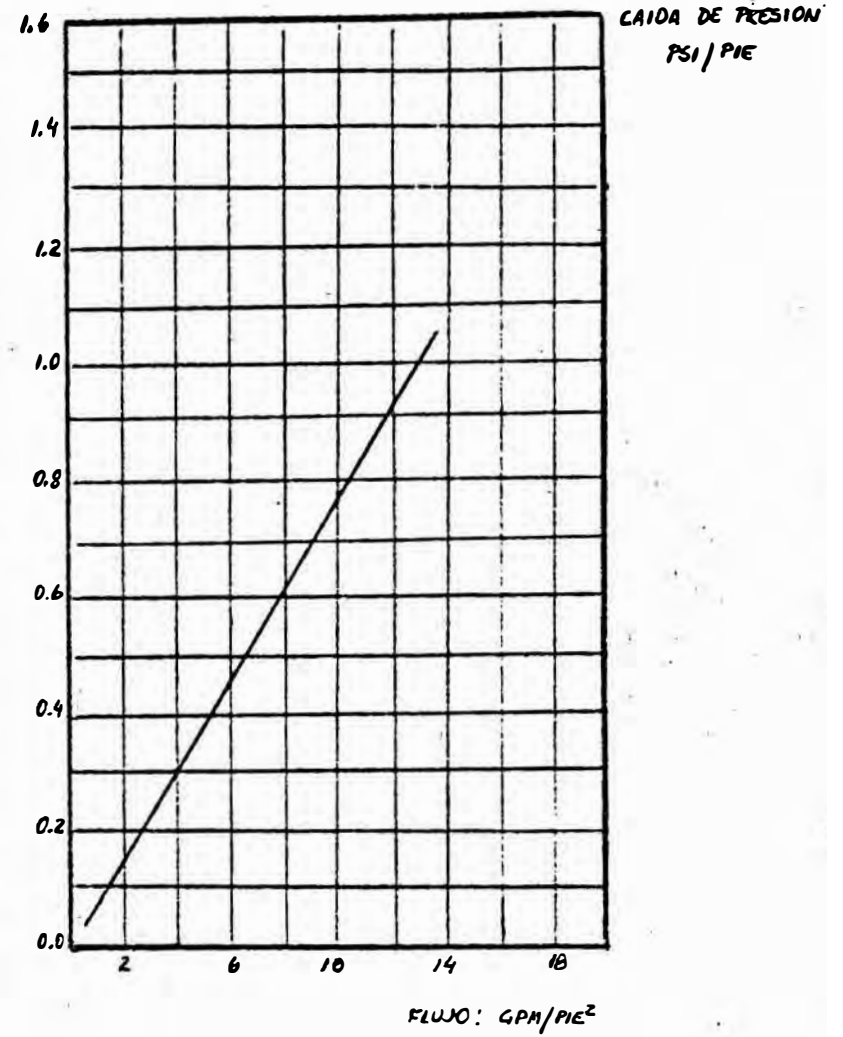
**GRAFICO II-9: CAIDA DE PRESION
VS FLUJO SUPERFICIAL
EN LA RESINA DOWEX HCRW**



FACTORES DE CORRECCION POR TEMPERATURA:

T (°F)	FACTOR
65	1.17
90	0.86

**GRAFICO II-10: CAIDA DE PRESION
VS. FLUJO SUPERFICIAL
EN LA RESINA DOWEX SAR**



FACTORES DE CORRECCION POR TEMPERATURA:

T (°F)	FACTOR
65	1.16
90	0.84

TEST RECORDS

Form No 25-13P

16152117/2

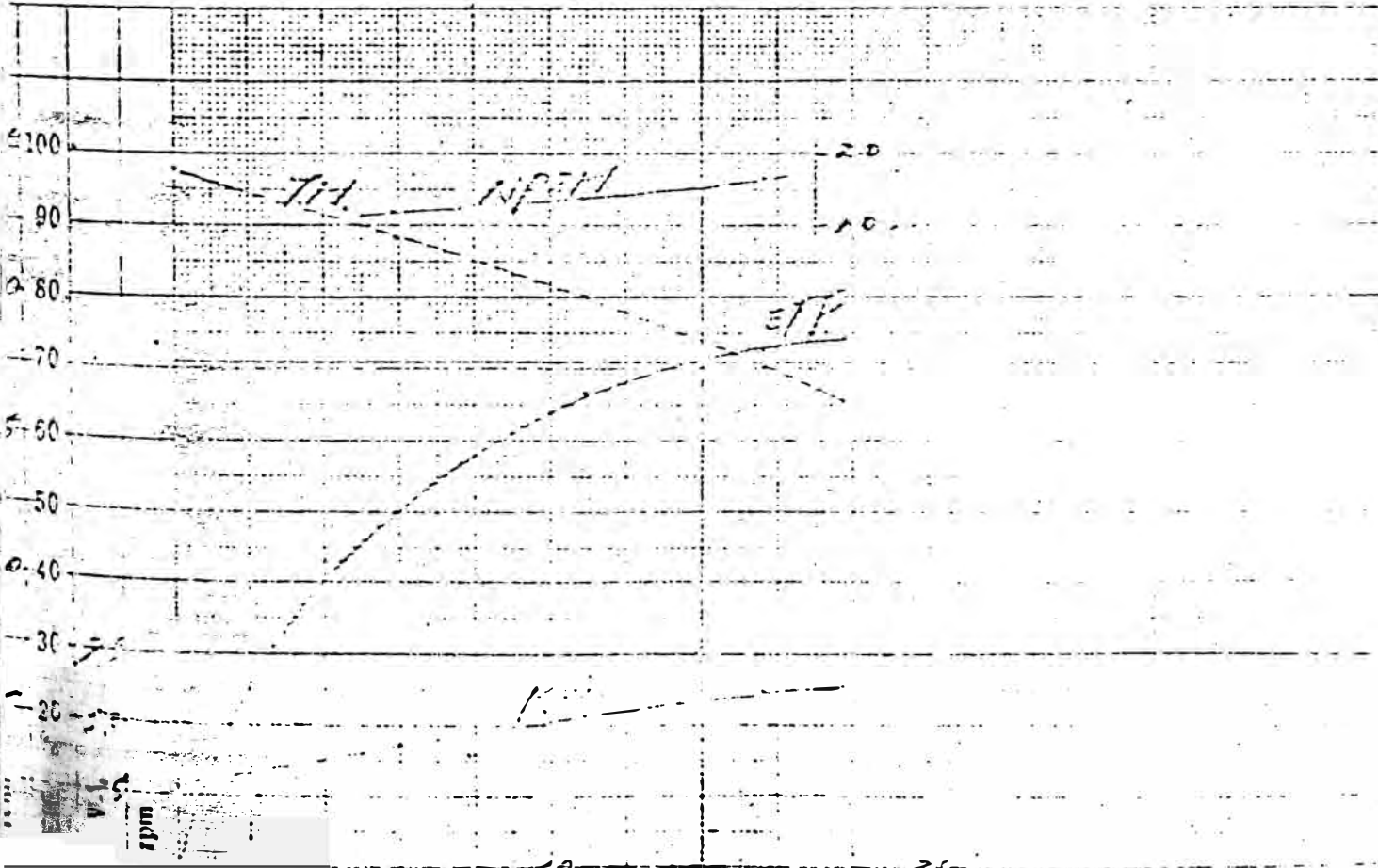
For Messrs. Japan Gasoline Co. Ltd.
 Type of Pump 100CLW11
 Requirements: - 1.0 m³ x 177 m³ x 175 rpm x 7.5 kW
 Ditto in Test: - 1 x x rpm x
 Motor Perform: - 440 V x 175 A x 715 rpm x 7.5 kW
 Ditto in Test: - V x A x rpm

Date: Sept 20 - 1955
 Tested by: [Signature]
 Approved by: [Signature]
 Inspected by: [Signature]
 Motor: 100CLW11
 No. of test: 100CLW11

(Page 1) - Motor No. 4752511 Ratio: 100CLW11 Watt: 100CLW11

NPSH (m)	rpm	Quantity		Head		Gauge Total	WkW	Eff.			Eff. (m)
		Deliv	Suction	Deliv	Suction			Watts	MkW	(%)	
1.785	175	11.6	7.5	1.5	2445	2	110	87	122	89	275
1.175	175	12.5	8.7	4	2207	2145	5	118	100	1	427
1.075	175	10.5	4	3	2007	241	3	145	21	1	515
1.075	175	8.3	3	1	1757	450	1	171	27	1	622
1.175	175	7.2	8.5	1	1125	470	1	176	29	1	1.07

Running Hours: _____ hours (60%)
 Room Temp.: _____ °C
 Driver Side: _____ °C
 Opposite Side: _____ °C
 Remarks: - Atmos. pressure 760 mm Hg water temp 20°C
NPSH. Sag. 1.5 m & 3 m = 1.8 m



ITEM 21-P201

TEST RECORDS

215678

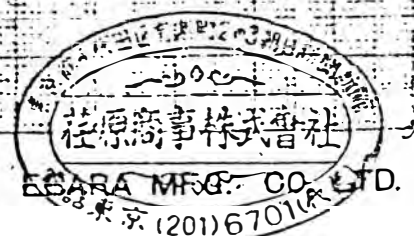
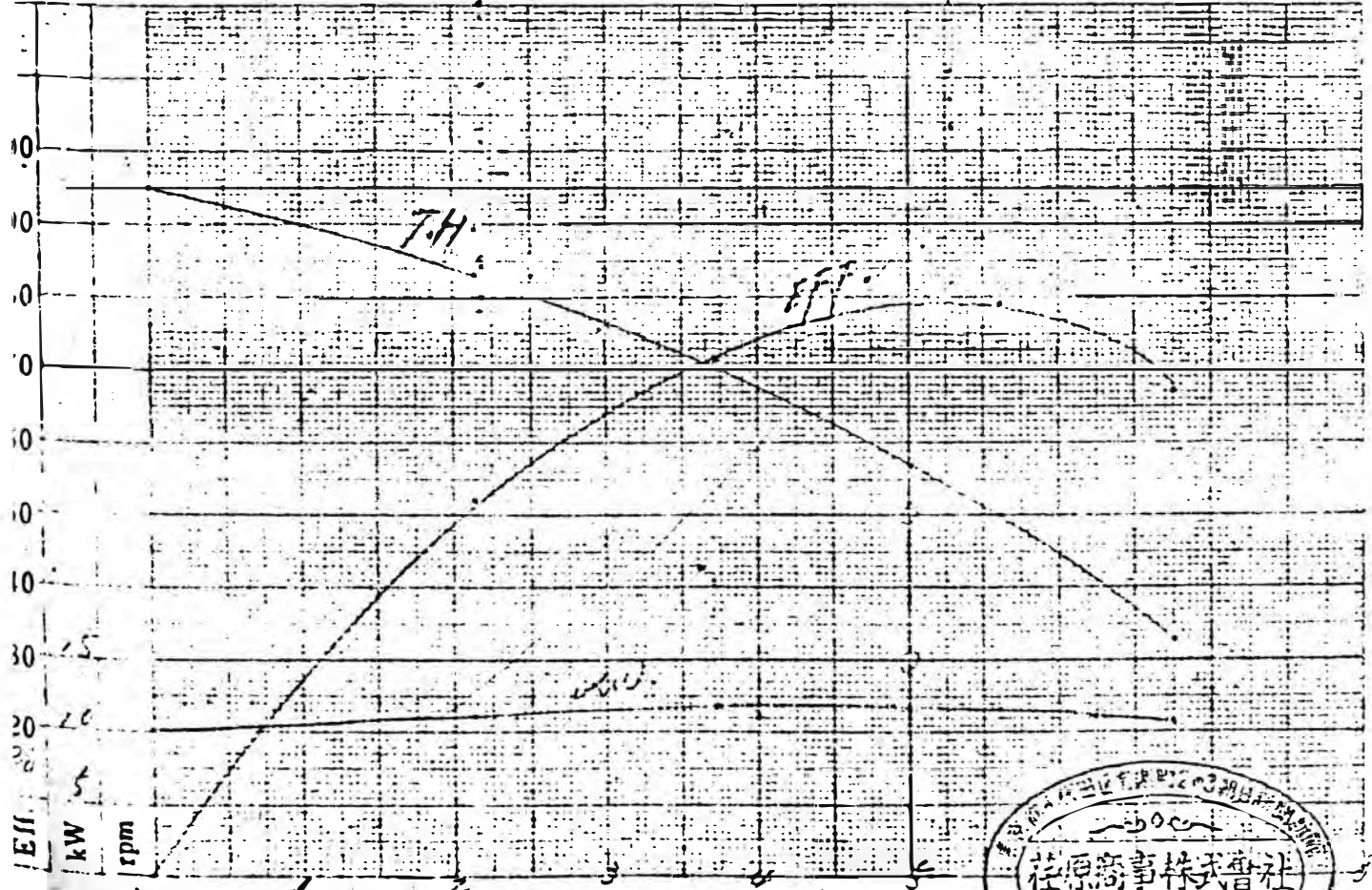
For Messrs. KURLTA INDUSTRIAL CO., LTD.
 Type of Pump: - 200 CEM
 Requirements: - 5 m³/hr × 10 m × 750 rpm × 1.5 kW
 Ditto in Test: - 1 × × rpm ×
 Motor Perform: - 220 V × 25 AX, 750 rpm × 1.5 kW
 Ditto in Test: - V × AX rpm ×

Date: Aug - 15 - 1953
 Tested by [Signature]
 Approved by [Signature]
 Inspected by [Signature]
 Weir: - [Diagram]
 Orifice d/Ø

(FLUJ): - Motor No. 20372Y () Ratio: - Pot. 1/2 Cur. 1/2 Watt. 1/10

Test NO.	rpm	Quantity		Head			WkW	Motor				Eff. (%)		
		Over Weir (m ³ /hr)	W ₂ /m ³	Delivery	Suction	Gauge Height		Total (m)	Volts V	Amps A	Watts		Eff. (%)	MkW
1	785	0	0	1.70	1.2	0.8	1.90	0	110	2.85	26.8	91.8	1.02	0
2	1580	63	2.142	1.45	1.3	1	1.66	5.91	107	510	91.0	1.15	52.1	
3	1	91	3.734	1.15	1.7	1	1.00	9.53	125	542	91.2	1.86	71.9	
4	1775	119	5.627	0.8	2.4	1	1.00	9.19	318	532	91.0	1.62	79.2	
5	1	34	1.755	3.0	2.8	1	6.6	7.28	299	498	90.8	1.08	67.1	
6														
7														
8														

Running Hours: 15 hours
 (20%) OK
 W. T. P. 20 kg/cm²
 Ambient Temp. 27 °C
 Remarks: -
 Driver Side 36 °C
 Opposite Side 40 °C



TEST RECORDS

Messrs. **KURITA INDUSTRY CO. LTD.**

Date: **Aug - 15 - 1966**

Tested by **V. M. EST. T.**

Pump: - **100 SGTM.**

Approved by **[Signature]**

Dimensions: - **1.175 X 1.175 X 1.175 rpm X 1 kW**

Inspected by **[Signature]**

in Test: - **1 X X rpm X**

Weir: - **[Diagram]**

Perform: - **4.5 V X 1.7 A X 1.7 rpm X 1.1 kW**

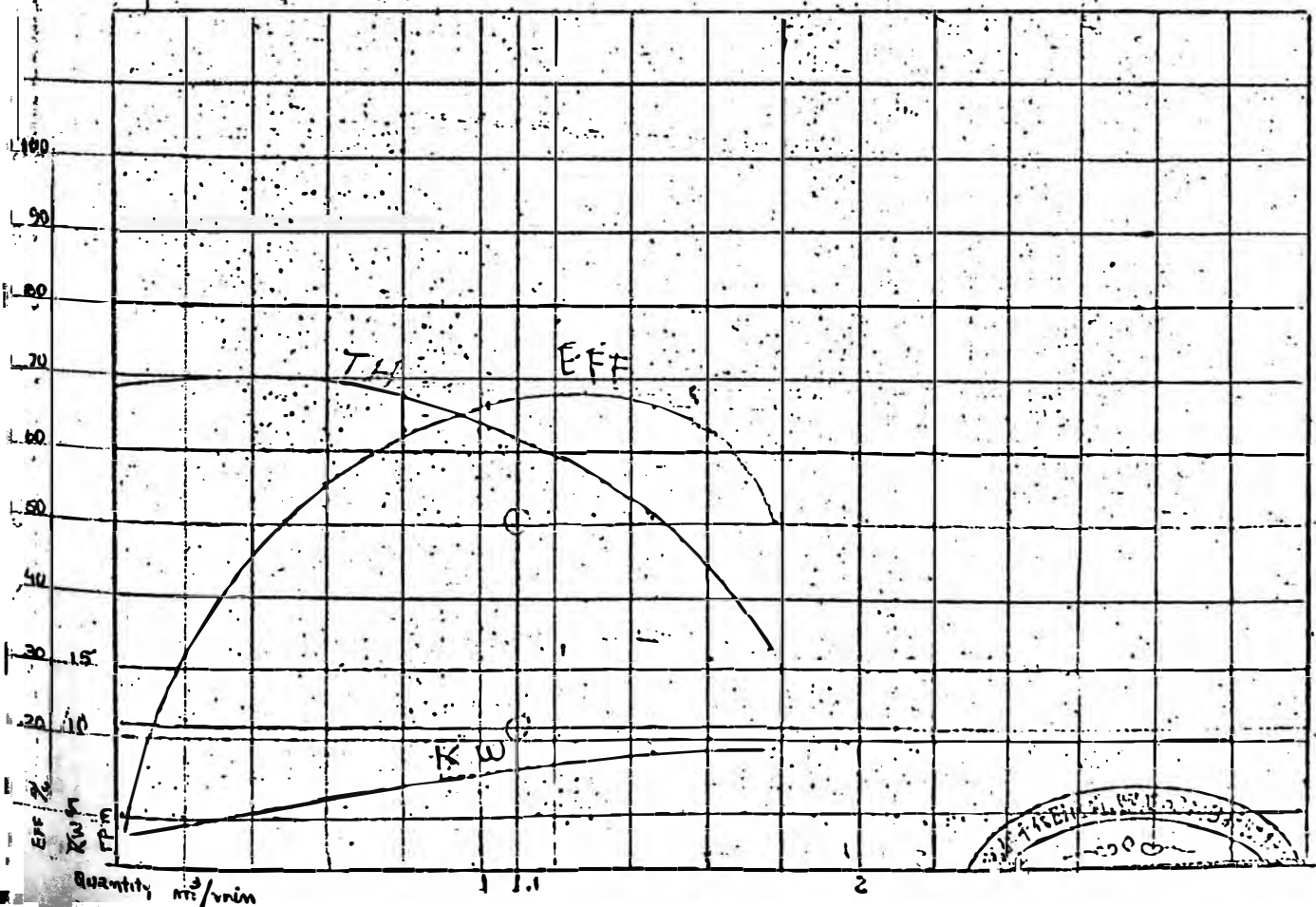
Orifice d/D : **[Diagram]**

in Test: - **V X A X rpm X**

Motor No. **[Blank]** Ratio: - Pot. $\sqrt{\quad}$ Cur. $\sqrt{\quad}$ Watt. $\sqrt{\quad}$

rpm	Quantity		Head			Total (m.)	WkW	Motor			Eff. (%)	MkW	Eff. (%)
	Over Weir (cm)	mc ³ /min	Delivery	Suction	Gauge Height			Volts V	Amps A	Watts			
1790	0	0	37.7	10	0	34.2	0	110	157	150	83.5	3.0%	0
1785	42	0.585	33.3	14	3	34.9	3.33	205	205	785	89	6.08	54.8
1780	61	1.070	29	20	1	31.5	5.25	205	205	765	90	9.88	66.7
1775	77	1.449	22	30	7	25.5	6.23	272	272	905	91.2	9.12	66.2
1770	88	1.774	12	39	5	16.4	4.76	300	300	907	9.97	9.97	50.2

Rev. hrs:	1 hours	(60%) OK	W. T. P. 10 kg/cm ²
Room hrs:	27.5 °C	Remarks: -	
Driver Side:	35 °C		
Oppt Side:	35 °C		



No 21-1203 B

TEST RECORDS

10

1615700. 2/2
 For Messrs. KUKITA INDUSTRY CO. LTD.
 Type of Pump: - 100 LL WM.
 Requirements: - 1.1 m³/m² x 2.5' x 1750 rpm x 11 kW
 Ditto in Test: - 1 x x rpm x
 Motor Perform: - 440 V x 19 A x 1750 rpm x 11 kW
 Ditto in Test: - V x A x rpm x

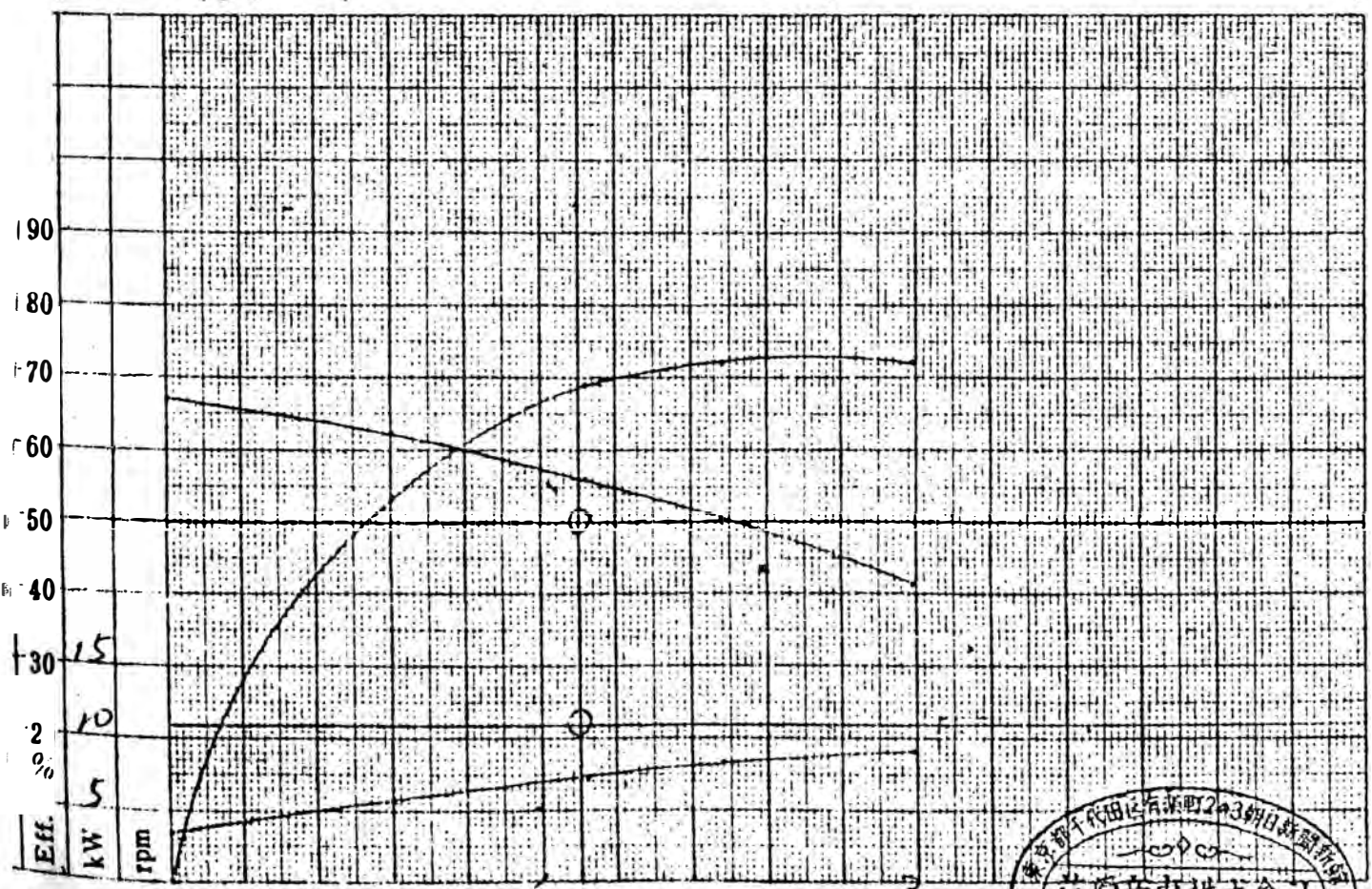
Date Aug - 15 - 1966
 Tested by V. M. ...
 Approved by M. Kobayashi
 Inspected by [Signature]
 Weir: - at M
 Orifice d/D

(Fuji) : - Motor No. 78352874 () Ratio: - Pot. 1/4 Curl 16 Watt. 1/10

rpm	Quantity		Head				WkW	Motor					Eff. (%)
	Over Weir (mm)	m ³ /m	Delivery	Suction	Gauge Height	Total (m)		Volts V	Amps A	Watts	Eff. (%)	M kW	
1785	0	0	30	0.8	0.6	334	0	110	160	184	85	3.67	0
1750	43	0.605	29	1.6	1	312	309	1	200	270	89	5.71	53.6
1	65	1.123	25	2.4	1	250	515	1	235	345	90	7.46	69.0
1775	78	1.478	21	3.4	1	250	603	1	255	385	90.6	8.37	72.0
1	95	1.893	15	5.1	1	20.7	674	1	275	425	91	9.28	72.6

ing Hours 1 hours
 n Temp. 27.5 °C
 Driver Side 42 °C
 Opposite Side 38 °C

(60%) OK
 W. T. P. 24 kg/cm²
 Remarks: -



CAPITULO III

AMPLIACION DE LA ACTUAL PLANTA DESMINERALIZADA MEDIANTE UN
NUEVO TREN DE INTERCAMBIO IONICOA. R E S U M E N

En este Capítulo se realiza el estudio para la Ampliación de la actual Planta de Agua Desmineralizada, mediante un Nuevo Tren de Intercambio Iónico adicional al existente, cuya capacidad tiene que estimarse.

Con esta ampliación quiere conseguirse dos objetivos principales:

1. Eliminar los problemas y riesgos operativos del tren de intercambio iónico existente.
2. Cubrir los nuevos requerimientos de agua desmineralizada en la Refinería, para lo cual se considerarán dos alternativas o casos I y II a referir a continuación.

En la actualidad (a 1981), existen dos proyectos en estudio, que de realizarse implicarían una mayor demanda de vapor y agua desmineralizada a los actuales, y que no podría ser cubierto por el actual sistema en estudio. Estos proyectos son:

Caso I: Ampliación de las unidades existentes de Craqueo Catalítico (de 6.7 a 8 MBPD) y la de Vacío (de 10 a 12 MBPD).

Caso II: Instalación de las Nuevas Unidades de Conversión (Craqueo Catalítico de 15 MBPD, Vacío de 33 MBPD y Visbreaking de 18 MBPD de capacidad), además de los requerimientos del Caso I.

Asimismo los objetivos a conseguir están sujetos además a las siguientes consideraciones: evaluación previa del tren actual, condiciones actuales de operación, espacio físico en el área de SS.II., esquema actualizado de distribución de agua y vapor entre otras, ya referidas en los capítulos I y II.

En el punto C de este capítulo se indican las bases de estudio para la ampliación de la actual planta de agua desmineralizada considerando los requerimientos del caso I.

En los anexos de este capítulo se muestran en detalle los cálculos efectuados e información adicional.

B. NUEVOS REQUERIMIENTOS DE AGUA DESMINERALIZADA

1. DISCUSION DE RESULTADOS

1.1. Al estimar los requerimientos de agua desmineralizada, estudio base para la ampliación de la Planta de Agua Desmineralizada, se considera dos casos:

- Caso I: Requerimientos actuales más los de las ampliaciones de las Unidades FCC y Vacío.
- Caso II: Requerimientos del caso I, más los de las Nuevas Unidades de Conversión en Relapa.

1.2. En el Anexo I, para el caso I, se tiene lo siguiente:

- 1.2.1. El requerimiento neto de agua desmineralizada, (make-up), es de 40 TM/hr, a flujo continuo. Se considera que se mantiene el actual esquema de distribución de flujo de agua y vapor (el actualizado).
- 1.2.2. De la tabla III-1 las alternativas estudiadas para estimar la capacidad de un nuevo tren señalan que, para eliminar los problemas y riesgos operativos del tren actual, y cubrir los requerimientos del caso: "el Nuevo Tren" será de 50 TM/hr de capacidad, para un ciclo de servicio de 4 hrs.
- 1.3. En el Anexo 2, para el caso II, se tiene lo siguiente:
 - 1.3.1. El requerimiento neto de agua desmineralizada es de 95 TM/hr a flujo continuo. Asimismo se asume que se mantiene el actual esquema de distribución de flujo de agua y vapor.
 - 1.3.2. En la tabla III-2, las alternativas para estimar la capacidad del nuevo Tren, señalan que; para satisfacer los requerimientos del caso y eliminar los problemas y riesgos del tren actual, será necesario un nuevo tren de 150 TM de capacidad (ciclo de servicio de 4 hrs). Un tren de tal capacidad implica equipos de dimensiones que exceden el límite máximo de construcción.
 - 1.3.3. En la tabla III-2, todas las alternativas ya anteriormente mencionadas, favorables o no para el actual tren, señalan que la capacidad del nuevo tren será mayor de 100 TM/hr.

1.3.4. En el Gráf. III-2, puede observarse que el flujo de agua al deareador (punto F), es de 307,760 lb/hr vs. 150,000 lb/hr que es su máxima capacidad de diseño, esto es, será necesario un nuevo deareador.

1.3.5. En el Anexo 5, se observa que el actual sistema de producción de vapor logra satisfacer los requerimientos del caso I, no así los del caso II en el que será necesario un nuevo caldero.

2. CONCLUSIONES

2.1. El actual requerimiento neto de agua desmineralizada (make-up), es de 32 TM/hr, a flujo continuo.

2.2. El total de agua requerida actual más ampliaciones de las unidades de FCC y Vacío, es de 40 TM/hr.

2.3. Será necesario un nuevo tren de 50 TM/hr de capacidad de diseño (ciclo de servicio de 4 hr), para cubrir las necesidades del caso anterior, eliminándose además los problemas y riesgos operativos del actual tren.

2.4. A condiciones normales de operación, el esquema actual de distribución de flujo de agua y vapor considera que; el retorno de condensado a tanques de agua desmineralizada, el de vapor de baja al deareador son el 30 y 10% del flujo de agua a calderas, respectivamente.

2.5. El requerimiento de agua para cubrir el consumo actual, ampliaciones y el de las nuevas unida-

des de conversión, será de 95 TM/hr a flujo continuo, asumiendo que se mantiene el actual esquema de distribución de flujo de agua y vapor.

2.6. Será necesario un nuevo tren de 150 TM/hr de capacidad (ciclo de servicio 4 hrs) para cubrir las necesidades del caso anterior, eliminándose además los problemas y riesgos del actual tren.

2.7. Un tren de intercambio iónico de una capacidad mayor de 100 TM/hr, técnicamente es posible diseñarlo, mas no tendría garantía de una buena performance, por lo siguiente:

canalizaciones excesivas en el lecho de las resinas, esto es baja de producción, excesiva degradación física de la estructura en las resinas por compactación, por lo tanto mayor frecuencia de reposición de las mismas, esto es mayores costos operativos.

2.8. Para solucionar los problemas que trae consigo equipos de intercambio iónico de grandes dimensiones se recomienda dividir el flujo total en dos unidades, de tal manera que operen en paralelo, lo que restaría flexibilidad operativa al sistema. Existe además el factor de limitación de espacio físico en el área actual de SS. II.

2.9. Un nuevo deareador sería necesario para cubrir las necesidades de este caso, así mismo una nueva red de tuberías para el sistema de condensados.

2.10. Para el caso de la instalación de nuevas unidades en lo que concierne a SS.II. se supone que deberá mejorarse el actual esquema de dis-

tribución de flujo de agua y vapor, más aún en lo que respecta a retorno de condensados.

- 2.11. Para el caso de la instalación de las nuevas unidades de conversión, será necesario un nuevo caldero.

3. RECOMENDACIONES

- 3.1. Ampliar la capacidad de la actual planta de agua desmineralizada mediante un nuevo tren de intercambio iónico de 50 TM/hr de capacidad de diseño, para cubrir las necesidades de las actuales unidades mas las ampliaciones de las Unidades de Vacío y FCC.

- 3.2. Las nuevas unidades de conversión deben contar con su sistema propio de tratamiento de agua, en forma independiente del actual.

C. CONSIDERACIONES A TOMAR PARA SATISFACER LOS REQUERIMIENTOS DE AGUA DESMINERALIZADA PARA LAS AMPLIACIONES DE LAS UNIDADES FCC Y VACIO

1. TREN ACTUAL

- 1.1. El tren actual fue diseñado para una capacidad de 63 TM/hr (ciclo de servicio de 8 hrs).

- 1.2. Actualmente el tren de intercambio iónico produce 66 TM/hr (ciclo de servicio 5.4 hrs).

- 1.3. Estas severas condiciones de operación, una calidad actual de agua cruda sumamente dura compa

rada con la de diseño, aparte de obtenerse una baja de producción no se logra la calidad de agua desmineralizada exigida por los calderos. Más información en el capítulo II.

2. REQUERIMIENTOS DE AGUA DESMINERALIZADA

2.1. La producción requerida de agua desmineralizada es de 40 TM/hr, a flujo continuo. Asimismo se asume que el esquema de distribución de flujo de agua y vapor actual no presentará alguna variación significativa.

3. RECUPERACION DE CONDENSADOS

3.1. El retorno de condensados de vapor de las unidades de procesos, a tanques de agua desmineralizada es de 30% del flujo de agua a calderas.

4. RETORNO DE VAPOR DE BAJA PRESION AL DEAREADOR

4.1. Se ha estimado que este es el 10% del flujo total de agua a calderas.

5. REQUERIMIENTOS DE VAPOR

Los requerimientos de vapor se estiman en 138,810 lb/hr de los cuales 9,722 lb/hr corresponden a las ampliaciones de las Unidades de FCC (de 6,7 a 8 MBD) y Vacío (de 10 a 12 MBD).

6. CAPACIDAD DEL NUEVO TREN

- 6.1. La capacidad de diseño del nuevo tren, será de 50 TM/hr (ciclo de servicio de 4 hrs). Debe ser diseñado para resinas de capacidad intermedia, permitiendo esto una mayor flexibilidad en lo que a selección de resinas se refiere.
- 6.2. El nuevo tren trabajará en forma alternada con el actual tren; esto es, mientras uno produce el otro debe estar regenerándose. El flujo de servicio a operación normal será de 40 TM/hr.
- 6.3. El nuevo tren constará de los siguientes equipos principales:

Torre catiónica, con resina fuertemente ácida

Torre decarbonatadora

Torre aniónica, con resina fuertemente básica o de doble lecho, resina fuerte-débilmente básica.

Un filtro de arena

Tuberías y accesorios e instrumentación para la operación automática de la planta.

7. TUBERIAS DE CONDENSADOS

- 7.1. Para el flujo estimado de retorno de condensados de vapor de 41,640 lb/hr, la velocidad alcanzará a los 4 ft/seg por las tuberías de 3"Ø, por lo que no será necesario modificar las instalaciones existentes ya que este valor se encuentra dentro de lo permisible.

8. DEAREADOR

8.1. No será necesario instalar otro adicional, ya que la capacidad requerida es de 125,210 lb/hr vs. 150,000 lb/hr que es la capacidad de diseño.

9. SISTEMA DE PRODUCCION DE VAPOR

9.1. El actual sistema de producción de vapor satisface ampliamente los requerimientos de vapor de 138,810 lb/hr vs. una capacidad instalada de 206,800 lb/hr.

10. NUEVO TANQUE DE AGUA DESMINERALIZADA

10.1. Será necesario un nuevo tanque de almacenamiento de agua desmineralizada de una capacidad de 250 TM. Ver Anexo D.4.

D. A N E X O S

1. NUEVOS REQUERIMIENTOS DE AGUA DESMINERALIZADA PARA LA AMPLIACION DE LAS UNIDADES DE FCC A 8 MBD Y VACIO A 12 MBD

1.1. Consideraciones Generales

1.1.1. Se tendrá como base los requerimientos actuales, ya señalados en el Gráf. III-1, más los correspondientes a las ampliaciones. Se asumirá que se mantendrá el actual esquema de dis-

tribución de flujo de agua y vapor, esto es:

- Los retornos de condensados a tanques de agua desmineralizada y vapor de baja al deareador serán el 30 y 10% del flujo de agua a calderas respectivamente.
- El venteo en el deareador será de 2% del vapor ingresante.
- El total de agua desmineralizada a unidades de procesos será de 2,420 lb/hr.
- Las turbinas en general pueden operar un promedio de 12% por encima de la capacidad normal de operación (factor de seguridad a asignar a los requerimientos de vapor).

1.2. Nuevos requerimientos de Agua Desmineralizada

1.2.1. Requerimientos netos (make-up) actuales:

71,256 lb/hr
(32.39 TM/hr)

1.2.2. Flujo actual de agua a calderas:

115,256 lb/hr

1.2.3. Requerimientos por ampliaciones de las unidades:

- FCC	4,860 lb/hr	(Design Projects)
- Vacío	<u>3,820</u>	" (TCO-010-81)
TOTAL	8,680	"

1.2.4. El flujo de agua a calderas será:

$(115,256 + 8,680) \cdot 1.12 = 138,810$ lb/hr

1.2.5. En el Gráf. III-1 y tabla adjunta puede observarse los resultados en la que:

Los requerimientos de agua desmineralizada punto D, son de 40 TM/hr ó 85,990 lb/hr, a flujo continuo.

1.3. Capacidad de un Tren Adicional

1.3.1. Alternativas a presentarse:

a. Consideraciones Iniciales:

a.1. El requerimiento de agua desmineralizada, a la entrada de los tanques de agua desmineralizada, es de 40 TM/hr.

a.2. Condiciones actuales del tren existente:

- Flujo de agua, por ciclo de producción	TM/hr	66.3
- Ciclo de producción	hr	5.4
- No. de ciclos de producción/día	c/día	2.17
- Ciclo de regeneración	hr	4.

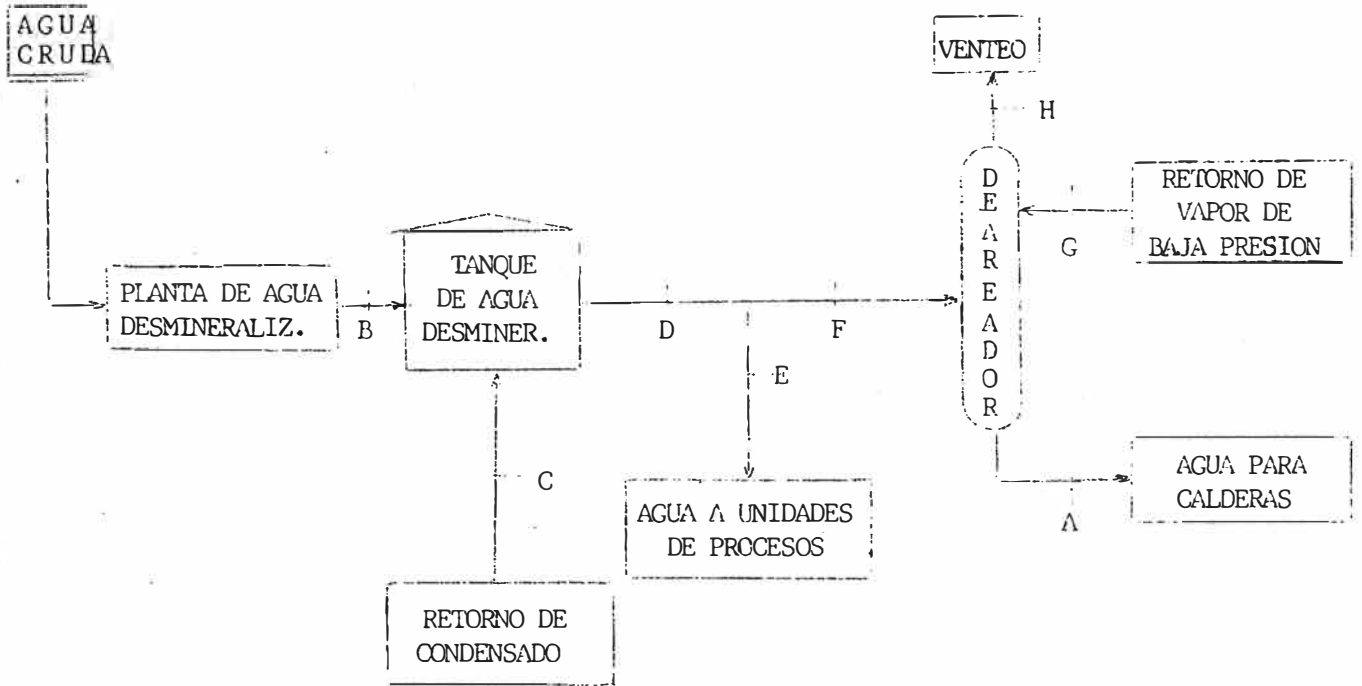
a.3. Nuevas condiciones de operación

- Flujo de agua/ciclo producc.	TM/hr	50.00
- Ciclo de producción	hr	4.00
- No. de ciclos/día	c/día	3.00
- Ciclo de regeneración	hr	4.00

a.4. Forma de operación del Nuevo Tren con el actual, será en forma alternada, esto es: mientras uno produce, el otro se encuentra en regeneración.

- b. Para un requerimiento promedio de 40 TM/hr de agua desmineralizada, en la tabla se muestran las alternativas estudiadas. (Tb. III-1)

GRAFICO III-1: CONSUMO Y PRODUCCION DE VAPOR Y AGUA DESMINERALIZADA, EN SS.II.
PARA EL CASO I



	A	B	C	D	E	F	G	H
b/hr	138,810	85,990	41,640	127,630	2,420	125,210	13,880	280
M/hr	63.09	39.09	18.93	58.01	1.1	56.91	6.31	0.13
Fluido (agua)	Desmineralizada sin oxígeno	Desmineralizada	Condensado de vapor	Desmineralizada	Desmineralizada	Desmineralizada	Vapor de baja presión 2K	Vapor de 2K saturado

TABLA III-1: ALTERNATIVAS PARA LA AMPLIACION DE LA PLANTA DE AGUA DESMINERALIZADA, CONSIDERANDO LAS AMPLIACIONES DE LAS UNIDADES ACTUALES DE VACIO Y FCC

No.	TREN:	FLUJO DE PRODUCC. TM/hr x ciclo	FLUJO DE PRODUC. CONTINUA TM/hr	HRS. DE SERVICIO POR DIA No. cicl/día x hrs/ciclo	PRODUCCION TM/día	PRODUCCION REQUERIDA TM/día	OBSERVACION
1	Actual	63.0	31.5	3 x 4	756	960	Alto riesgo de operación
	Nuevo	50.0	<u>25.0</u>	3 x 4	<u>600</u>		Capacidad de diseño
	TOTAL		56.5		1,356		
2	Actual	66.3	32.39	2.17 x 5.4	777	960	Condición crítica de op.
	Nuevo	50.0	<u>25.58</u>	3.07 x 4.	<u>614</u>		Capacidad de diseño
	TOTAL		57.97		1,391		
3	Actual	50.0	25.0	3 x 4	600	960	Eliminación de riesgos operativo
	Nuevo	50.0	<u>25.0</u>	3 x 4	<u>600</u>		Capacidad de diseño
	TOTAL		50.0		1,200		
4	Actual	40.0	20.0	3 x 4	480	960	Capacidad de operación
	Nuevo	40.0	<u>20.0</u>	3 x 4	<u>480</u>		Capacidad de operación
	TOTAL		40.0		960		

OBSERVACION: La producción de los trenes será en forma alternada.

2. NUEVOS REQUERIMIENTOS DE AGUA DESMINERALIZADA PARA LAS NUEVAS UNIDADES DE CONVERSION EN RELAPA

2.1. Consideraciones Generales

Serán las mismas que para el caso del Anexo 1.

2.2. Nuevos Requerimientos de Agua Desmineralizada

- 2.2.1. Requerimientos actuales más ampliaciones de las unidades de FCC y Vacío 40 TM/hr
- 2.2.2. Nuevas Unidades de Conversión:
Según el informe de TCO-059-81, 92 TM/hr
- 2.2.3. Requerimiento neto de agua desmineralizada total 95 TM/hr

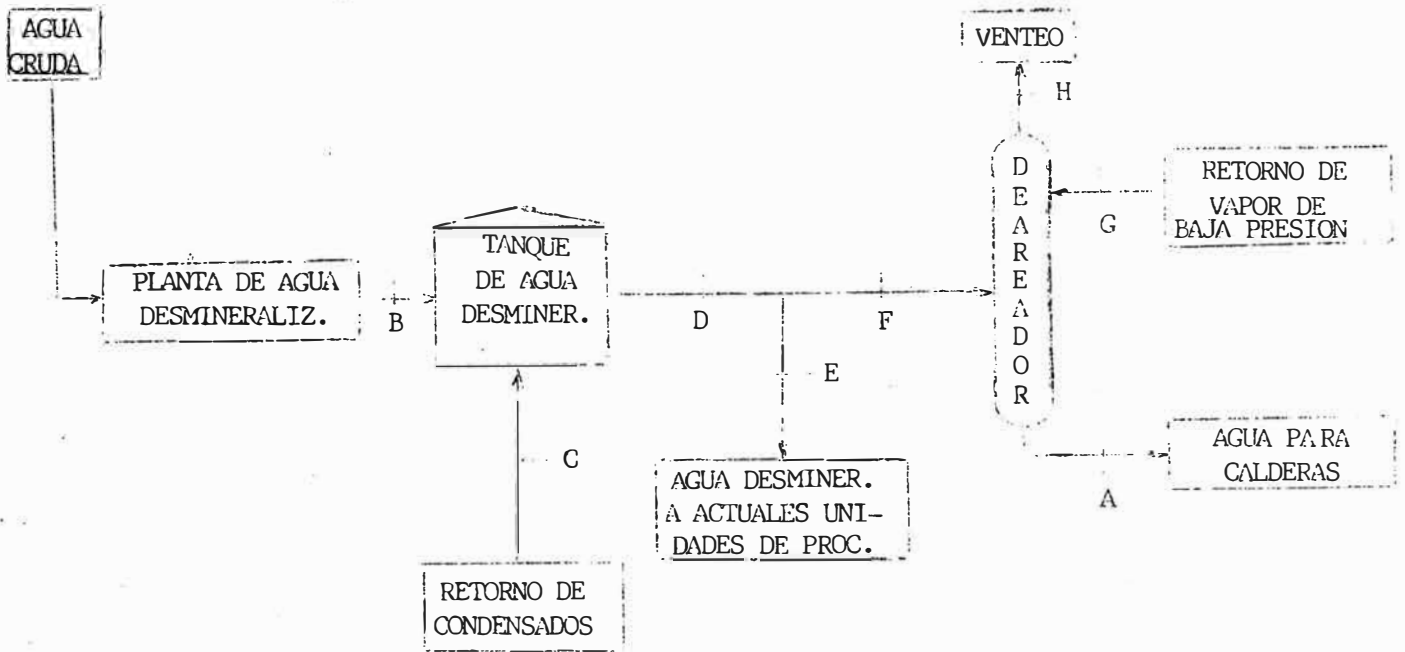
Observación:

Flujo de agua a calderas:

$$63.09 + 92 = 155.09 \text{ TM/hr}$$

Considerando que, aunque no óptimamente, se mantienen los mismos porcentajes de retornos de condensado, vapor, venteo, ya mencionados, el requerimiento neto total de agua desmineralizada será de 95 TM/hr.

GRAFICO III-2: CONSUMO Y PRODUCCION DE VAPOR Y AGUA DESMINERALIZADA, EN SS.II.
PARA EL CASO II



	A	B	C	E	F	G	H
lb/hr	341,198	207,821	102,359.4	2,420	307,760.6	34,119.8	682.40
TM/hr	155.09	94.46	46.53	1.10	139.09	15.51	0.31

3. ALTERNATIVAS PARA LA AMPLIACION DE LA PLANTA DE AGUA DESMINERALIZADA, CONSIDERANDO LAS NUEVAS UNIDADES DE CONVERSION

TABLA III-2:

No.	TREN:	FLUJO DE PRODUCC. TM/hr x ciclo	FLUJO DE PRODUCC. CONTINUA TM/hr	HRS DE SERVICIO/DIA No. cicl/día x hrs/ciclo	PRODUCCION TM/día	PRODUCCION REQUERIDA TM/día	OBSERVACION
1	Actual	63.0	31.5	3 x 4	756	2,280	Alto riesgo operativo
	Nuevo	127.0	<u>63.5</u>	3 x 4	<u>1,524</u>		
	TOTAL		95.0		2,280		
2	Actual	66.3	32.39	2.17 x 5.4	777	2,280	Condición crítica de op.
	Nuevo	122.4	<u>62.61</u>	3.07 x 4	<u>1,503</u>		
	TOTAL		95.00		2,280		
3	Actual	50.0	25.0	3 x 4	600	2,280	Eliminación de riesgos operativos
	Nuevo	140.0	<u>70.0</u>	3 x 4	<u>1,680</u>		
	TOTAL		95.0		2,280		
4	Actual	40.0	20.0	3 x 4	480	2,280	Operación de servicio
	Nuevo	150.0	<u>75.0</u>	3 x 4	<u>1,800</u>		
	TOTAL		95.0		2,280		

4. ESTIMADO DE LA NUEVA CAPACIDAD REQUERIDA DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DESMINERALIZADA PARA EL CASO DE LAS AMPLIACIONES DE LAS UNIDADES ACTUALES DE FCC Y VACIO

4.1. Consideraciones Generales

4.1.1. Se tendrá en cuenta los datos de flujo dados en el Gráf. II-2, y forma de cálculo en la evaluación de la capacidad actual de agua desmineralizada en el Cap. II.

4.1.2. Teniendo como referencia a los tanques de agua desmineralizada 21-T204 y 205: (Gráf. II-2)

		<u>Op. Normal</u>	<u>Op. Emerg.</u>
Consumo (punto D) (TM/hr)		58.01	69.61
. Ret. Condensados (C) (TM/hr)		18.93	3.00

4.1.3. Se considerará para estimar la capacidad total de almacenamiento, volumen: crítico, de regeneración, emergencia y libre.

4.2. Estimado del Volumen Crítico

Volumen actual (7' de nivel, 21-T204 y 205)...TM	161.15
Volumen nuevo tanque (Ø igual a T204, 7')TM	<u>81.60</u>
Volumen crítico TM	247.75

4.3. Estimado del Volumen de Emergencia

Asumiendo una emergencia de 4 horas y un margen de seguridad de 15% para la velocidad de descenso:

$$\text{Vol. Emerg.} = (69.61 - 3.00) \times 4 \times 1.15 = 306.5 \text{ TM}$$

4.4. Estimado del Volumen de Regeneración

Se asume el caso: a condiciones normales de operación ambos trenes tengan que regenerarse a la vez, o por algún desperfecto se interrumpa el flujo de agua desmineralizada a tanques de almacenamiento.

$$\text{Vol. Regeneración} = (58.01 - 18.93) \times 4 \times 1.15 = 180 \text{ TM}$$

4.5. Capacidad Mínima de Almacenamiento de Agua Desmineralizada

Vol. Crítico	247.75 TM
Vol. Emergencia	306.50 TM
Vol. Regenerac.	180.00 TM
Vol. Requerido	734.25 TM

4.6. Déficit de Almacenamiento de Agua Desmineralizada

Vol. Actual (21-T204 y 205, a 23')	534.15 TM
Vol. Requerido	<u>734.25</u> TM
Déficit de almacenamiento	200.10 TM

4.7. Capacidad del nuevo Tanque de Agua Desmineralizada

Vol. Efectivo (almac. de agua)	200.10 TM
Vol. Libre (2/8 de vol. efect.)	<u>50.02</u> TM
Capacidad del nuevo tanque	250.12 TM

5. SISTEMA DE PRODUCCION DE VAPOR EN LA REFINERIA LA
PAMPILLA

1. Caldera 21-B1,	(Vapor de 18 Kg)	66,000 lb/hr (30 TM/hr)
2. Caldera 21-B2,	(Vapor de 18 Kg)	66,000 " (30 ")
3. Caldera 221-B1, ..	(Vapor de 18 Kg)	74,800 " (34 ")
4. Caldereta 11-E55, U. Primaria I		
	(Vapor 15 Kg)	4,790 lb/hr (2.2 TM/hr)
5. Caldereta 211-E10, U. Primaria II		
	(Vapor de 15 Kg) ...	19,800 lb/hr (9 TM/hr)
6. Caldereta 13-E5 U. FCC		
	(Vapor de 15 Kg) ...	12,520 lb/hr (5.7 TM/hr)
7. CAPACIDAD MAXIMA TOTAL DE PRODUCCION DE VAPOR		
	(Vapor de 18 Kg) ..	206,800 lb/hr (94 TM/hr)

CAPITULO IV.

RESULTADOS DE DISEÑO PARA LA AMPLIACION DE LA ACTUAL PLAN-
TA DESMINERALIZADORA MEDIANTE UN NUEVO TREN DE INTERCAMBIO
IONICO EN RELAPA

A. G E N E R A L

Este capítulo considera la ampliación de la actual Plan-
ta de Agua Desmineralizada, mediante un nuevo Tren de
Intercambio Iónico de 50 TM/hr de capacidad de diseño.

Este nuevo tren hará posible cubrir los requerimientos
actuales y los de las ampliaciones de las unidades exis-
tentes, de Craqueo Catalítico y Vacío, eliminándose ade-
más los problemas y riesgos operativos del tren actual.

En los capítulos I y II se dió a conocer lo referente
al tren actual, en éste se darán las características
de diseño y operación del nuevo tren; asimismo se consi-
dera las alternativas a presentarse en cuanto a la fle-
xibilidad operativa del nuevo tren con el actual.

En el capítulo siguiente se estudiará el diseño de equi-
pos y accesorios importantes del nuevo tren.

B. BASES DE DISEÑO

El nuevo tren de Intercambio Iónico, tiene las siguien-
tes bases de diseño:

1. VOLUMEN DE AGUA TRATADA

Agua Filtrada:	50 TM/hr	1 ciclo/día
- Agua Desmineralizada:	50 TM/hr	3 ciclos/día

2. TIEMPO REGENERATIVO

- Filtro Cada 23.5 hrs. aprox. 30 minutos
- Equipo de Tratamiento: Cada 4 hrs. aprox. 4 horas

3. PRODUCTOS QUIMICOS DE REGENERACION

- Acido Clorhídrico : 1,050 Kg/ciclo al 35%
- Soda Cáustica : 970 Kg/ciclo al 50%

4. RESINAS DE INTERCAMBIO IONICO

- Resina de Intercambio Catiónico: 190 pies³
- Resina de Intercambio Aniónico:
 - . Fuertemente Básica, Tipo II: 66 pies³
 - . Débilmente Básica: 153 pies³

5. CALIDAD DE AGUA CRUDA

Alcalinidad total como CaCO_3	240.0 ppm
Dureza total	"	907.5 "
Magnesio	"	237.5 "
Na + K	"	120.0 "
Sulfatos	"	580.5 "
Cloruros	"	172.5 "
Sílice	"	34.5 "
pH		7.0

6. CALIDAD DE AGUA TRATADA

Alcalinidad-M, ppm como CaCO_3 (mín -máx)	..	0-50
Dureza Total,	"	.. 0- 6
Cloruros,	"	.. 1- 5
Sílice, ppm como SiO_3	"	.. 0- 1.5
CO_2 , ppm	"	.. 0- 0
STD, ppm	"	.. 0- 2
Materia Orgánica, ppm	"	.. 0- 0
Conductividad, μmhos	"	.. 0-20

C. ESPECIFICACIONES DEL NUEVO EQUIPO

1. EQUIPO DE FILTRADO RAPIDO

1.1. Tipo Horizontal, a Presión

Dimensiones internas:

3.050 mts. de diámetro (10 pies)

3.710 mts. de largo (12 pies)

Presión de diseño:

40 psi

Material: Planchas de acero al carbono, horizontales, con recubrimiento anticorrosivo.

1.2. Tuberías y Válvulas

Válvulas de diafragma a presión de aire

Válvulas de globo

Válvulas de compuerta

- Ver instrumentación básica (Gráf. IV-6 y V-11).

1.3. Tanque de Agua Filtrada

- Dimensiones Internas: El tanque existente de agua filtrada 21-T201, tiene las siguientes dimensiones:

4.830 mts. de diámetro (15.842 pies)

6.150 mts. de largo (20.173 pies)

Para satisfacer los nuevos requerimientos del caso, no es necesario modificación alguna.

Hecho de planchas de acero al carbono con recubrimiento anticorrosivo.

1.4. Bombas

Bomba de Servicio: 25P4B (Análoga a la 25P3B)

- Capacidad: 291.9 gpm, por 23.5 horas aprox.
- Tipo centrífugo de doble succión con motor eléctrico 440 v, 60 c/s, 75 Kw.

Bomba de Contralavado: 21P301 (Análoga a la 21P201)

- Capacidad: 1,010 gpm, por 10 minutos
- Tipo centrífugo de doble succión con motor eléctrico 440 v, 60 c/s, 15 Kw.

1.5. Instrumentos de Medición en Planta

Medidor Indicador de flujo

- Manómetro de presión.

2. EQUIPO DE DESMINERALIZACION

2.1. Torre de Intercambio Catiónico

Dimensiones Internas:

2.135 mts. de diámetro (7 pies)

2.915 mts. de altura (9.58 pies)

Presión de diseño:

35 psi

- Material: Planchas de acero al carbono con revestimiento de caucho.

2.2. Torre de Intercambio Aniónico

- Dimensiones Internas:

2.287 mts. de diámetro (7.5 pies)

3.050 mts. de altura (10 pies)

- Presión de diseño:

35 psi

- Material: Planchas de acero al carbono con revestimiento de caucho.

2.3. Torre Decarbonatadora

Dimensiones Internas:

1.070 mts. de diámetro (3.5 pies)

3.900 mts. de altura (12.792 pies)

- Presión de diseño:

"tipo abierto"

Material: Planchas de acero al carbono con revestimiento de caucho.

- Poza de Almacenaje: Con las siguientes dimensiones internas:

2.00 mts. de ancho (6.583 pies)

2.80 mts. de largo (9.167 pies)

1.50 mts. de altura (5 pies)

- Material: Concreto simple, con revestimiento anticorrosivo.

3. EQUIPOS DE REGENERACION DE RESINAS

3.1. Drum para Almacenamiento de Acido Clorhídrico

Dimensiones Internas:

2.42 mts. de diámetro (7.940 pies)

3.786 mts. de largo (12.42 pies)

Presión de diseño:

45 psi

Material: Planchas de acero al carbono con revestimiento de fibra de vidrio.

- Capacidad:

4,880 gls.

3.2. Tanque de Medición de Acido Clorhídrico

- Dimensiones Internas:

1.134 mts. de diámetro (3.72 pies)

2.110 mts. de altura (6.92 pies)

Capacidad:

567 gls

- Material: Planchas de acero al carbono con revestimiento de fibra de vidrio.

3.3. Tanque de Medición de Soda Cáustica

Dimensiones Internas:

1.340 mts. de diámetro (4.395 pies)

1.825 mts. de altura (5.986 pies)

Capacidad:

871 gls.

Material: Planchas de acero al carbono con revestimiento de fibra de vidrio.

3.4. Eyectores para Dosaje de Acido y Soda

Sus características se especifican en el Cap. V-G. pueden ser reemplazados por bombas dosificadoras, (duplex) aunque los eyectores resultan ser más económicos. De elegirse los eyectores estos deberán ser de material teflón o PVC-fibra de vidrio.

3.5. Filtros para eliminar Impurezas de Regenerantes

Estos deberán emplearse en caso de elegir eyectores o bombas dosificadoras.

El filtro de soda deberá reducir de 7 ppm a 0.1 ppm de una solución de soda al 50%. El de ácido clorhídrico de 2.5 a 0.1 ppm en una solución

al 35%.

3.6. Instrumentación de Medición en Planta

Medidor indicador de flujo
 Manómetro de presión
 Registrador de flujo (contómetro)
 Medidor de conductividad de agua

Ver la instrumentación básica: Gráf. IV-6.

4. TUBERIAS Y VALVULAS

Válvulas de diafragma a presión de aire, (automáticas)
 Válvula de diafragma
 Válvulas de globo
 Válvulas de compuerta

Ver Instrumentación básica en el Gráf. IV-6.

5. TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE AGUA DESMINERALIZADA

Según el estudio realizado en el Cap. III (Anexo 4), es necesario un nuevo tanque adicional a los dos existentes (21-T204 y 205), con las siguientes características:

Capacidad:

250.12 TM (66,070 gls)

Dimensiones Internas:

7.740 mts. de diámetro (25'5"), (opcional)

5.40 mts. (17'6") de altura

Material: Planchas de acero al carbono con revestimiento resistente al agua.

D. DESCRIPCION DE LA OPERACION DEL NUEVO TREN DE INTERCAMBIO IONICO

El nuevo tren de Intercambio Iónico, operará de manera similar al tren actual, con algunas pequeñas variantes, permitiendo esto un fácil aprendizaje del manejo de ambos sistemas por el operador.

A continuación se dará algunas pautas para la operación del nuevo tren:

1. SUMARIO DE OPERACION

1.1. Operación

La operación de este equipo se clasificará en: "Proceso de Servicio de Agua" y "Proceso de Regeneración".

La señal de un panel de operaciones operará válvulas de solenoides de tres vías, fijas dentro de la caja de válvulas solenoide y con señales eléctricas transformadas a neumáticas, la válvula automática (tipo neumática), entrará en operación. De la misma manera, funcionarán los motores de las bombas por transmisión de señales desde el panel de operación al centro de control del motor. Luego se efectuará el arranque del "Proceso de Servicios". La operación de parada podrá realizarse libremente por el operador.

El "Proceso de Regeneración" se hará automáticamente de acuerdo al proceso del programador de tiempo, pero podrá arrancarse libremente por el operador.

1.2. Sistema de Operación

El sistema de operación de este nuevo equipo se dividirá en: operación automática y manual.

1.2.1. Operación Automática

La operación automática del equipo de desmineralización se llevará a cabo operando aparatos fijos en el control de operación, pero la operación automática del equipo de filtrado rápido la llevará libremente el operador, esto en el caso que tenga que operarse ambos filtros a la vez (el filtro actual tiene operación automática, llevada libremente por el operador).

1.2.2. Operación Manual

La operación de motores de las bombas se conduce libremente por aparatos fijos en el tablero de operación.

Las válvulas automáticas pueden operarse libremente por aparatos fijos dentro de la caja de válvulas solenoide.

2. OPERACION DE SERVICIO DE AGUA FILTRADA Y DESMINERALIZADA DEL NUEVO TREN CON EL ACTUAL

El agua cruda se trata por el equipo de filtrado rápido (actual y nuevo). Luego que el agua filtrada es bombeada a las torres de Intercambio Iónico (actual o nuevo), en caso de producción hasta que la pureza del agua desmineralizada tenga una conductividad de 20 umhos como máximo; asimismo el agua filtra

da es bombeada al otro sistema de desmineralización (nuevo o actual) para proceder con su respectiva regeneración.

El agua ya desmineralizada, es almacenada en los tanques de almacenaje.

El proceso de operación descrito, implica una producción en serie, esto es, cuando un tren está en servicio o producción el otro se encuentra en regeneración. Con respecto al sistema de pre-tratamiento por filtración, casi siempre ambos filtros se encontrarán produciendo a la vez, salvo en caso de tenerse nivel alto en el tanque de agua filtrada, o que uno (o los dos), se hallen regenerándose.

2.1. Nomenclatura

A fin de comprender los esquemas a presentar en los próximos puntos, se dará la siguiente nomenclatura:

2.1.1. Sistema de Filtración

TAC 25-T1, actual tanque de agua cruda
FA 21-D201, actual filtro a presión
FN Nuevo filtro a presión a instalar
TAF 21-T201 actual tanque de agua filtrada

Válvulas:

A operación normal:

Actual tren: m, n, ñ, o, p, q, r

Nuevo tren: a, b, c, d, e, f, g

2.1.2. Sistema de Desmineralización

CA	21-C201, actual torre catiónica
RCA	21-T202, actual tanque de medición de HCl para la CA
CN	Nueva torre catiónica a instalar
RCN	Nuevo tanque de medición de regenerante para la CN
DA	21-C202, actual torre decarbonatadora
DN	Nueva torre decarbonatadora
AA	21-C203, actual torre aniónica
RAA	21-T203, actual tanque de medición de soda para la AA
AN	Nueva torre aniónica a instalar
RAN	Nuevo tanque de medición de regenerante para la AN
TAD	21-T204 y 205; actuales tanques de almacenaje de agua desmineralizada.

Válvulas:

A operación normal:

Actual tren: M, N, Ñ, O, P, Q, R, S, T, U, V

Nuevo tren: A, B, C, D, E, F, G, H, I, J, K, L

A operación de emergencia:

X, Y, Z

2.2. Operación de Filtrado

Los filtros, tanto el nuevo como el actual pueden operar todo el proceso en forma automática. Al empezar este proceso, las válvulas deben abrirse o cerrarse lentamente. Si se hace rápidamente, puede causar daño al lecho de arena filtrante.

En lo que respecta al actual filtro, en el caso de cambiar el proceso de lavado a filtrado, la

AV-203 debe estar abierta y la AV-205 cerrada, la cantidad de flujo de agua debe fijarse, colocando la abertura de la Av-203 a una cantidad especificada. De manera análoga se procederá con el nuevo filtro, mediante las válvulas: "o" y "q"; correspondientes a las Av-203 y 205.

Para ilustración se tiene el Gráf. IV-1.

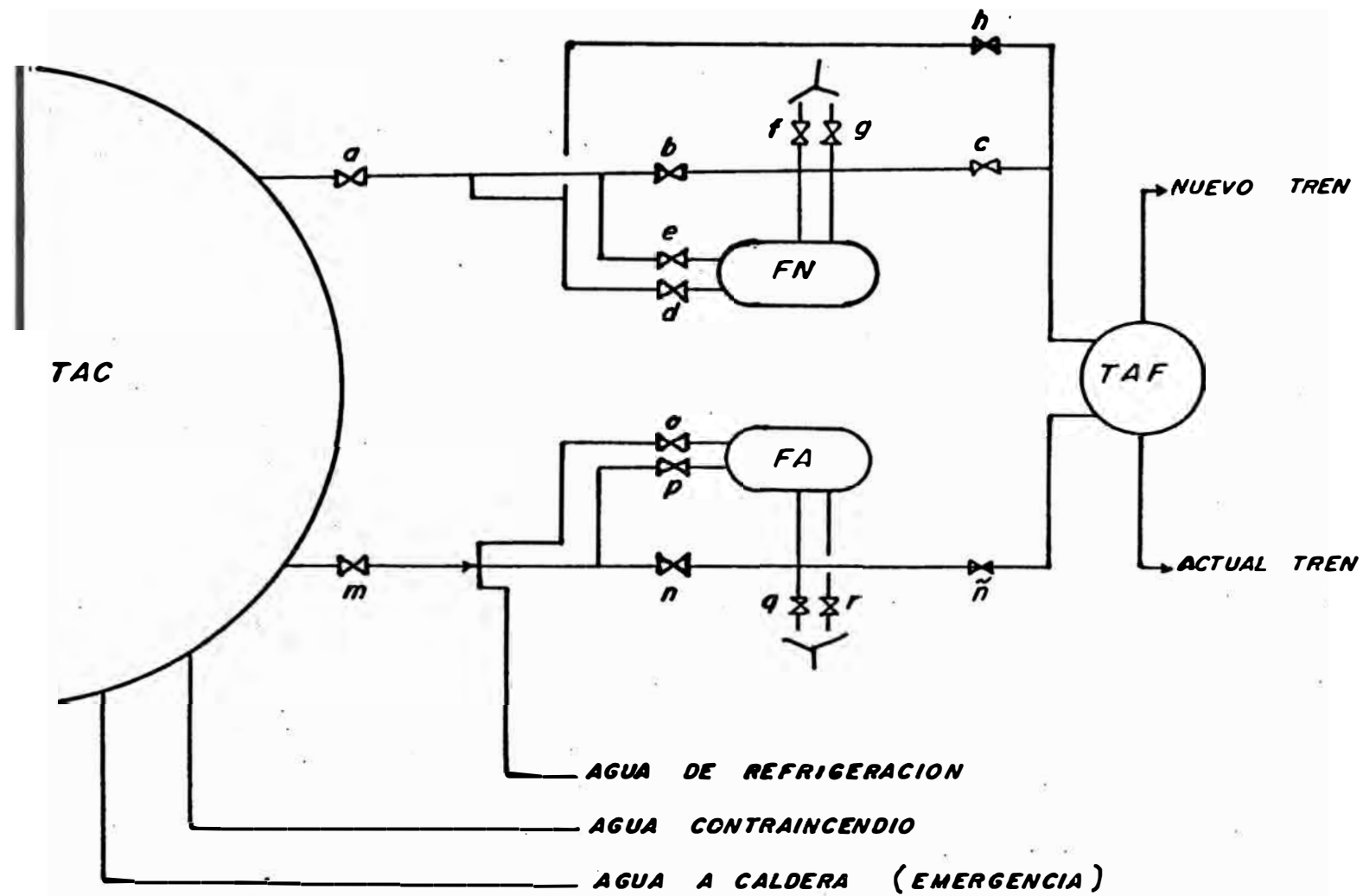


GRAFICO IV-1: SISTEMA DE PRE-TRATAMIENTO POR FILTRACION AMPLIADO

2.3. Operación de Desmineralización

2.3.1. Producción de Agua Desmineralizada

La producción de agua desmineralizada, por ambos trenes de intercambio iónico, será en serie.

- a. CASO 1: "Tren Actual en Ciclo de Producción, mientras el nuevo Tren se Regenera"

Para el actual equipo de desmineralización, se aplica el sistema de operación automática; como se muestra en el Gráf. IV-6, las válvulas se abren y la pureza del agua tratada debe controlarse con la cantidad de agua tratada que se regula a un valor fijo.

- Producción del actual tren:

- . Flujo y tiempo: 220.14 gpm; 4 hrs.
- . Válvulas abiertas: M, N, Ñ, O, P, Q, R, y las válvulas correspondientes para la regeneración del nuevo tren (Gráf. IV-2)
- . Bombas en operación: P-202A, P-202B, P-203A, G-201

- Regeneración del nuevo tren: En el punto 2.4 se dará detalles al respecto.

- b. CASO 2: "Nuevo Tren en Ciclo de Producción mientras el Tren actual se Regenera"

La producción del nuevo tren, se hará mediante un sistema automático, controlándo-

se la pureza del agua con el flujo de agua tratada, de manera similar al tren actual.

Producción del nuevo tren:

Flujo y tiempo: 220.14 gpm; 4 hrs.

Válvulas abiertas: A, B, C, D, E, F, G, y las válvulas correspondientes al actual tren (Gráf. IV-2).

Bombas en operación: Análogas a las del tran actual para el caso 1.

Regeneración del actual tren: En el punto 2.4 se dará detalles al respecto.

2.3.2. Operación de Arranque del Servicio de Agua

Se hará girar al "lado automático" los interruptores de cambio, tanto los de los motores de las bombas correspondientes para el ciclo a realizarse en cada tren (equipos de filtros y torres de intercambio iónico) como los interruptores que sirven en la línea de toma de agua. Asimismo deberá indicarse la duración del ciclo a realizarse en cada tren, en los programadores de tiempo.

Se llevará al tren correspondiente a producción o regeneración cuando se haga funcionar el interruptor de servicio.

2.3.3. Paro del Servicio de Agua

El servicio de agua para automáticamente, en los siguientes casos:

Cuando se hará girar el switch de cambio del lado automático (AUTO) al lado STOP.

Cuando la presión neumática baja del valor indicado

Cuando la calidad del agua obtenida no es la requerida

Cuando el botón en esa línea se hace funcionar

2.3.4. Continuación del Servicio de Agua

Usualmente, luego de investigar la causa de la parada y solucionarla, se procede con las reglas señaladas en el punto 2.3.2.

2.3.5. Operación Manual

Cuando el switch o interruptor colocado dentro de la caja de la válvula solenoide se haga girar a OPEN, la válvula automática se abrirá.

Cuando el interruptor de cambio para los motores de las bombas se hagan girar a MAN los motores serán operados manualmente.

Todas las operaciones podrán ser ejecutadas libremente por el operador permitiendo su utilización en el momento requerido y cuando no sea necesario estar sujeto a un programador.

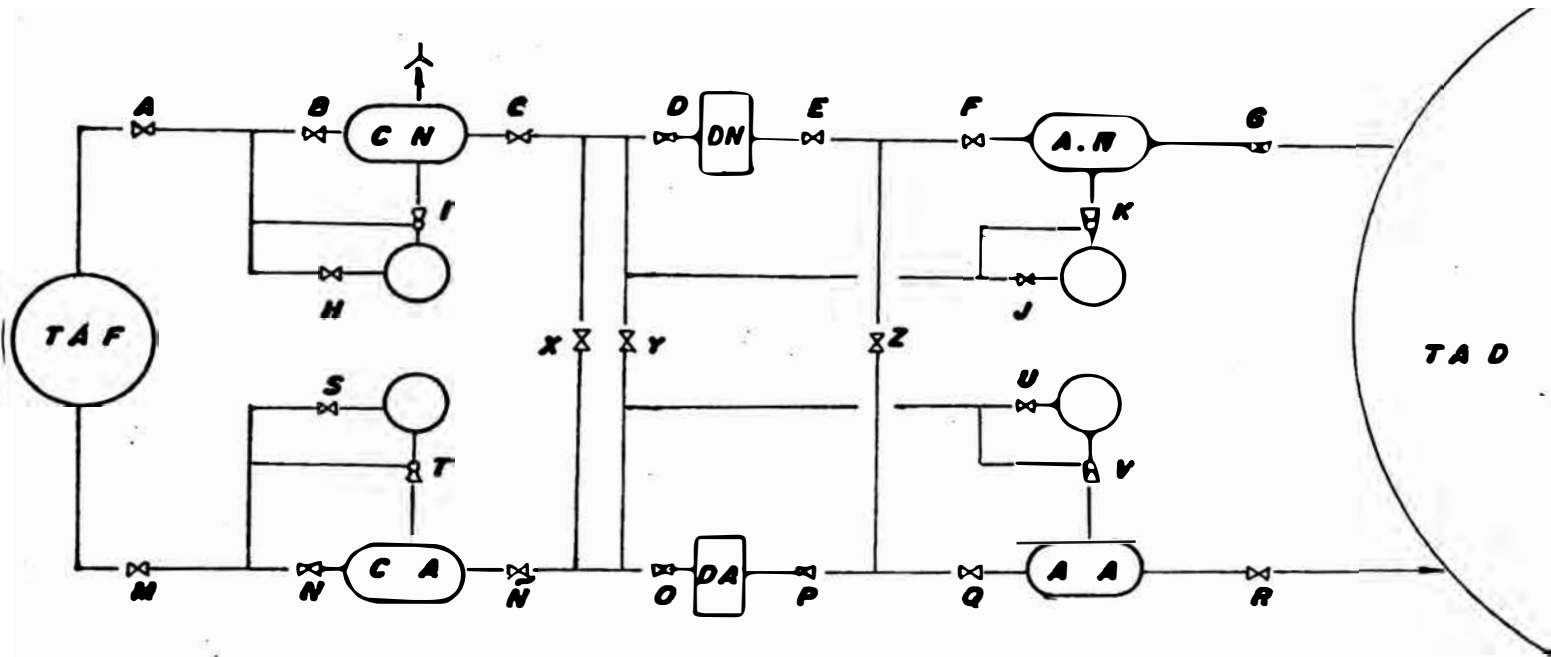


GRAFICO IV-2 : SISTEMA DE DESMINERALIZACION AMPLIADO

3. OPERACION DE REGENERACION DEL SISTEMA DE FILTRACION Y DESMINERALIZACION DEL NUEVO TREN CON EL ACTUAL

Deberá tenerse presente los conocimientos teóricos para cada etapa durante la regeneración tanto de los filtros como para las torres de intercambio iónico.

3.1. Regeneración del Sistema de Filtración

El filtro actual viene regenerándose con agua cruda, por la calidad tan severa de ella, lo recomendable sería que éste se regenerara con agua filtrada o con el agua de enjuague de las torres, la cual actualmente va al desagüe. Se dará a conocer la actual operación de regeneración y la propuesta. Ver Gráfico IV-1.

El nuevo filtro, estará diseñado para regenerarse con agua filtrada.

3.1.1. Regeneración del Filtro actual

a. Lavado de superficie:

Flujo y tiempo: 452 gpm; 5 min.

Válvulas abiertas: r, p

(ó Av-202, Av-206)

Bomba en operación: 21-P201

b. Lavado de Espalda o Retrolavado:

Flujo y tiempo: 1321 gpm; 10 min.

Válvulas abiertas: n, r

(ó Av-201, Av-202)

Bombas: 21-P201

c. Asentamiento:

- . Tiempo: 5 min.

d. Enjuague:

- . Flujo y tiempo: 220.1 gpm; 15 min.
- . Válvulas abiertas: o, q
(ó Av-203, Av-205)
- . Bombas: P-3B

3.1.2. Regeneración del nuevo Filtro

a. Lavado de Superficie:

- . Flujo y tiempo: 350 gpm; 5 min.
- . Válvulas abiertas: e, g
- . Bombas en operación: Análoga a la 21-P201

b. Retrolavado:

- . Flujo y tiempo: 960 gpm; 10 min.
- . Válvulas abiertas: b, g
- . Bomba en operación: Análoga a la 21-P201

c. Asentamiento:

- . Tiempo: 5 min.

d. Enjuague:

- . Flujo y tiempo: 220.1 gpm; 15 min.
- . Válvulas abiertas:
h, d, f (si se utiliza agua filtrada)
d, f (si se utiliza agua cruda)
- . Bomba en operación: Análoga a la 25-P3B

3.2. Regeneración del Sistema de Desmineralización

El proceso de regeneración de las resinas de intercambio iónico, en las torres se realizará en forma alternada, esto es cuando un tren se halla regenerando el otro se hallará en ciclo de producción.

Se tendrá como referencia el Cap. II Anexo 4.

3.2.1. CASO 1: "Tren Actual en Regeneración, mientras el nuevo Tren se halla en Ciclo de Producción"

a. Tren actual

a.1. Retrolavado de la Torre Aniónica

Flujo y tiempo: 180 gpm; 10 min.

Válvulas abiertas: M, N, Ñ, O, P, Q,
(Av-207, Av-208, Av-217, Av-218
medidas: Av-225, Av-221, Av-227)

Bombas en operación: 25-P2B

Observación: Después de medir una cantidad determinada de soda al 50%, parar la P-2B y abrir la Av-222 para diluir la soda a 20%. La cantidad de soda es para regenerar las dos torres aniónicas.

a.2. Retrolavado de la Torre Catiónica:

Flujo y tiempo: 300 gpm; 15 min.

Válvulas abiertas: M, N,
(Av-215, Av-216)

Bombas en operación: 21-P202 A/B

a.3. Asentamiento: En ambas torres

Tiempo: 5 min.

a.4. Inyección de Acido Clorhídrico a la Torre Catiónica:

Flujo: 86 gpm, de HCl 5% (a la salida del eyector)

Tiempo: 30 min.

Válvulas abiertas: M, S, T

(Av-209, Av-219, Av-223)

Bombas en operación: 21-P202 A/B

a.5. Desplazamiento de Acido en la Torre Catiónica o enjuague lento:

Flujo y tiempo: 73.3 gpm; 30 min.

Válvulas abiertas: M, T

(Av-209, Av-219)

Bombas en operación: 21-P202 A/B

a.6. Enjuague en la Torre Catiónica:

Flujo y tiempo: 264 gpm; 20 min.

Válvulas abiertas: M, N

(Av-207, Av-209)

Bombas en operación: 21-P202 A/B

a.7. Inyección de Soda a la Torre Aniónica:

Flujo: 33.2 gpm de agua decationada, para diluir la soda del 20% al 4%.

Tiempo: 60 min.

Válvulas abiertas: M, N, Ñ, U, V

(Av-207, Av-214, Av-220, Av-224, Av-226)

Bombas en operación: 21-P202 A/B

a.8. Desplazamiento de Soda en la Torre Aniónica:

Flujo y tiempo: 33.2 gpm; 40 min.

Válvulas abiertas: M, N, Ñ, V

(Av-207, Av-214, Av-220, Av-226)

Bombas en operación: 21-P202 A/B

a.9. Recirculación y Enjuague de la Torre Aniónica:

Flujo y tiempo: 260 gpm; 40 min. aprox

Válvulas abiertas: M, N, Ñ, O, P, Q

(Av-207, Av-208, Av-210, Av-212 o Av-213)

Bombas en operación: 21-P202 A/B, 203 A/B, G201.

b. Nuevo Tren:

Se halla en ciclo de servicio, ya descrito en el punto 2.3.

3.2.2. CASO 2: "Nuevo Tren en Regeneración, mientras el actual Tren se halla en Ciclo de Producción"

a. Nuevo Tren

a.1. Retrolavado de la Torre Aniónica

Flujo y tiempo: 198.9 gpm; 10 min.

Válvulas abiertas: A, B, C, D, E, F.

Bomba en operación: análoga a la 25-P2B

Observación: Si se tiene la cantidad requerida de soda al 50%, en el tanque RAN, abrir la Av para diluirla al 20%.

a.2. Retrolavado en la Torre Catiónica:

Flujo y tiempo: 269.5 gpm; 15 min.

Válvulas abiertas: A, B

Bomba en operación: análoga a la 21-P202 A/B

a.3. Asentamiento:

Tiempo: 5 min.

a.4. Inyección de Acido en la Torre Catiónica

Flujo y tiempo: 95 gpm (HCl 5%) 30 min.

Válvulas abiertas: A, H, I

Bomba en operación: análogas a 21-P202 A/B

a.5. Desplazamiento de Acido en la Torre Catiónica:

Flujo y tiempo: 112.6 gpm; 30 min.

Válvulas abiertas: A, I

Bomba en operación: análogas a 21-P202 A/B

a.6. Enjuague en la Torre Catiónica

Flujo y tiempo: 220.14 gpm; 20 min.

Válvulas abiertas: A, B

Bombas en operación: análogas a las
21-P202 A/B

a.7. Inyección de Soda a la Torre Aniónica:

Flujo y tiempo: 36.5 gpm (agua de dilu-
ción); 60 min.

Válvulas abiertas: A, B, C, J, K

Bomba en operación: análogas a 21-P202
A/B

a.8. Desplazamiento de Soda en la Torre Ani-
ónica:

Flujo y tiempo: 132.6 gpm; 40 min.

Válvulas abiertas: A, B, C, K

Bomba en operación: análogas a 21-P202
A/B

a.9. Enjuague y Recirculación de la Torre A-
niónica:

Flujo y tiempo: 220 gpm; 40 min. aprox

Válvulas abiertas: A, B, C, D, E, F

Bomba en operación: análogas a 21-P202
A/B; 203 A/B, G201

b. Actual Tren

Se halla en ciclo de producción, el cual
se describe en el punto 2.3.

3.3. Medidas de los Regenerantes

3.3.1. Medida del Acido Clorhídrico

Para cada tren; cuando se coloque el switch de cambio para la medida del HCl, en la posición automática (AUTO) la respectiva torre aniónica escará en la etapa de retrolavado, y automáticamente, a la vez se procederá con la medida para el HCl. El proceso de medida se detendrá automáticamente al completarse la cantidad determinada.

3.3.2. Medida de Soda Cáustica

Asimismo, cuando se empieza a retrolavar la torre Aniónica, la medida para el NaOH empieza automáticamente.

Una vez alcanzada la cantidad prevista, se introduce agua y se diluye a la concentración esperada, parándose el proceso automáticamente.

3.3.3. Especificaciones requeridas para la Soda Cáustica

Concentración de NaOH:	4% aprox.
Temperatura	95 ^o F (óptimo)
Cantidad	970 Kg/cic. al 50%
Contenido de Fe	0.1 ppm, max.

3.3.4. Especificaciones requeridas para el Acido Clorhídrico

Concentración de HCl	5% aprox.
Temperatura	80 ^o F
Cantidad	1050 Kg/cic. al 35%
Contenido de Fe	0.1 ppm, máx.

4. ALTERNATIVAS DE OPERACION DEL NUEVO TREN CON EL ACTUAL

En este punto se estudiará el grado de flexibilidad operativa que existirá una vez instalado el nuevo Tren en paralelo al actual.

4.1. Sistema de Agua Filtrada

El sistema de pre-tratamiento por filtración, ampliado, se caracteriza por:

El nuevo filtro tendrá una capacidad de diseño de 50 TM/hr (Capítulo V)

El filtro actual tiene una capacidad estimada de 50 TM/hr

Ambos filtros funcionarán en paralelo.

4.1.1. CASO: "UNO DE LOS FILTROS FUERA DE SERVICIO"

a. En operación normal (en las Unidades de Procesos)

El filtro operativo abastecerá la producción de uno de los trenes, si éste está a producción máxima de 50 TM/hr.

El tanque 21-T201, cubrirá los requerimientos de agua filtrada para la regeneración del otro tren por 2 hrs. como mínimo; de operar el tren en producción a 40 TM/hr, este lapso será de 4 hrs. De prolongarse el desperfecto, se dispondrá de 16 hrs. adicionales como mínimo, para repararlo, teniendo en cuenta la capacidad ampliada de almacenamiento de agua desmineralizada.

- b. En operación de emergencia: (en las Unidades de Procesos)

La disponibilidad total será de 16 hrs.

4.2. Sistema de Agua Desionizada

En este punto debe tenerse presente lo siguiente:

La capacidad de tratamiento de una torre catiónica cubre los requerimientos de un ciclo de producción de la aniónica, más su respectiva regeneración.

La ampliación de la actual Planta Desmineralizadora tendrá una capacidad de tratamiento de 50 TM/hr a flujo continuo, siendo los requerimientos de 40 TM/hr, pudiéndose recuperar nivel en los tanques de almacenamiento de agua desionizada, en caso de tiempos muertos no previstos en alguno de los trenes como se verá en los siguientes casos.

4.2.1. CASO 1: "ACTUAL TORRE CATIONICA, FUERA DE SERVICIO" (Figs. IV-3-a, b, c, d)

Se tiene las siguientes secuencias operacionales:

a. Operación: Nuevo tren en ciclo de producción, mientras se regenera la actual torre aniónica.

a.1. Válvulas abiertas;

- Nuevo tren: A, B, C, D, E, F, G
- Actual Torre Aniónica, AA:
 - Retrolavado: A, B, C, Y, O, P, Q'
 - Inyecc. de soda: A, B, C, Y, U, V
 - Enjuague lento: A, B, C, Y, V
 - Enjuague: A, B, C, X, O, P, Q

b. Operación: Regeneración de la nueva Torre Catiónica.

b.1. Válvulas abiertas:

- Retrolavado: A, B'
- Inyección de ácido: A, H, I
- Enjuague lento: A, I
- Enjuague: A, B

c. Operación: Nuevo y actual tren, en ciclo de producción, mientras se regenera la nueva torre aniónica.

c.1. Válvulas abiertas:

- Nuevo tren + actual tren: A, B, C, X, O, P, Q, R
- Nueva Torre Aniónica; AN:
 - Retrolavado: A, B, C, D, E, F'

- Inyecc. de soda: A, B, C, J, K
- Enjuague lento: A, B, C, K
- Enjuague: A, B, C, D, E, F

d. Operación: Regeneración de la actual torre catiónica, semejante al caso b.

e. Operación: Se repite la operación a.

4.2.2. CASO 2: "NUEVA TORRE CATIONICA, FUERA DE SERVICIO"

Las secuencias operativas serán análogas a las del caso 1.

4.2.3. CASO 3: "ACTUAL TORRE DECARBONATADORA, FUERA DE SERVICIO" (Gráf. IV-4: a, b, c, d)

Se tiene las siguientes secuencias operacionales:

a. Operación: Actual tren en ciclo de producción, mientras se regenera la nueva torre catiónica.

a.1. Válvulas abiertas:

- Actual tren: M, N, Ñ, X, D, E, Z, Q, R
- Nueva torre catiónica:
 - Retrolavado: A, B'
 - Inyecc. de ácido: A, H, I
 - Enjuague lento: A, I
 - Enjuague: A, B

b. Operación: Actual tren en ciclo de producción, mientras se regenera la nueva torre

aniónica.

b.1. Válvulas abiertas:

- Actual tren: M, N, Ñ, X, D, E, Z, Q, R
- Nueva torre aniónica:
 - . Retrolavado: A, B, C, D, E, F'
 - . Inyecc. de soda: A, B, C, J, K
 - . Enjuague lento: A, B, C, K
 - . Enjuague: A, B, C, D, E, F

c. Operación: Nuevo tren en ciclo de producción, mientras se regenera la actual torre catiónica.

c.1. Válvulas abiertas:

- Nuevo tren: A, B, C, D, E, F, G
- Actual torre catiónica:
 - . Retrolavado: M, N'
 - . Inyecc. de ácido: M, S, T
 - . Enjuague lento: M, T
 - . Enjuague: M, N

d. Operación: Nuevo tren en ciclo de producción mientras la actual torre aniónica se regenera.

d.1. Válvulas abiertas:

- Nuevo tren: A, B, C, D, E, F, G
- Actual torre aniónica:
 - . Retrolavado: M, N, Ñ, X, D, E, Z, Q'
 - . Inyecc. de soda: M, N, Ñ, U, V
 - . Enjuague lento: M, N, Ñ, V
 - . Enjuague: M, N, Ñ, X, D, E, Z, Q

e. Operación: Se vuelve a repetir la operación a.

4.2.4. CASO 4: "NUEVA TORRE DECARBONATADORA, FUERA DE SERVICIO"

Las secuencias operativas serán análogas a las del caso 3.

4.2.5. CASO 5: "ACTUAL TORRE ANIONICA, FUERA DE SERVICIO" (Gráf. IV-5: a, b, c, d)

Se tiene las siguientes secuencias operacionales:

a. Operación: Nuevo tren en ciclo de producción, mientras se regenera la actual torre catiónica.

a.1. Válvulas abiertas:

- Nuevo tren: A, B, C, D, E, F, G
- Actual torre catiónica:
 - . Retrolavado: M, N'
 - . Inyecc. de ácido: M, S, T
 - . Enjuague lento: M, T
 - . Enjuague: M, N

b. Operación: Nuevo tren en ciclo de regeneración: la nueva aniónica, con agua decantada de la actual torre catiónica, mientras se regenera la nueva catiónica con agua filtrada.

b.1. Válvulas abiertas:

- Etapa:	Nueva T. Cati3n.	Nueva T. Ani3n.
. Retrolavado:	A, B'	M,N,Ñ,X,D,E,F'
. Inyec. de reg.:	A,H,I	M,N,Ñ,Y,J,K
. Enjuague lento:	A,I	M,N,Ñ,Y,K
. Enjuague:	A,B	M,N,Ñ,X,D,E,F

c. Operaci3n: Nuevo tren y actual en ciclo de producci3n.

c.1. Válvulas abiertas:

- Tren actual: M,N,Ñ,X y nuevo tren: D,E,F,G

d. Operaci3n: Nuevo tren en ciclo de regeneraci3n.

d.1. Válvulas abiertas:

- Etapa:	Nueva T. Cati3n.	Nueva T. Ani3n.
. Retrolavado:	A,B,C,D,E,F'
. Retrolavado:	A,B'
. Inyec. de 3cido:	A,H,I
. Enjuague lento:	A,I
. Enjuague:	A,B
. Inyec. de soda:	A,B,C,J,K
. Enjuague lento:	A,B,C,K
. Enjuague:	A,B,C,D,E,F

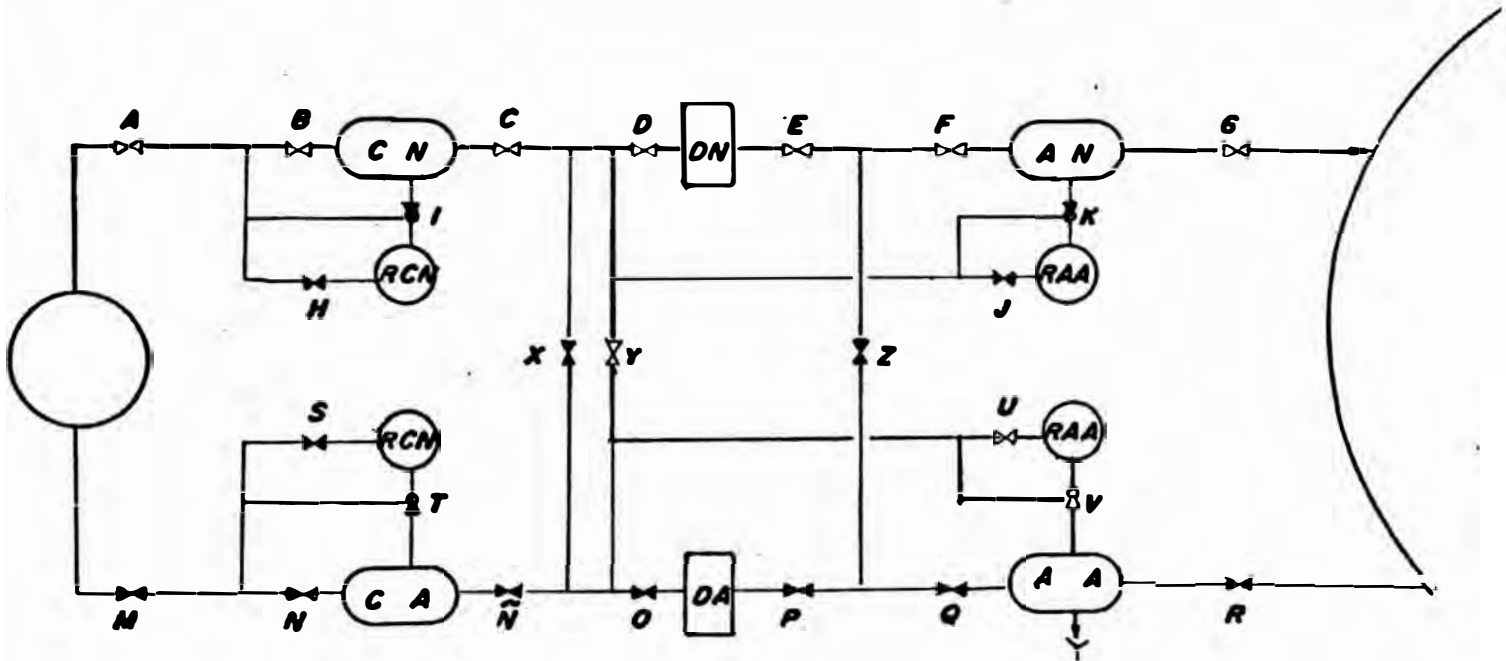
e. Operaci3n: Se repite la operaci3n mencionada en a.

4.2.6. CASO 6: "NUEVA TORRE DECARBONATADORA, FUERA
DE SERVICIO"

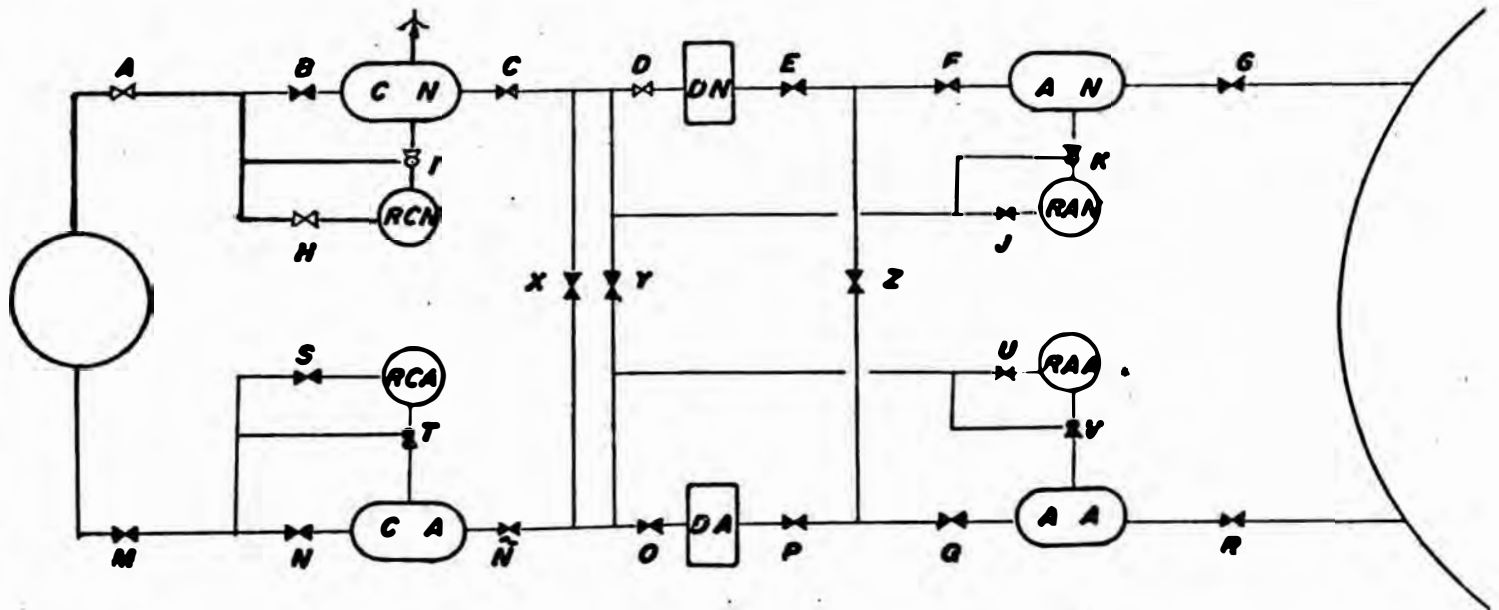
Las secuencias operacionales serán análogas
a las del caso 5.

GRAFICO IV-3 :

CASO 1: "ACTUAL TORRE CATIONICA, FUERA DE SERVICIO"

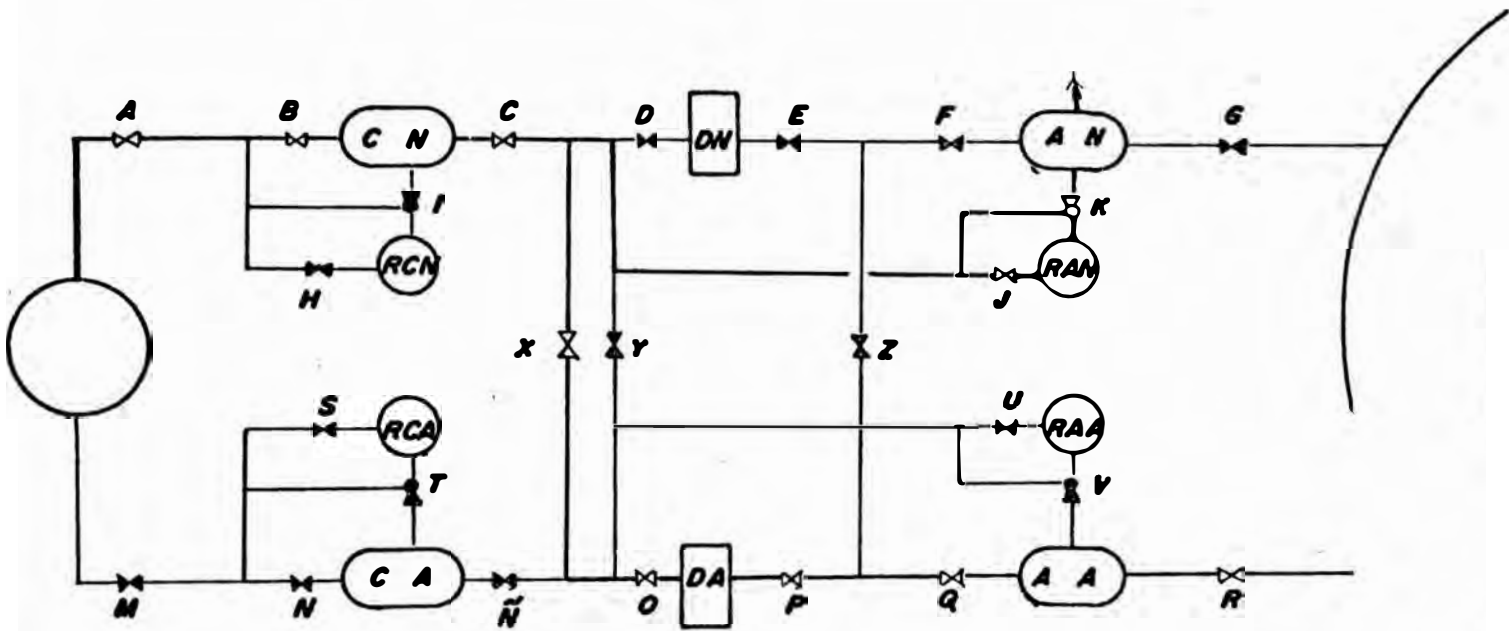


a.- NUEVO TREN EN CICLO DE PRODUCCION, MIENTRAS SE REGENERA LA ACTUAL TORRE ANIONICA

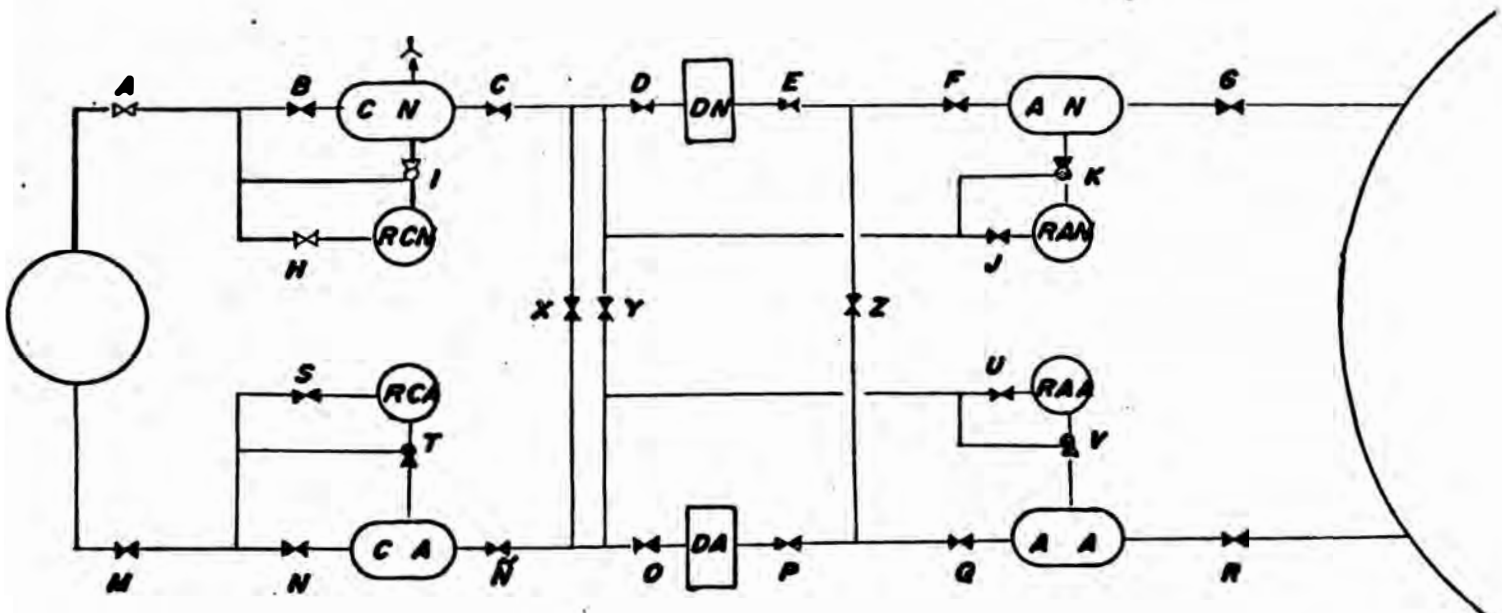


b. REBERACION DE LA NUEVA TORRE CATIONICA

CASO 1: "ACTUAL TORRE CATIONICA, FUERA DE SERVICIO"



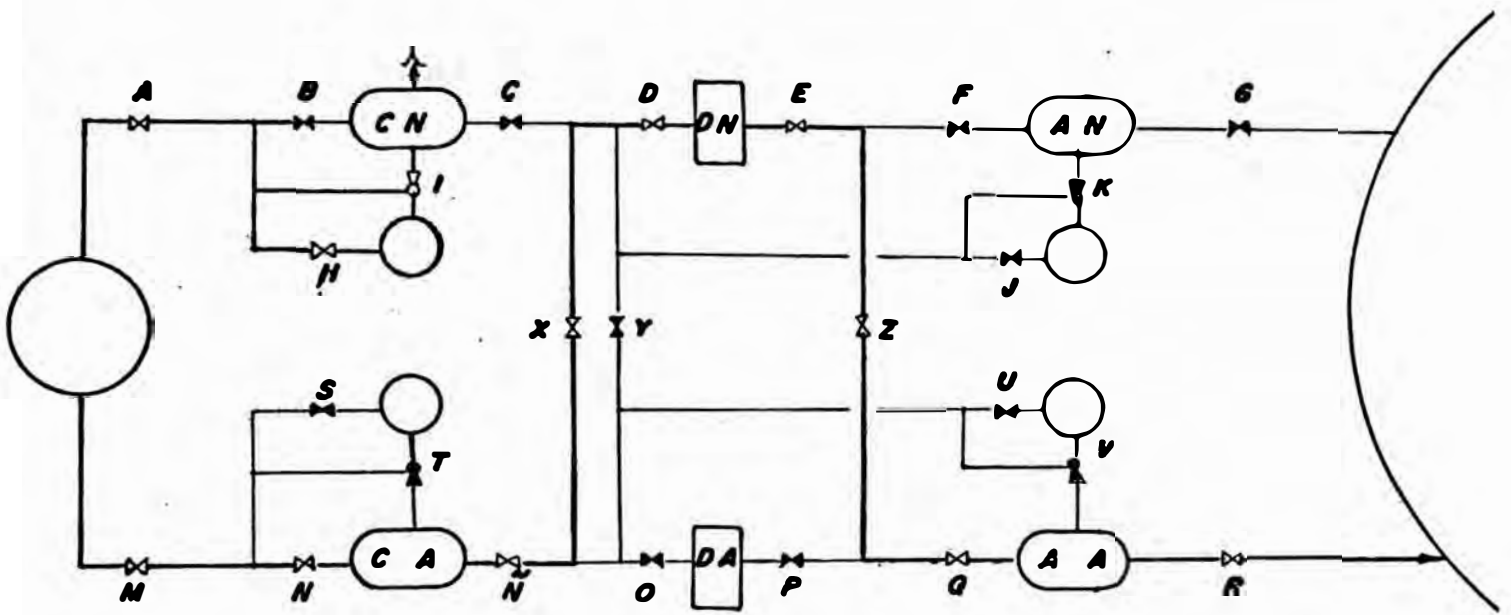
c. - NUEVO Y ACTUAL TREN EN CICLO DE PRODUCCION MIENTRAS SE REGENERA LA NUEVA TORRE ANIONICA



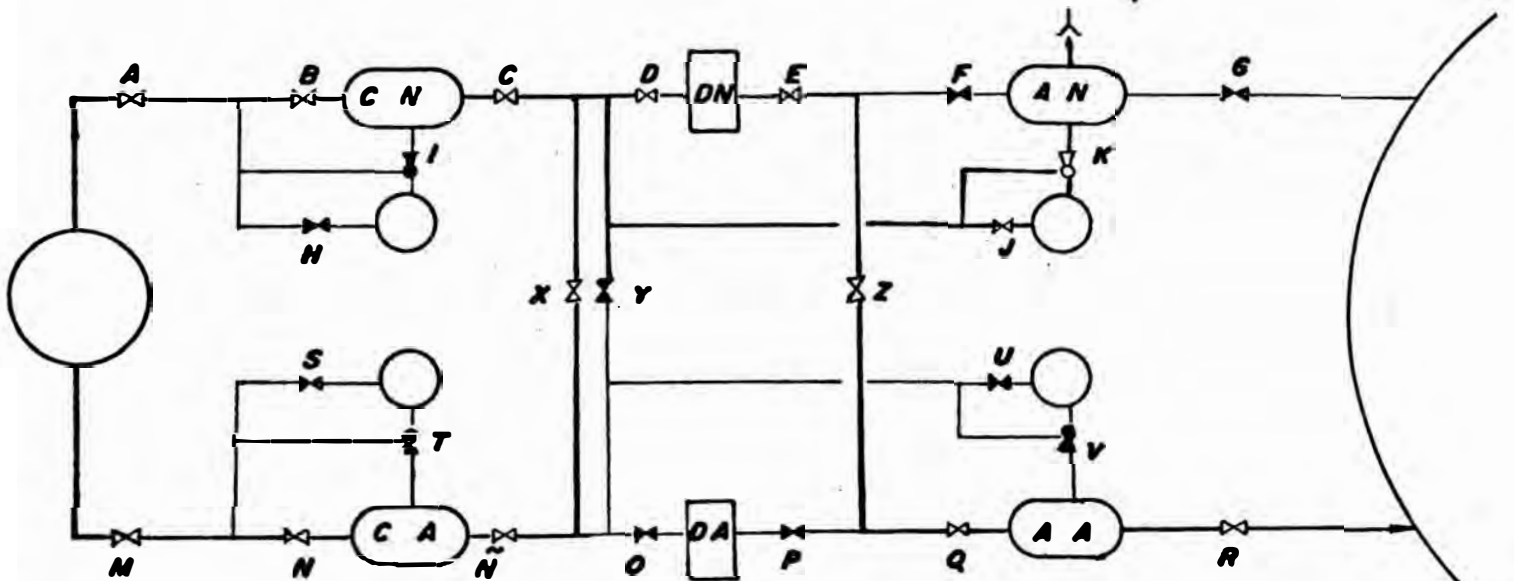
6. - REGENERACION DE LA NUEVA TORRE CATIONICA

GRAFICO IV-4 :

CASO 3: "ACTUAL TORRE DECARBONATADORA, FUERA DE SERVICIO"

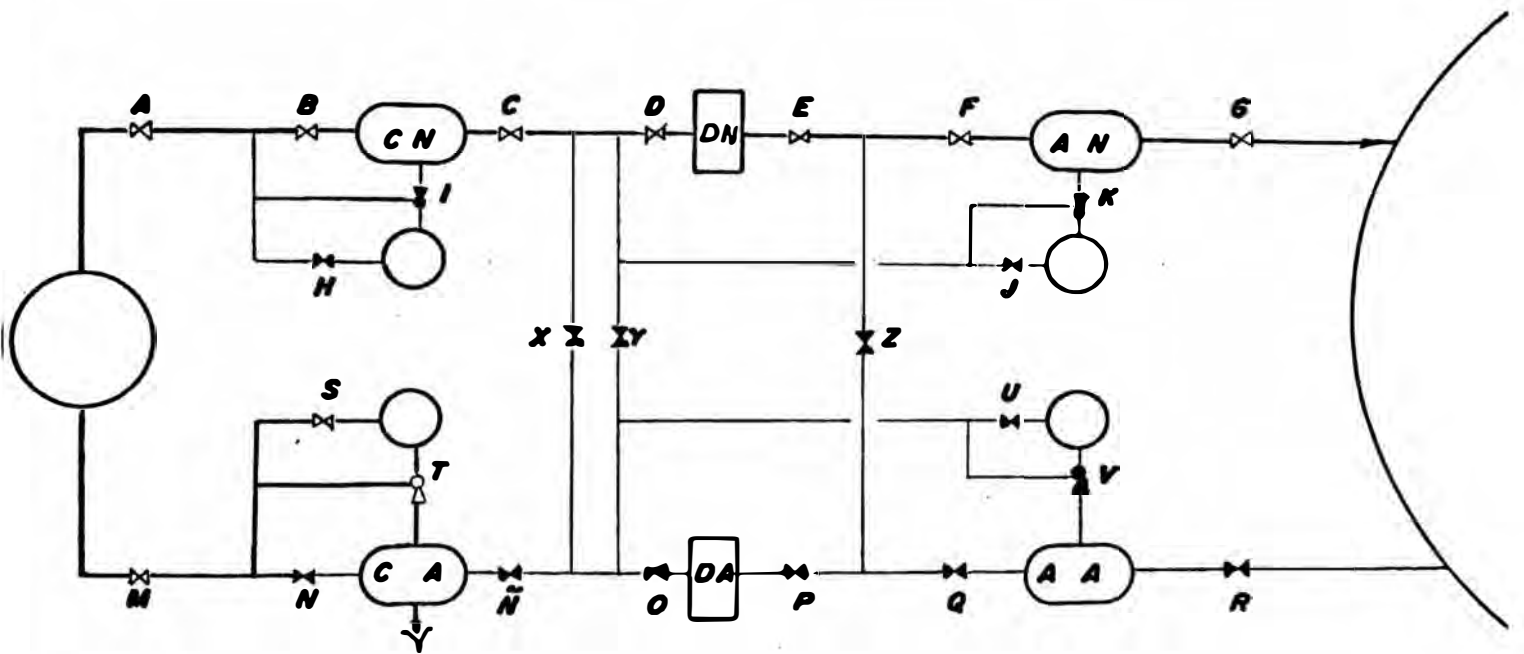


C.- ACTUAL TREN EN CICLO DE PRODUCCION, MIENTRAS SE REGENERA LA NUEVA TORRE CATIONICA

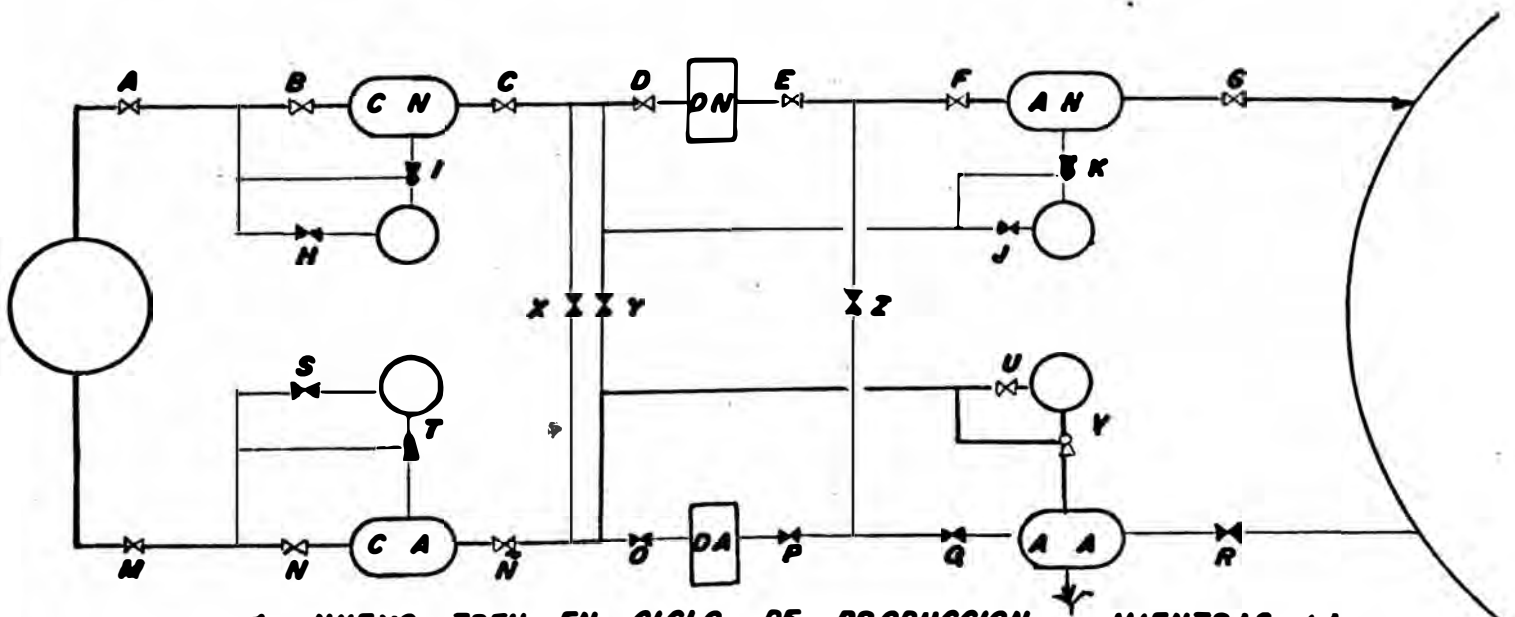


D.- ACTUAL TREN EN CICLO DE PRODUCCION, MIENTRAS SE REGENERA LA NUEVA TORRE ANIONICA

CASO 3: "ACTUAL TORRE DECARBONATADORA, FUERA DE SERVICIO"



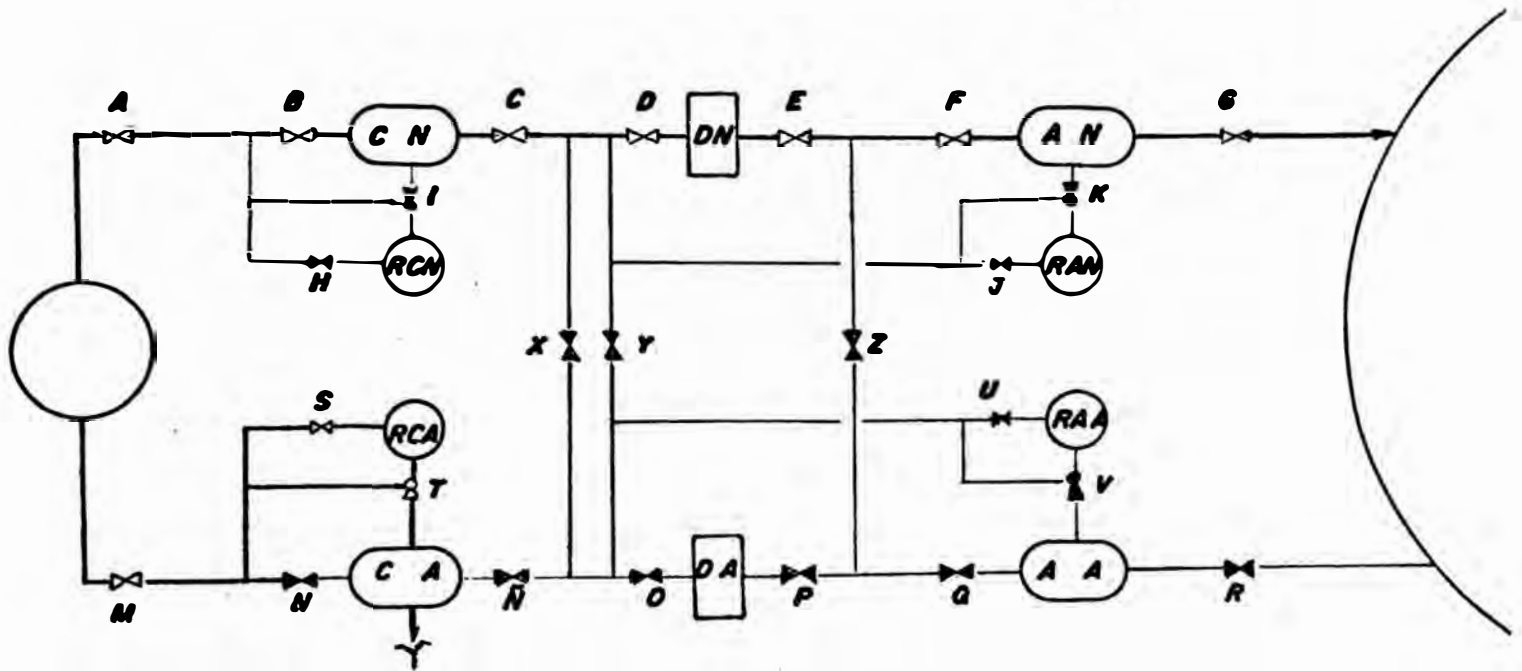
c. NUEVO TREN EN CICLO DE PRODUCCION, MIENTRAS SE REGENERAN LA ACTUAL TORRE CATIONICA



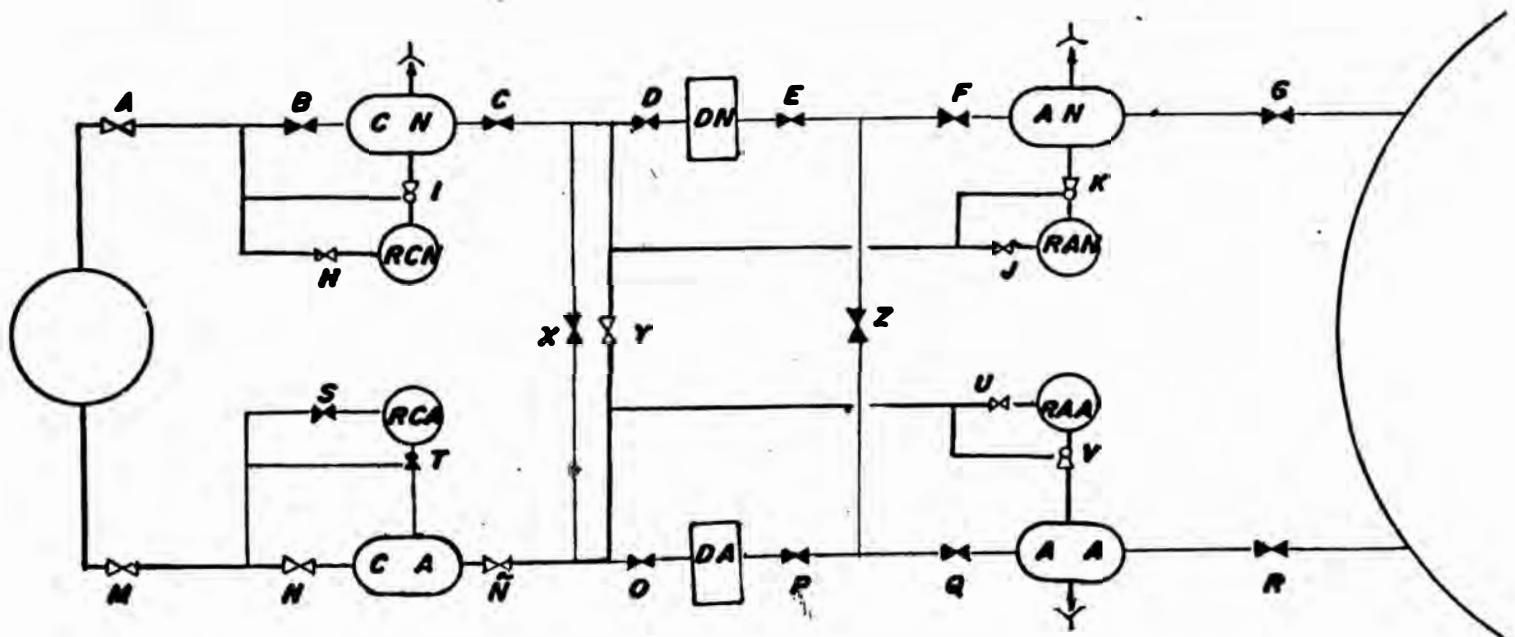
d.- NUEVO TREN EN CICLO DE PRODUCCION MIENTRAS LA ACTUAL TORRE ANIONICA SE REGENERA

GRAFICO IV-5 :

CASO 5 : "ACTUAL TORRE ANIONICA, FUERA DE SERVICIO"

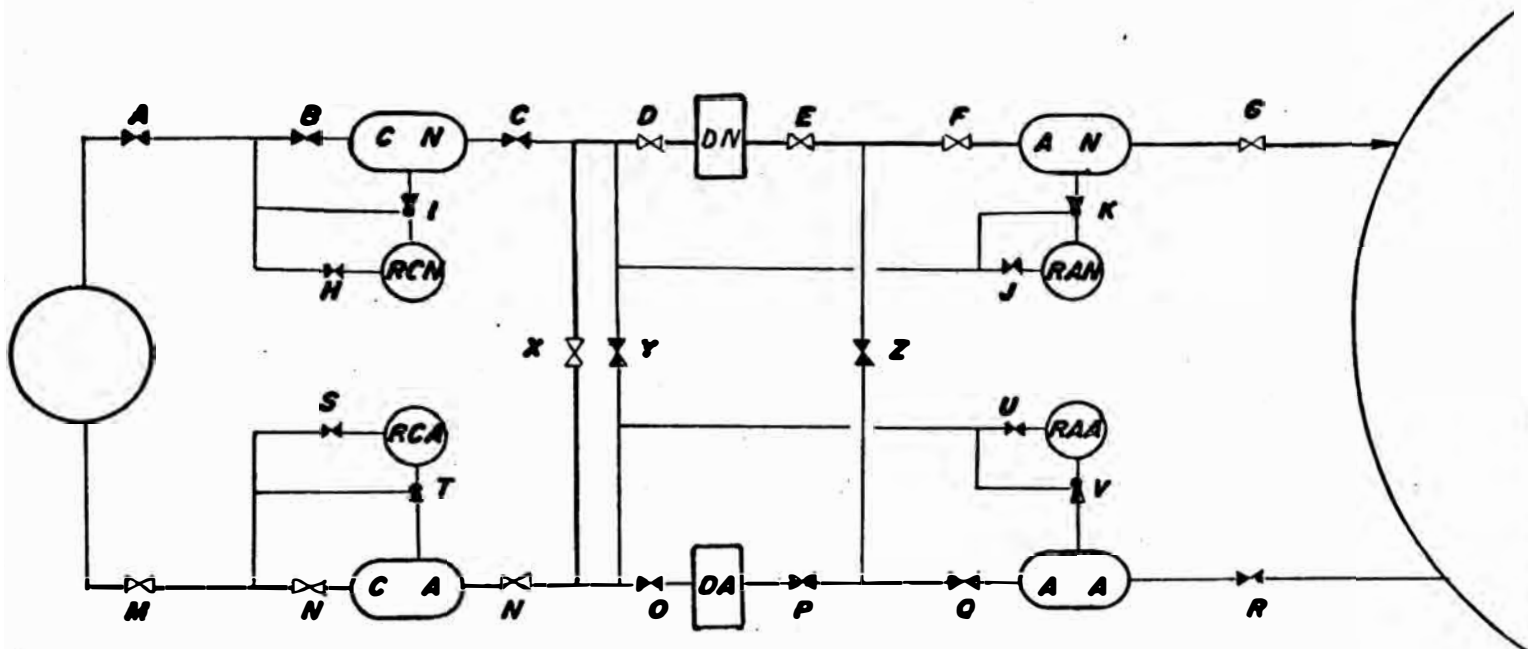


a. - NUEVO TREN EN CICLO DE PRODUCCION, MIENTRAS SE REGENERA LA ACTUAL TORRE CATIONICA

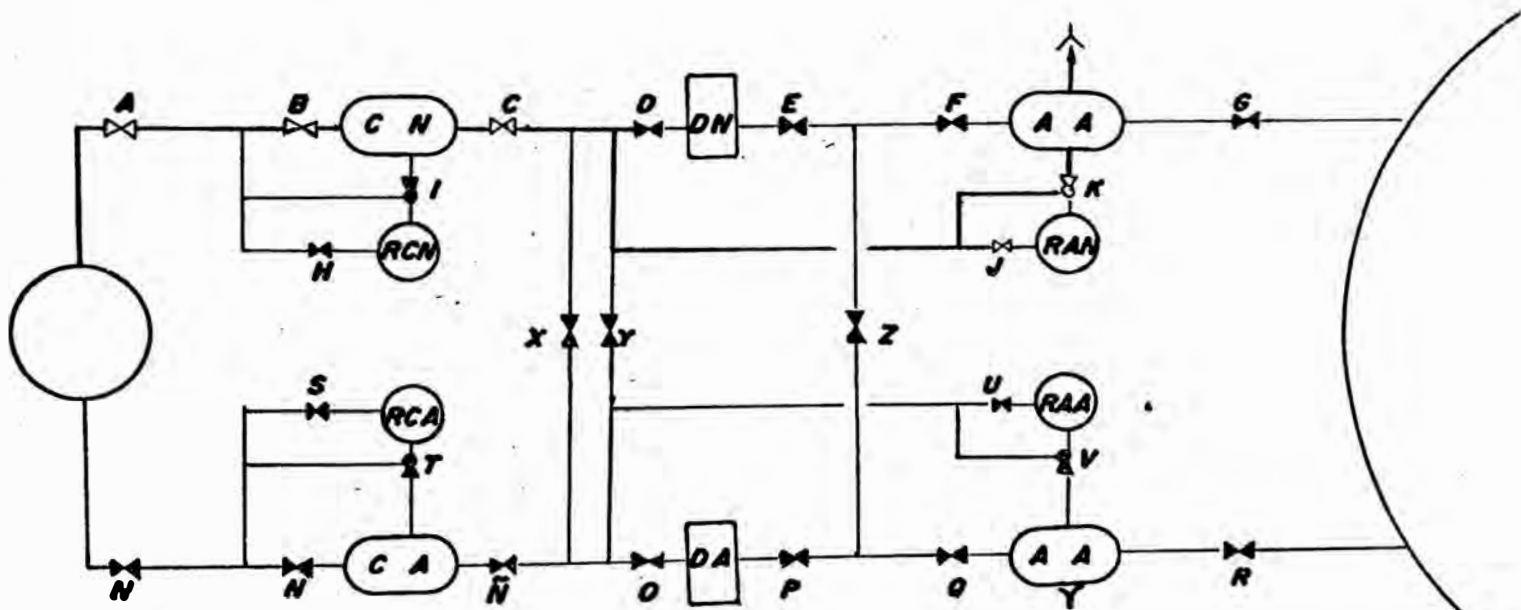


b. - NUEVO TREN EN CICLO DE REGENERACION

CASO 5: "ACTUAL TORRE ANIONICA, FUERA DE SERVICIO"



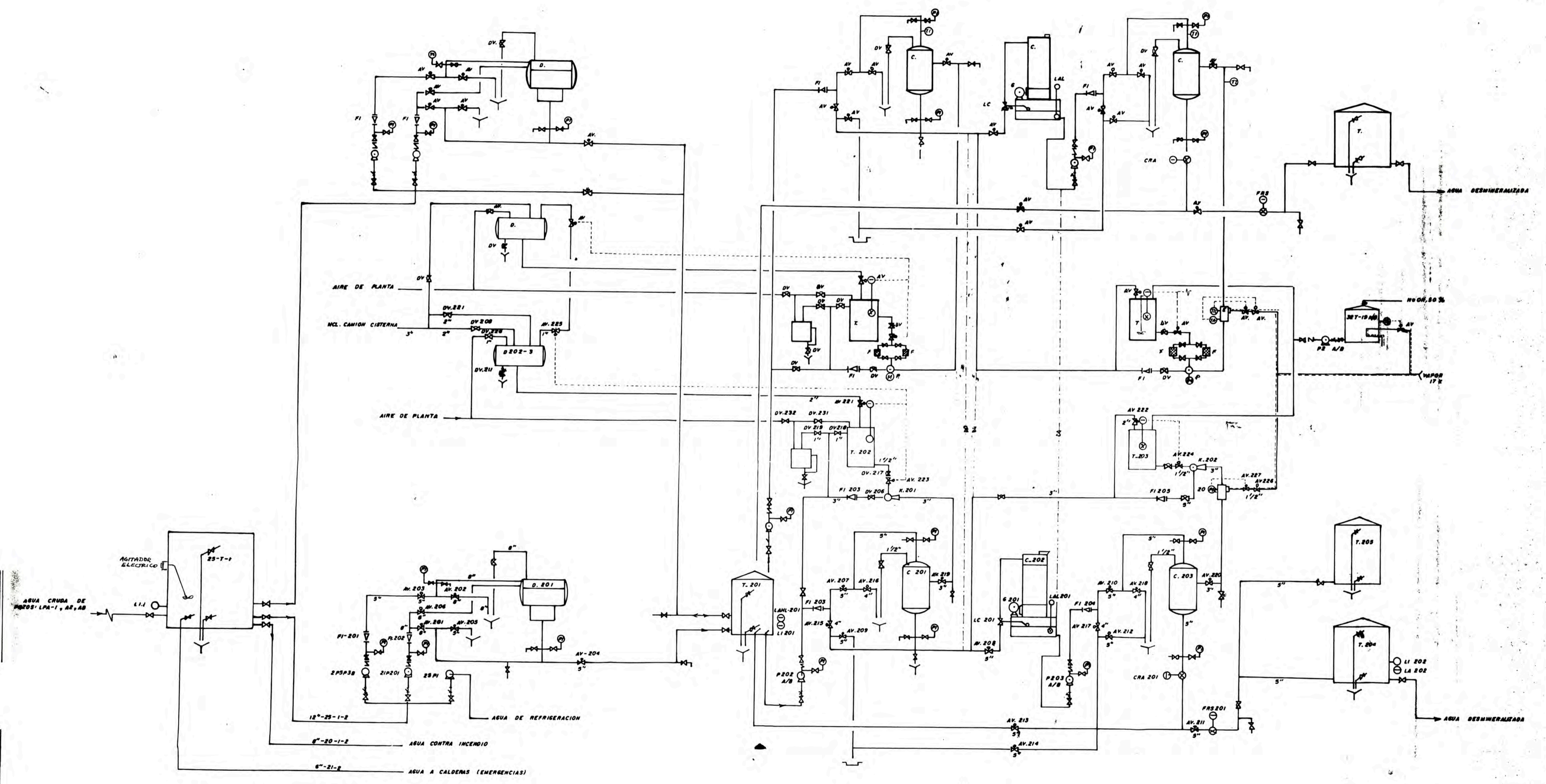
C.- NUEVO TREN Y ACTUAL EN CICLO DE PRODUCCION



d.- NUEVO TREN EN CICLO DE REGENERACION

5. SUMARIO DE CONDICIONES DE OPERACION DEL TREN ACTUAL

	UNIDAD	DISEÑO	ACTUAL	RECOMENDADA
Capacidad de tratamiento, por ciclo de servicio, (máx)	TM/hr	63.00	66.30	50.00
	gpm	277.40	291.90	220.14
Duración del ciclo de servicio o producción	hr	8.00	5.4	4.00
Núm. de ciclos de serv/día	u	2.00	2.17	3.00
Duración del ciclo de regeneración	hr	4.00	4.75	4.00
Núm. de ciclos de reg/día	u	2.00	2.59	3.00
Producción de agua desmineralizada/ciclo	TM	504.00	358.00	200.00
Capacidad máxima a flujo continuo	TM/hr	42.00	32.39	25.00
Capacidad de filtración	TM/hr	60.00	50.00	50.00
Duración del ciclo de regeneración del filtro	hr	0.50	0.50	0.50
Conductividad del agua desmineralizada	umhos	20.00	28.00	20.00
Resina Catiónica:				
- DIAION SK-1B	pie ³	173.00	--	
- DOWEX HCR-W	pie ³	0.00	190.00	Si
- Fuet. ácida				
Resina Aniónica:				
- DIAION SA-20A	pie ³	176.00	--	
- IONAC A-550	pie ³	0.00	62.00	
- NALCITE SAR	pie ³	0.00	14.00	
- DOWEX WGR	pie ³	0.00	109.00	
- Fuet. Básica tipo II	pie ³	0.00	0.00	Si
Regenerantes:				
- HCl, al 30%	lb/cic	3,788.00	3,806.00	Si
- NaOH, al 50%	lb/cic	3,179.00	3,080.00	Si



UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

AMPLIACION DE LA ACTUAL PLANTA DESMINERALIZADORA DE AGUA DE POZO, MEDIANTE UN NUEVO TRIN DE INTERCAMBIO IONICO

FLOW SHEET DE LA UNIDAD AMPLIADA

TRAZADO POR: LIBIA GRANDE	DIBUJADO POR: LIBIA GRANDE	GRAFICO: IV - 6
---------------------------	----------------------------	-----------------

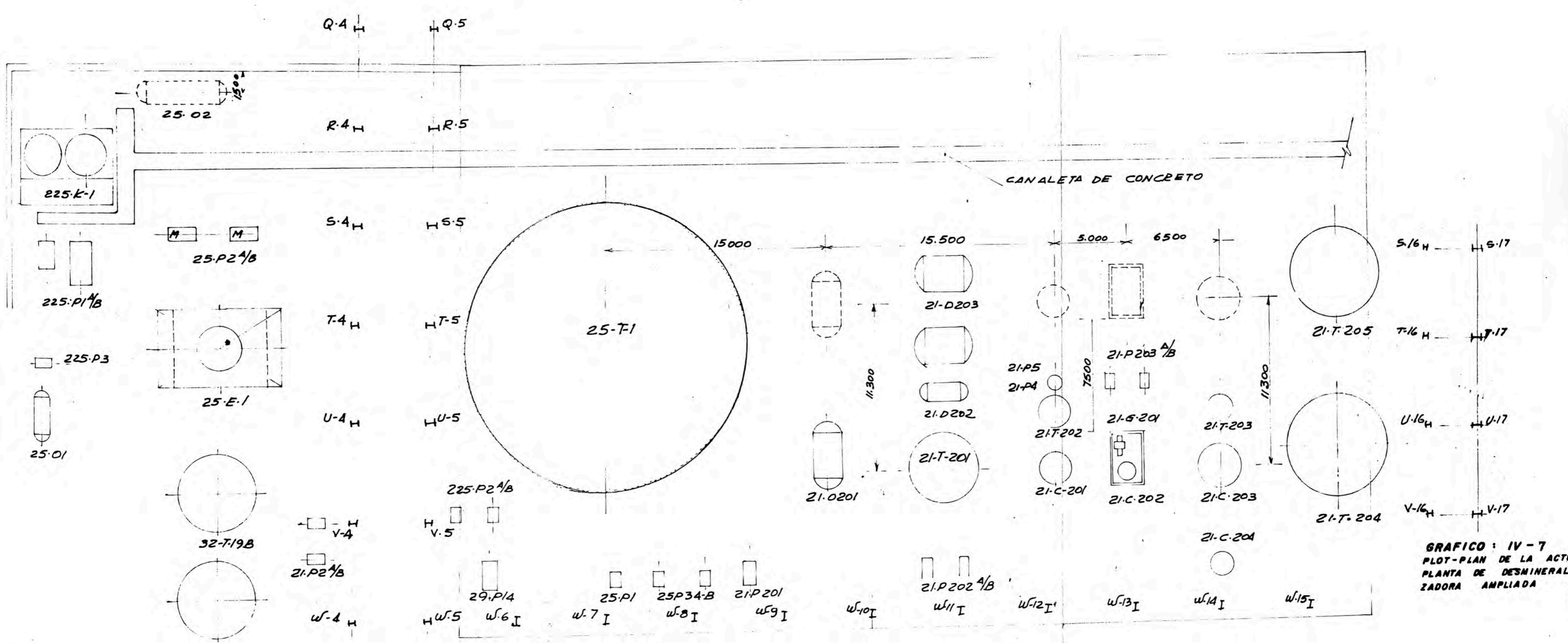


GRAFICO: IV-7
 PLOT-PLAN DE LA ACTU
 PLANTA DE DESMINERAL.
 ZADORA AMPLIADA

CAPITULO V

CALCULOS DE DISEÑO DE EQUIPOS PARA EL NUEVO TREN DE INTER-
CAMBIO IONICO EN RELAPA

A. G E N E R A L

En este nuevo capítulo, se tratará de las técnicas de diseño a utilizar en los equipos principales tanto del sistema de pre-tratamiento como el de desmineralización; esto es, filtro, torres de intercambio iónico, torre decarbonatadora; para hallar sus respectivas dimensiones como diámetro, altura.

Asimismo, se dará a conocer el diseño de accesorios importantes como: mesh blanket, brazos distribuidores, eyectores.

Con respecto al sistema de tuberías-accesorios se hará varias asumpciones; teniendo como referencia el del tren actual, con la finalidad de hallar los requerimientos necesarios para determinar las especificaciones de las bombas nuevas a utilizar.

Por lo descrito anteriormente, será necesario contar con conocimientos acerca de proceso de filtración, técnicas de diseño en filtros; proceso de intercambio iónico y diseño de los equipos a utilizar; absorción (más propiamente desorción); mecánica de fluidos, etc. así como algunas técnicas a asumir en la práctica.

También será necesario realizar los cálculos necesarios para conocer la nueva capacidad del tanque de agua filtrada, tomando en consideración la propuesta de lograr la regeneración de los filtros con agua filtrada y no cruda como se viene haciendo actualmente.

B. BASES DE DISEÑO

La ampliación de la Planta de Agua Desmineralizada, mediante un nuevo tren; tiene las siguientes bases de diseño a considerar en líneas generales, para el diseño del nuevo tren (sistema de filtración-desmineralización):

1. Flujo de agua desmineralizada a obtener: 50 TM/hr
2. Calidad de agua cruda: Indicada en el Cap. IV, punto B.5.
3. Calidad de agua desmineralizada a obtener: Señalada en el ítem B.6. (Cap. IV); según los requerimientos de los calderos existentes. En las tablas II-9 y II-10 se indican la calidad de los efluentes de cada equipo de desmineralización.
4. Capacidad de almacenamiento de agua desmineralizada: Ya en el Cap. III (ítem C.), se precisó de un nuevo tanque de almacenamiento de 250 TM, dando un total de 735 TM, de capacidad de almacenamiento de agua desmineralizada a requerir para el presente caso.
5. Area disponible: Señalada en el Gráfico IV-7.

C. SISTEMA DE DESMINERALIZACION

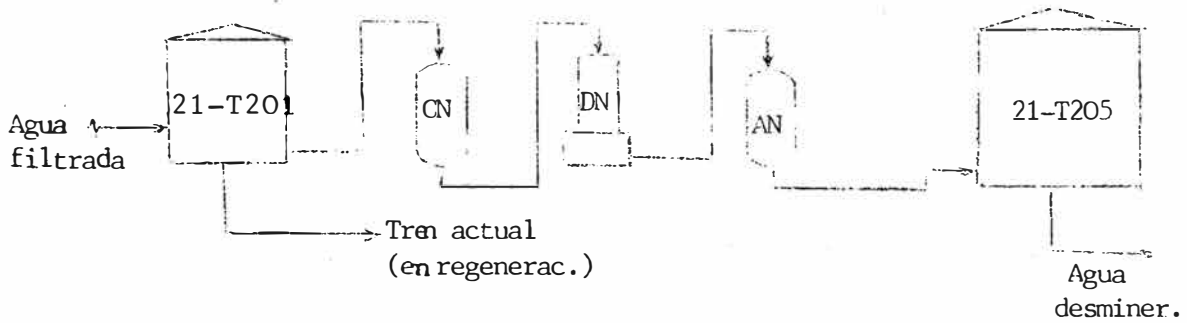
1. ESQUEMA A UTILIZAR

La nomenclatura a utilizar a continuación; ya fue detallada en el capítulo anterior.

1.1. Operación en Etapa de Producción o Servicio

1.1.1. Alternativa '1': "Torre catiónica y aniónica, ambas de tipo lecho simple".

GRAFICO V-1

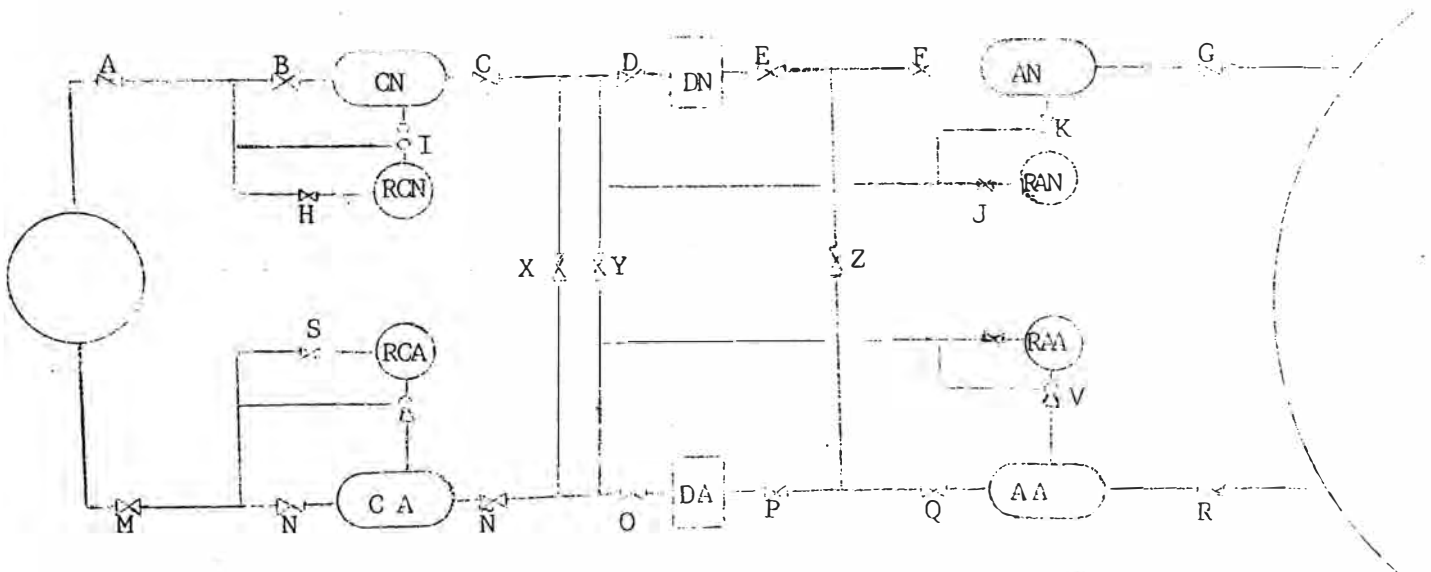


1.1.2. Alternativa '2': "Torre catiónica, tipo lecho simple; torre aniónica, tipo doble lecho".

1.2. Operación en Etapa de Regeneración

1.2.1. Esquema General: Operación a detallar después

GRAFICO V-2



1.2.2. Alternativa '1':

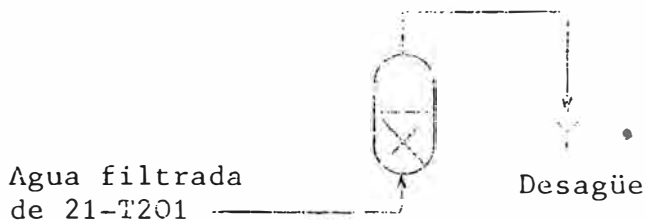
a. Backwash o retrolavado en la torre aniónica:

GRAFICO V-3



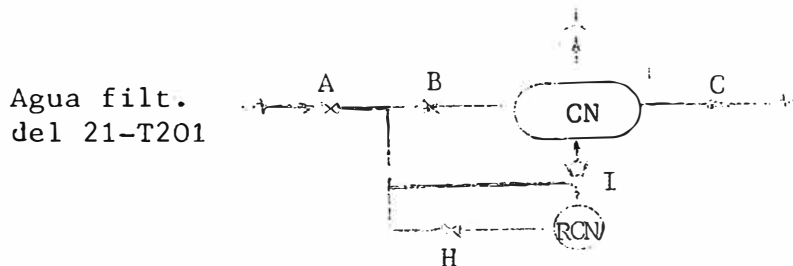
b. Backwash en la torre catiónica:

GRAFICO V-4



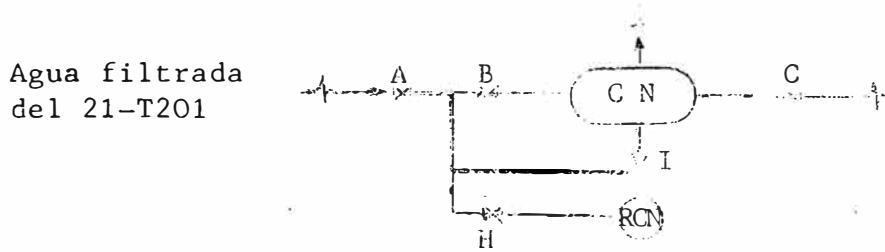
c. Inyección de ácido HCl al 5% a la torre catiónica:

GRAFICO V-5



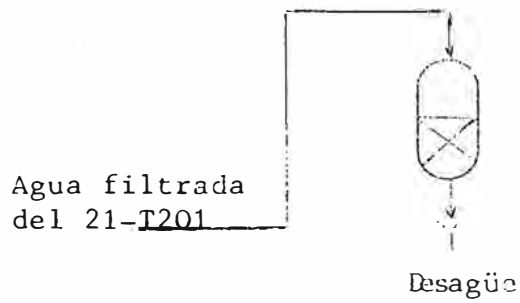
d. Desplazamiento de ácido o enjuague lento:

GRAFICO V-6



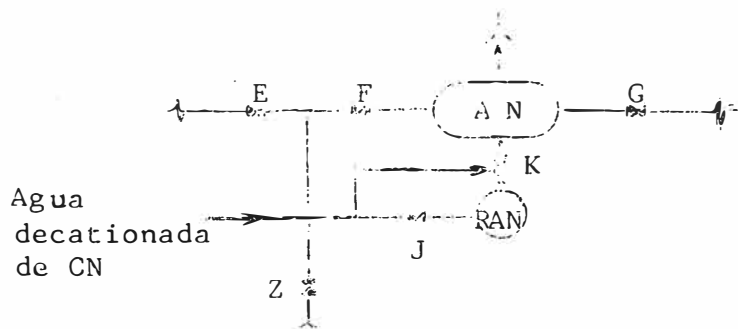
e. Enjuague en la torre catiónica:

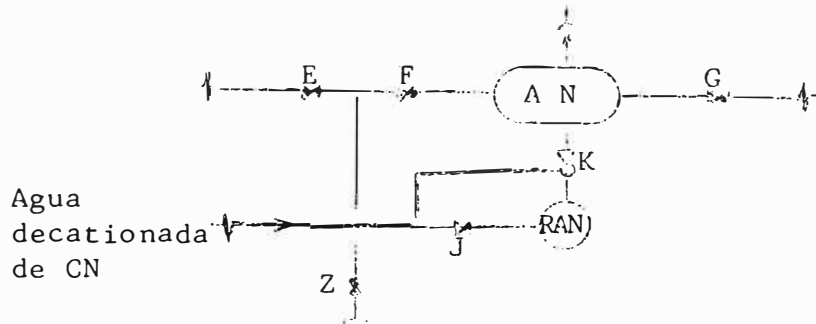
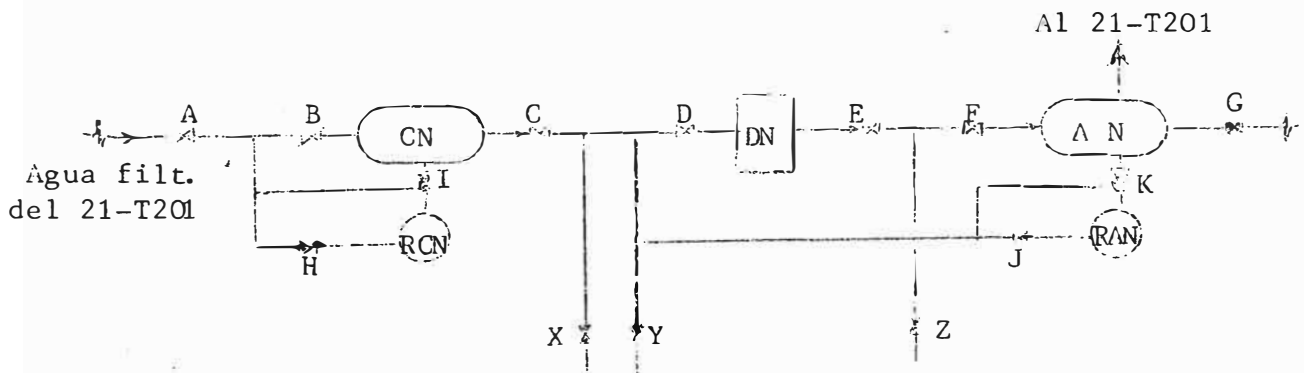
GRAFICO V-7



f. Inyección de soda al 4% a la torre aniónica:

GRAFICO V-8



g. Desplazamiento de soda o enjuague lento:GRAFICO V-9h. Enjuague-recirculac. en la torre aniónica:GRAFICO V-102. BASES DE DISEÑO

En general, aparte de las bases indicadas en el ítem B.; debe considerarse otras adicionales como temperatura, presión, ..., tenidas en cuenta en el Cap. II al evaluar los equipos existentes.

Asimismo deberá tenerse en cuenta las recomendacio-

nes técnicas de los fabricantes de resinas, y teoría de intercambio iónico.

3. DISEÑO DE LAS TORRES DE INTERCAMBIO IONICO

3.1. General

Se diseñará las torres de intercambio iónico considerando lo siguiente:

Las dos alternativas presentadas en el punto 1.1.

Se hallará las dimensiones de las torres, teniendo como base de cálculo las especificaciones técnicas de resinas de mediana eficiencia y capacidad. Igual criterio se asumirá para conocer las condiciones de operación tanto del ciclo de servicio como las del ciclo de regeneración.

En el ítem 3.3. se indicará el proceso de cálculo para la primera alternativa, en el 3.4. se dará un cuadro de resultados, considerando además otras resinas de intercambio, esto, para la decisión final sobre qué resina se recomendará a utilizar en cada torre.

3.2. Datos a utilizar en el proceso de cálculo

Debe considerarse aparte de los mencionados en el ítem 2, los datos utilizados para la evaluación de las actuales torres de intercambio iónico, dados en el Cap. II.

TABLA V-1. DATOS PARA HALLAR LA CAPACIDAD DE INTERCAMBIO EN LAS RESINAS EN LOS EQUIPOS DE INTERCAMBIO IONICO

UNIDAD ANIONICA: tipo lecho doble	UNIDAD CATIONICA
<u>RESINA: DEBILMENTE BASICA</u>	<u>RESINA: FUERTEMENTE ACIDA</u>
<u>TMA:</u>	<u>TC:</u>
. SO_4^{-2} 580.5 ppm. $CaCO_3$	TC 1,027.5 ppm. $CaCO_3$
. Cl <u>172.5</u> " "	TC 60.10 gr/gal
TMA: 753.0 ppm. $CaCO_3$	% (Na + K) 12%
TMA: 44.04 gr/gal	% Alk 23.4%
% SO_4^{-2} 77.00 %	Fuga catiónica, máx:
% Cl 23.00 %	2 ppm. $CaCO_3$ 0.2%
<u>RESINA: FUERTEMENTE BASICA</u>	
<u>TEA:</u>	
. CO_2 : 5 x 1.13... 6.00 ppm. $CaCO_3$	
. SiO_2 :34.50 " "	
. Fuga iónica (máx.) <u>2.00</u> " "	
TEA: 42.50 ppm. $CaCO_3$	
TEA: 2.50 gr/gal	
% <u>ácidos débiles</u> : 95.30 %	
% SiO_2 81.20 %	

3.3. Proceso de Cálculo para el Diseño de las Unidades de Intercambio Iónico

3.3.1. Diseño de la Torre Aniónica (alternativa '1')

a. Performance del equipo:

a.1. Tipo de la unidad Lecho simple

a.2. Datos de la Resina Seleccionada (Dowex Sar):

- Tipo de resina..Fuertemente Básica
- Capacidad..... Kgr/pie³ 15.81
- Nivel de regenerante.. lb/pie³ 4.0
- Concentrac. del reg. .NaOH a1% 4.0

a.3. Datos del Proceso:

- Flujo de agua deocat. (gpm), TM/hr (220.14) 50.0
- Ciclo de producción hr 4.0
- Galones por ciclo 52834.2
- Total de aniones a intercambiar por gal.
..... gr/gal 46.4
- Aniones a intercambiar Kgr 2451.51

a.4. Resultados previos del Diseño

- Flujo de servicio, por área transversal gpm/pie² 5.0

Luego:

- Area de la unidad pie² 44.2
- Volumen mínimo necesario de resina (2,451.51/15.81), pie³ 155.1
- Volumen de resina (155.1x1.25) pie³ 193.88
- Altura mín. de resina (193.88/44.2), pie 4.39
- Altura de resina (1.15x4.39). pie 5.00
- Altura recta del shell.....:
- Altura de resina pie 5.00 +
- Altura libre (freeboard), 100% pie .. (5.00)

Altura recta del shell.. pies 10.00

b. Condiciones de Operación durante el Ciclo de la Regeneración

b.1. Cantidad del regener. ..(4 lb/pie³ x 193.88 pie³) 775.52 lbs

b.2. Características de la sol. regenerante, NaOH a 95°F:

$P_{4\%} = 0.348 \text{ lbs NaOH/gal}$

$P_{20\%} = 2.035 \text{ lbs NaOH/gal}$

b.3. Etapas de la Regeneración:

Backwash:

. Flujo (4 gpm/pie ² x 44.2 pie ²)	176.80
. Tiempo	10.00 min
. Vol. agua decationada.. gal.	1768.00

Inyección de soda:

. $b = 775.52/2.035 = 381.09 \text{ gal al } 20\%$	
. $a = 775.52/0.348 = 2228.51 \text{ gal al } 4\%$	
. Agua de dilución...(a-b).. gal	1847.42
. Flujo de inyecc. de regenerante recomendado... (0.2 gpm/pie ³ x 193.88 pie ³)...	38.78
. Tiempo de inyec. (2228.51 gal/38.78 gpm)	57.50
. Flujo de soda al 20% al eyector... (38.09 gal/57.5 gpm).....gpm	6.63
. Flujo de agua para diluir de 20 al 4% de soda... (1847.42 gal/57.5 min)...gpm.....	32.13

Desplazamiento del Regenerante:

. Vol. mín. de agua, (0.45 x 193.88 + 0.5 x 44.2), pie ³ pie ³	109.35
. gal	817.91
. Flujo	38.78 gpm
. Tiempo (asumido)	40.00 min
. Volumen	1551.20 gal

Enjuague:

. Flujo, recomendado

Enjuague:

- . Flujo recomendado
 $(1.13 \frac{\text{gpm}}{\text{pie}} \times 193.88 \text{ pie}^3), \dots \text{gpm} \dots$ 220.14
- . Volumen de agua
 $(45 \frac{\text{gal}}{\text{pie}} \times 193.88 \text{ pie}^3), \dots \text{gpm} \dots$ 8805.60
- . Tiempo (asumido)min... 40.00

Recirculación:

- . Agua de enjuague a recirc....gal... 4402.80
- . Agua de enjuague al desagüe..gal... 4402.80

c. Conclusión

La torre aniónica tendrá las siguientes características:

c.1. Dimensiones Internas

- . Diámetro..... 7'6" (2.287 m)
- . .Altura recta del shell 10'0" (3.050 m)

c.2. Volumen de resina fuertemente básica

.....pie³,... 194.00

c.3. Cantidad de regenerante (16% de exceso)

NaOH, 100% 900.00 lbs.
 110 Kg.

c.4. Condiciones de Operación durante la Regeneración:

TABLA V-2

Operación	Flujo gpm	Tiempo min.	Agua-desag. gal.	Agua-recirc. gal.
. Backwash	176.80	10.00	1,768.00	0.00
. Asentamiento	0.00	5.00	0.00	0.00
. Inyección-soda:				
- soda al 4%	38.78	57.50	0.00	0.00
- soda al 20%	6.63	57.50	0.00	0.00
- agua de diluc.	32.13	57.50	1,847.42	0.00
. Desplazamiento	38.78	40.00	1,551.20	0.00
. Enjuague	220.14	40.00	4,402.80	4,402.80
TOTAL		152.50	9,569.42	4,402.80
(hrs), (TM)		(2.54)	(36.22)	

3.3.2. Diseño de la Unidad Catiónica

a. Performance del equipo.

a.1. Tipo de la unidad Lecho Simple

a.2. Datos de la Resina Seleccionada (Ionac C-242):

- Tipo de resina Fuertemente Acida
- Capacidad Kgr/pie³ 23.26
- Nivel de regenerante ... lb/pie³ 5.00
- Concent. del regener. ... HCl al %, 5.00

a.3. Datos del Proceso:

- Ciclo de producción hr 4.00
- Flujo de agua cruda(TM/hr). gpm:
- . Agua de serviciogal52,834.20

. Agua decationada para regenerac. de aniónica	gal	9,569.42
. Agua de recirculación (se asume media recirc.)	gal	2,201.40
Total		64,605.00
- Miles de gal. por ciclo	M gal ...	64.60
- Total de cationes por remover (60.1 gr/gal x 64.54 gal)	Kgr	3,882.45

a.4. Resultados previos de Diseño

- Flujo de servicio	gpm/pie ²	5.75
- Area de la unidad	pie ²	38.50
- Volumen mín. necesario de resina (3878.85 Kgr/23.26 Kgr/pie ³) .	pie ³	166.90
- Volumen necesario de resina (166.76 pie ³ x 1.05)	pie ³	175.10
- Altura mínima necesaria de resina, (175.10 pie ³ /38.5 pie ²)	pie	4.55
. Altura de resina (4.55 pie x 1.05)	pie	4.78
- Altura recta del shell:		
. Altura de resina	pie	4.78+
. Free-board 100%	pie	4.78
Total.....		pies
		9.56

b. Condiciones de Operación durante el Ciclo de Regeneración

b.1. Cantidad del regenerante..(5 lb/pie³ x 175.1 pie³)
 lb 875.50

b.2. Características de la solución regenerante,
 HCl a 78°F

P5% = 0.427 lb/gal
 P30% = 2.877 lb/gal

b.3. Etapas de la Regeneración:

Backwash:

. Flujo... (7 gpm/pie ² x 38.50 pie ²).....	269.50
. Tiempo	15.00
. Volumen de agua cruda	4,042.00

Inyección de Acido

. $b = 875.50/2.877 = 304.31$ gal al 30%	
. $a = 875.50/0.427 = 2050.35$ gal al 5%	
. Agua de dilución ... (a-b) ... gal	1,746.04
. Flujo de inyección de regenerante recomend. (0.4 gpm/pie ³ x 175.10 pie ³) ... gpm	70.04
. Tiempo de inyección, HCl al 5% (2050.35 gal/70.04 gpm)	29.27
. Flujo de HCl al 30% al eyector, (304.31 gal/29.27 min)	10.40
. Flujo de agua de dilución ... gpm	59.65

Desplazamiento del Regenerante

. Volumen	2,108.60
(1.5 175.1 + 0.5 pie x 38.5 pie ²)...pie ³	281.90
. Flujo	70.04
. Tiempo	30.10

Enjuague

. Flujo recomendado, (1.25 $\frac{\text{gpm}}{\text{pie}^3}$ x 175.10 pie ³) ... gpm	220.14
. Volumen recomendado	4,402.80
(3.4 x 175.1 pie ³ x 7.48)	
. Tiempo, (asumido)	20.00

c. Conclusión

La torre catiónica tendrá las siguientes características (necesarias), para esta alternativa:

c.1. Dimensiones internas

- . Diámetro 7' (2.135 m)
- . Altura recta del shell ... 9'7" (2.915 m)

c.2. Volumen de resina fuertemente ácida

.....pies³ 175.10

c.3. Cantidad de regenerante (15% de exceso)

HCl, 100% lbs 1,007.00
Kgs. 458.00

c.4. Condiciones de Operación durante la Regeneración

TABLA V-3

Operación	Flujo gpm	Tiempo mín.	Agua al desag. gal.
. Backwash	269.50	15.00	4,042.00
. Asentamiento		5.00	0.00
. Inyecc. de ácido:			
- HCl al 5%	70.04	29.27	0.00
- HCl al 30%	10.40	29.27	0.00
- Agua de diluc.	59.65	29.27	1,746.04
. Desplazamiento	70.04	30.10	2,108.60
. Enjuague	220.14	20.00	4,402.80
T O T A L		99.37	12,299.44
(hrs, mín) o (TM)		(1h40')	(46.56 TM)

a.6. Resultados previos de Diseño (lecho inferior)

- Area de la torre	pie ²	44.2
- Volumen mínimo necesario de resina: (132.10 Kgr/13 Kgr/pie ³)	pie	10.16
- Volumen necesario de resina: (1.20 x 10.16 pie ³)	pie ³	12.20
- Volumen de diseño (1.5 pie x 44.2 pie ²)	pie ³	66.30
- Altura de resina	pie	1.50'

a.7. Altura Recta del Shell

- Altura, resina, lecho inferior..	pie ..	1.5'
- Altura, resina, lecho superior..	pie ..	3.13'
Altura total de resina ...	pie ..	4.63'
- Altura libre, (freeboard)	pie ..	4.63'
Altura recta del shell	pie	9.26' (9'4")

b. Condiciones de Operación durante el Ciclo de Re-
generación

b.1. Cantidad de Regenerante

- Regen, resina débilmente básica:		
(3 $\frac{1b}{pie^3}$ x 138.50 pie ³)	lbs.....	415.50
- Regen. resina fuert. básica		
(4 $\frac{1b}{pie^3}$ x 12.20 pie ³)	lbs.....	48.80
Cantidad de regenerante.....	lbs.....	464.30

b.2. Características de la sol. regenerante, NaOH,
a 95°F:

P _{4%}	=	0.348 lbs . NaOH/gal
P _{20%}	=	2.035 lbs . NaOH/gal

b.3. Etapas de la Regeneración:

Backwash 1:

. Flujo ... (3.25 gpm/pie ²).....	gpm	...	143.70
. Tiempo	min	...	10.00
. Volumen	gal	...	1,437.00
. Expansión	aprox. %		64.00

Inyección de soda:

. Volumen de soluc. NaOH al 4%: (464.30 lb/0.348 lb/gal)	gal	...	1,334.20
. Flujo (0.2 gpm x 150.7 pie)	gpm	...	30.14
. Tiempo	min	...	44.30
. Volumen de soluc. NaOH al 20%: (464.30 lb/2.035 lb/gal)	gal	...	228.16
. Flujo (228.16 gpm/44.30 min)	gpm	...	5.15
. Volumen de agua de dilución: (1,334.20 - 228.16)	gal	...	1,106.04
, Flujo	gpm	...	24.97

Desplazamiento de Regenerante:

. Flujo: (0.5 gpm x 204.8 pie ³)	gpm	...	102.40
. Tiempo (asumido)	min	...	40.00
. Volumen	gal	...	4,096.00

Backwash 2:

. Flujo ... (2.5 gpm/pie ²)	gpm	...	110.50
. Tiempo	min	...	10.00
. Volumen	gal	...	1,105.00
. Expansión	%	...	60.00

Enjuague y Recirculación:

. Flujo...(el de servicio).....	gpm ...	220.14
. Tiempo (enjuague + recirculac.)..	min ...	40.00
. Volumen de agua	gal ...	8,805.60
(43 $\frac{\text{gal}}{\text{pie}^2}$ x 204.80 pie ³)		
. Volumen de agua a "desecho"	gal ...	4,402.80
. Volumen de agua de enjuague a recirculación	gal ...	4,402.80
. Tiempo aprox. de recirculac.	min ...	10.00

c. Conclusión

La torre aniónica, tipo doble lecho, tendrá las siguientes características:

c.1. Dimensiones Internas:

. Diámetro	7'6" (2.287 m)
. Altura recta del shell	9'4" (2.850 m)

c.2. Volumen de resina:

. Resina fuertemente básica (lecho inferior):	pies ³	138.50
. Resina débilmente básica (lecho superior):	pies ³	66.30

c.3. Cantidad de regenerante: (16% de exceso):

NaOH, 100%....lbs.... 540

Kg 245.45

Temperatura de la soluc. regenerante: 95^oF

c.4. Condiciones de Operación durante la Regeneración

TABLA V-4

Operación	Flujo (gpm)	Tiempo (min.)	Agua-desag. (gal)	Agua-recir. (gal)
. Backwash 1	143.70	10.00	1,437.00	0.00
. Asentamiento	0.00	5.00	0.00	0.00
. Inyección de soda:				
- Soda al 4%	30.14	44.30	0.00	0.00
- Soda al 20%	5.15	44.30	0.00	0.00
- Agua de diluc.	24.97	44.30	1,106.04	0.00
. Desplazamiento	102.40	40.00	4,096.00	0.00
. Backwash 2	110.50	10.00	1,105.00	0.00
. Enjuague	220.14	40.00	4,402.80	4,402.80
		149.30	12,146.84	4,402.80

3.3.4. Diseño de la Torre Catiónica (alternativa '2'):

a. Performance del equipo

a.1. Tipo de la unidad Lecho simple

a.2. Datos de la Resina seleccionada:
 Son los mismos ya mencionados en el item 3.3.2.

a.3. Datos del Proceso:

- Agua filtrada a tratar, por ciclo:
 - . Agua de servicio gal ... 52,834.20
 - . Agua decationada para regeneración de la aniónica gal ... 12,146.84
 - . Agua de recirculación (se asume media recirculación) gal ... 2,201.40
 - Total gal ... 67,182.44

Agua a tratar por ciclo	Mgal	67.182
Total de cationes a remover:		
(60.1 gr/gal x 67.18 Mgal)	Kgr	4,037.52

b. Conclusión

Como puede observarse; la cantidad de cationes a removerse para esta alternativa, es un 4% superior a los de la alternativa '1'. Luego las características de la torre catiónica requerida para esta alternativa serán similares a las detalladas en el ítem 3.3.2.

TABLA V-5. ALTERNATIVA '1': Unidades Aniónica y Catiónica; tipo Lecho Simple

R. ANIONICA		R. CATIONICA		R E S I N A S	VOLUMEN-RESINAS		REGENERANTES	
Capacidad Kgr/pie ³	Niv. Reg. lb/pie ³	Capacidad Kgr/pie ³	Niv. Reg. lb/pie ³	ANIONICA - CATIONICA	Aniónica pie ³	Catiónica pie ³	NaOH (1) lbs	HCl (2) lbs
16.72	4.00	22.60	5.00	IRA 410 - IRA 120	183.28	186.50	850.4	1,072.4
		23.26	5.00	IRA 410 - IONAC C-242	183.28	181.20		1,042.0
		23.90	5.00	IRA 410 - DOWEX HCR-W	183.28	176.30		1,013.7
15.81	4.00			DOWEX SAR - IRA 120	193.88	180.50	900.0	1,038.0
				DOWEX SAR - IONAC C-242	193.88	175.40		1,008.6
				DOWEX SAR - DOWEX HCR-W	193.88	170.70		981.5
14.14	4.00			IONAC A-550 - IRA 120	216.71	188.20	1,006.0	1,082.2
				IONAC A-550 - IONAC C-242	216.71	182.90		1,051.7
				IONAC A-550 - DOWEX HCR-W	216.71	178.00		1,023.5

NOTA

(1, 2) Se ha considerado con incremento de 16 y 15%, de exceso, respectivamente, por dilución.

TABLA V-6. ALTERNATIVA '2': Unidad Aniónica (ti po doble lecho) y Unidad Cati óni ca (ti po lecho si mpl e)

R. ANIONICA				R. CATIONICA		RESINAS			VOLUMEN-RESINAS		REGENERANTES			
DEBILM. BASICA		FUERT. BASICA		CAPACIDAD	NIV. REG.	ANIONICA		CATIONICA		NaOH	HCl			
CAPACIDAD	NIV. REG.	CAPACIDAD	NIV. REG.			D. BASICA-F. BASICA		F. ACIDA	ANIONICA			CATIONICA		
Kgr/pi e ³	lb/pi e ³	Kgr/pi e ³	lb/pi e ³	Kgr/pi e ³	lb/pi e ³			F.B. pi e ³	D.B. pi e ³	F.A. pi e ³	(1) lbs	(2) lbs		
19.00	3.00	11.17	4.00	22.60	5.00	IRA 93/IRA 400	IRA 120	153.10	66.30	189.40	602.00	1,089		
							IONAC C-242		66.30	184.00			1,058	
							DOWEX HCR-W		66.30	178.90				1,029
		11.00	4.00	23.26	5.00	IRA 93/IONAC ASB1	IRA 120	153.10	66.30	189.40	602.00	1,089		
							IONAC C-242		66.30	184.00			1,058	
							DOWEX HCR-W		66.30	179.00				1,029
		13.0	4.00	23.90	5.00	IRA 93/DOWEX SBR	IRA 120	153.10	66.30	189.40	602.00	1,089		
							IONAC C-242		66.30	184.00			1,058	
							DOWEX HCR-W		66.30	179.00				1,029
21.00	3.00					IONAC AFP329/IRA 400	IRA 120	138.50	66.30	189.20	551.00	1,088		
							IONAC C-242		66.30	183.80			1,057	
							DOWEX HCR-W		66.30	178.40				1,029
							IONAC AFP329/IONAC ASB1	IRA 120	138.50	66.30	189.20	551.00	1,088	
								IONAC C-242		66.30	183.80			1,057
								DOWEX HCR-W		66.30	178.90			
							IONAC AFP329/DOWEX SBR	IRA 120	138.50	66.30	189.20	551.00	1,088	
								IONAC C-242		66.30	183.80			1,057
								DOWEX HCR-W		66.30	178.90			
23.00	3.00					DOWEX WGR/IRA 400	IRA 120		66.30	190.70	500.00	1,097		
							IONAC C-242		66.30	185.30			1,065	
							DOWEX HCR-W		66.30	180.30				1,037
							DOWEX WGR/IONAC ASB1	IRA 120		66.30	196.70	500.00	1,097	
								IONAC C-242		66.30	185.30			1,065
								DOWEX HCR-W		66.30	180.30			
							DOWEX WGR/DOWEX SBR	IRA 120		66.30	190.70	500.00	1,097	
								IONAC C-242		66.30	185.30			1,065
								DOWEX HCR-W		66.30	180.30			

TABLA V-7. CONDICIONES DE OPERACION DURANTE LA INYECCION DEL REGENERANTE

a. Inyección de Soda (Alternativa '1')

RESINA	VOLUM. pies ³	I. DE SODA AL 4%			I. DE SODA AL 20%			I. DE AGUA DE DIL.			CANTIDAD DE REGEN.	
		GPM	MIN	GAL	GPM		GAL	GPM		GAL	Neces., lbs	Diseño, lbs
IRA 410	183.28	39.00	54.00	2,107.00	6.65		360.00	32.33		1,746.	733.12	850.4
DOWEX SAR	193.88	39.12	57.00	2,230.00	6.68		381.00	32.40		1,847.	776.00	900.0
IONAC A550	216.71	43.70	57.00	2,491.00	7.47		426.00	36.23		2,065.	867.00	1,006.0
(Diseño)		44.00	60.	2,640.00	7.52		451.00	36.48		2,189.	918.72	1,065.7

b. Inyección de Soda (Alternativa '2')

R E S I N A	VOL. TOT. pies ³	I. DE SODA AL 4%			I. SODA AL 20%			I. DE AGUA DE DIL.			CANTIDAD DE REGEN.	
		GPM	MIN	GAL	GPM		GAL	GPM		GAL	NECES.; lbs	DISEÑO, lbs
IRA-93 + R. FUERT. B.	219.40	33.85	44.	1,490.	5.80		255	28.07		1,235.	518.5	601.5
IONAC AFP-329 + R.F.B.	204.80	31.02	44.	1,365.	5.30		233	25.70		1,132.	475.0	551.0
DOWEX WGR + R.F.B.		28.10	44.	1,236.	4.80		211	23.30		1,025.	430.2	500.0
(Diseño)		34.00	50.	1,700.	5.81		291	28.20		1,409.	592.0	687.0

TABLA V-7. (Continuación)

c. Inyección de Acido (Alternativa '1')

RESINA	VOL. pie ³	I. DE ACIDO AL 5%			I. DE ACIDO AL 30%			I. DE AGUA DE DIL.			CANTIDAD DE REGENER.	
		GPM	MIN	GAL	GPM		GAL	GPM		GAL	NECES., lbs	DISEÑO, lbs
IRA 120	188.20	94.10	23.42	2,203.75	13.96		327.10	80.13		1,877.0	941.00	1,082.15
IONAC C-242	182.90	73.16	29.27	2,142.00	10.87		318.21	62.31		1,824.0	914.50	1,052.00
DOWEX HCR-W	178.00	89.00	23.42	2,084.30	13.21		309.35	75.79		1,775.0	890.00	1,023.50
(Diseño)		94.00	30.00	2,820.00	13.95		418.54	80.00		2,401.0	1,204.00	1,385.00

d. Inyección de Acido (Alternativa '2')

RESINA	VOL. pie ³	I. DE ACIDO AL 5%			I. DE ACIDO AL 30%			I. DE AGUA DE DIL.			CANTIDAD DE REGENER.	
		GPM	MIN	GAL	GPM		GAL	GPM		GAL	NECES., lbs	DISEÑO, lbs
IRA 120	190.70	95.35	23.42	2,233.0	14.15		331.42	81.20		1,902.0	953.5	1,096.50
IONAC C-242	185.30	74.12	29.27	2,169.8	11.00		322.04	63.13		1,848.0	926.5	1,065.50
DOWEX HCR-W	180.30	90.15	23.42	2,111.2	13.38		313.35	76.80		1,798.0	901.5	1,037.00
(Diseño)		95.00	30.	2,850.0	14.10		423.00	80.90		2,427.0	1,216.9	1,399.00

TABLA V-8: CONDICIONES DE OPERACION (DISEÑO)

	ALTERNATIVA '1'	ALTERNATIVA '2'
<u>TORRE ANIONICA</u>		
. Resina	Fuert. Básica, tipo II	F.B. tipo I + D. Básica
. Volumen, máx.; pies ³	216.70	219.40
. Cantidad Regenerante: (máx) NaOH, 100%, lbs. (16% por dilución, incluso)	1,065.00	687.00
<u>REGENERACION</u>		
<u>Backwash:</u>		
- Flujo, gpm	176.80	198.90
- Tiempo, min.	10.00	10.00
- Volumen, gal.	1,768.00	1,989.00
<u>Inyección de soda:</u>		
- Tiempo, min.	60.00	50.00
Soda al 4%:		
- Flujo, gpm.	44.00	34.00
- Volumen, gal.	2,640.00	1,700.00
Soda al 20%:		
- Flujo, gpm	7.52	5.81
- Volumen, gal.	451.00	291.00
Agua de dilución:		
- Flujo, gpm	36.48	28.20
- Volumen, gal.	2,189.00	1,409.00
<u>Desplazamiento:</u>		
- Flujo, gpm	112.60	109.69
- Tiempo, min.	40.00	40.00
- Volumen, gal.	4,504.00	4,387.60
<u>Backwash 2</u>		
- Flujo, gpm	0.00	132.60
- Tiempo, min.	0.00	10.00
- Volumen, gal.	0.00	1,326.00
<u>Enjuague:</u>		
- Flujo, gpm	220.14	220.14
- Tiempo, min.	40.00	40.00
- Volumen, gal.	8,805.60	8,805.60
- Vol. agua para regen. aniónica, gal.	17.266.60	17,917.20

TABLA V-8: (Continuación)

	ALTERNATIVA '1'	ALTERNATIVA '2'
<u>TORRE CATIONICA</u>		
Resina	Fuert. ácida	Fuert. ácida
Volumen, máx.; pies ³	188.20	190.70
Cant. Regenerante (máx): HCl, 100%, lbs: (15% por dilución, incluso)	1,385.00	1,399.50
<u>REGENERACION</u>		
<u>Backwash:</u>		
- Flujo, gpm	269.50	269.50
- Tiempo, min.	15.00	15.00
- Volumen, gal.	4,042.00	4,042.00
<u>Inyección de ácido:</u>		
- Tiempo, min.	30.00	30.00
Acido al 5%:		
- Flujo, gpm	94.00	95.00
- Volumen, gal.	2,820.00	2,850.00
Acido al 30%:		
- Flujo, gpm	13.95	14.10
- Volumen, gal.	418.50	423.00
Agua de dilución:		
- Flujo, gpm	80.00	80.90
- Volumen, gal.	2,401.00	2,427.00
<u>Desplazamiento:</u>		
- Flujo, gpm	112.60	112.60
- Tiempo, min.	30.00	30.00
- Volumen, gal.	3,378.00	3,378.00
<u>Enjuague:</u>		
- Flujo, gpm	220.14	220.14
- Tiempo, min.	20.00	20.00
- Volumen, gal.	4,402.80	4,402.80
Vol. agua para reg. cación., gal.	14,224.00	14,250.00
Vol. total de agua para rege- neración de las torres, gal.	31,491.00	32,167.00

TABLA V-9. SE LECCION DE LA ALTURA DE RESINA

Alternativa '1'

RESINA ANIONICA	ALTURA RES. pies (3)	RESINA CATIONICA	ALTURA RES. pies (4)
IRA 410	4.56	IRA 120	5.08
		IONAC C-242	4.94
		DOWEX HCR-W	4.81
DOWEX SAR	5.00	IRA 120	4.92
		IONAC C-242	4.78
		DOWEX HCR-W	4.65
IONAC A-550	5.50	IRA 120	5.13
		IONAC C-242	4.99
		DOWEX HCR-W	4.85

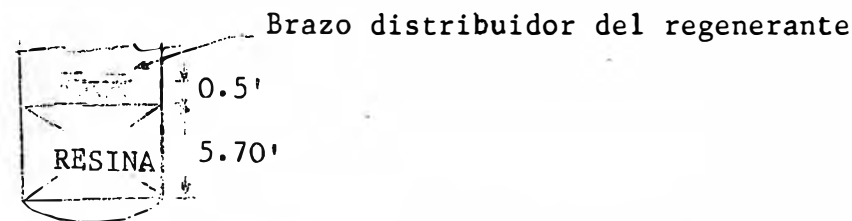


GRAFICO V-11a: ALTURA DE RESINA PARA LA TORRE ANIONICA

Alternativa '2'

RES. ANIONICA DEB. BASICA-FUERT. BASICA	ALTURA RES. pies (3)	RESINA CATIONICA	ALTURA RES. pies (4)
IRA 93 - IRA 400	5.70	IRA 120	5.16
		IONAC C-242	4.02
		DOWEX HCR-W	4.88
IONAC AFP329-IONAC ASB-1	5.00	IRA 120	5.16
		IONAC C-242	5.01
		DOWEX HCR-W	4.88
DOWEX WGR-DOWEX SBR	5.02	IRA 120	5.20
		IONAC C-242	5.05
		DOWEX HCR-W	4.92

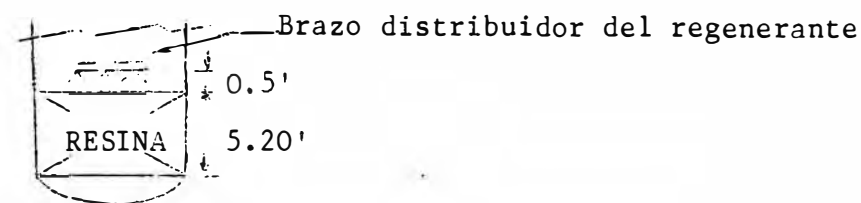
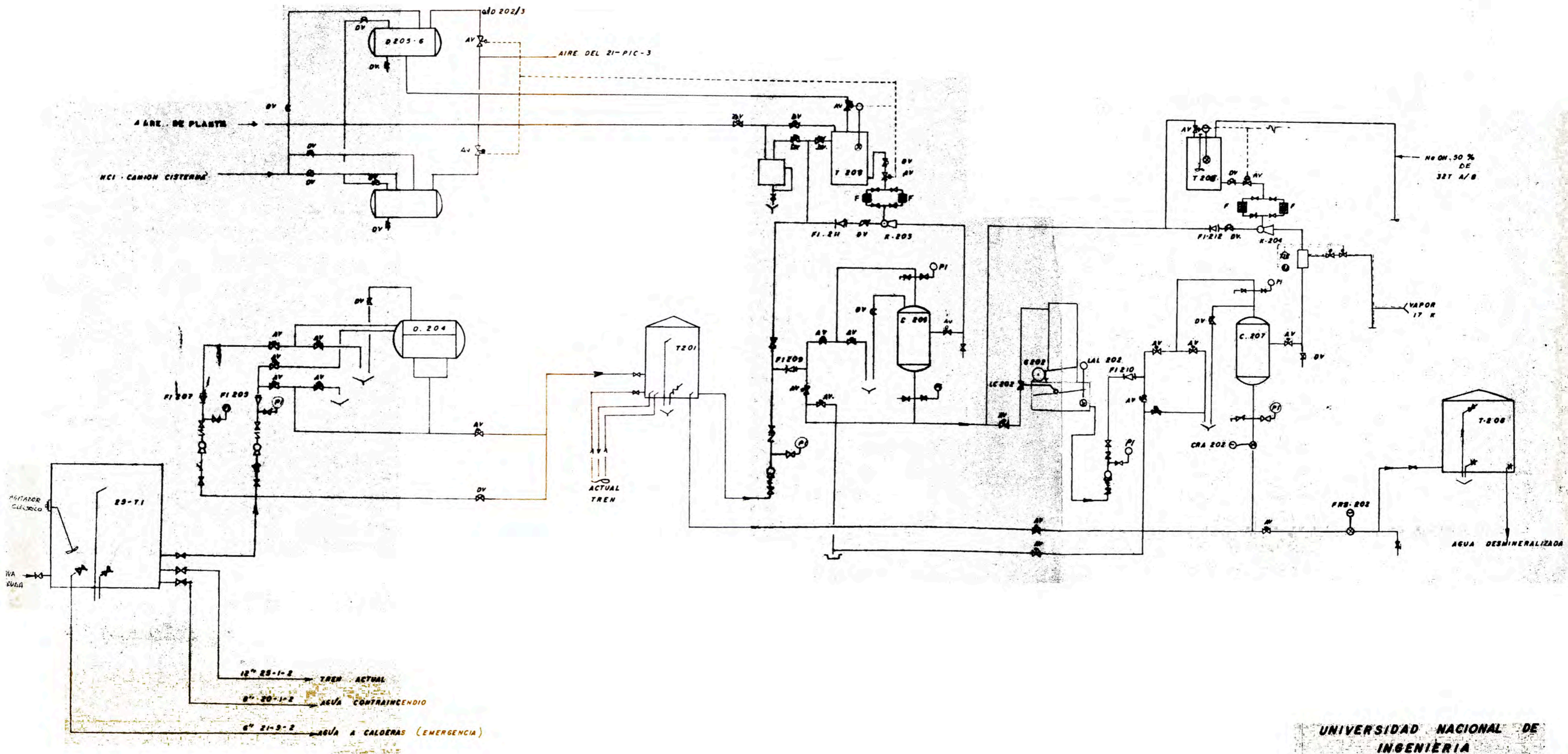


GRAFICO V-11b: ALTURA DE RESINA PARA LA TORRE CATIONICA

NOTA:

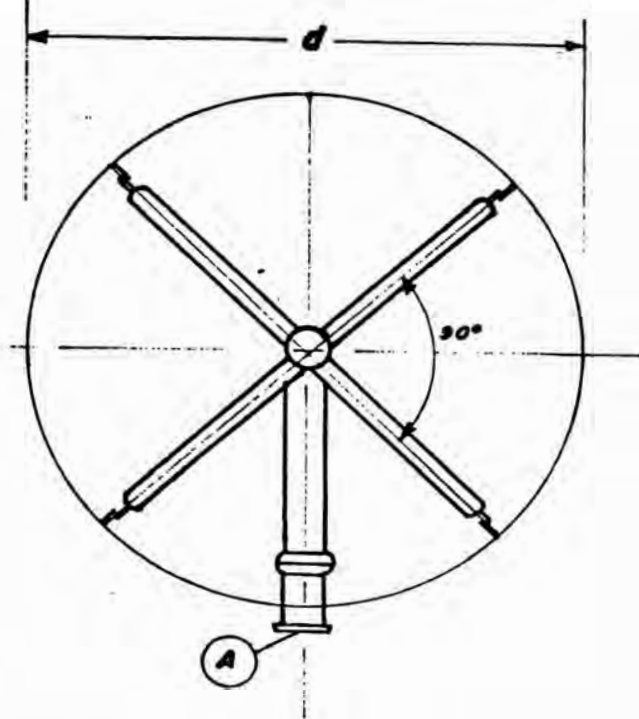
- (3) Porcentaje de 10-20% por hinchamiento (incluso)
- (4) Porcentaje de 5% por hinchamiento (incluso)



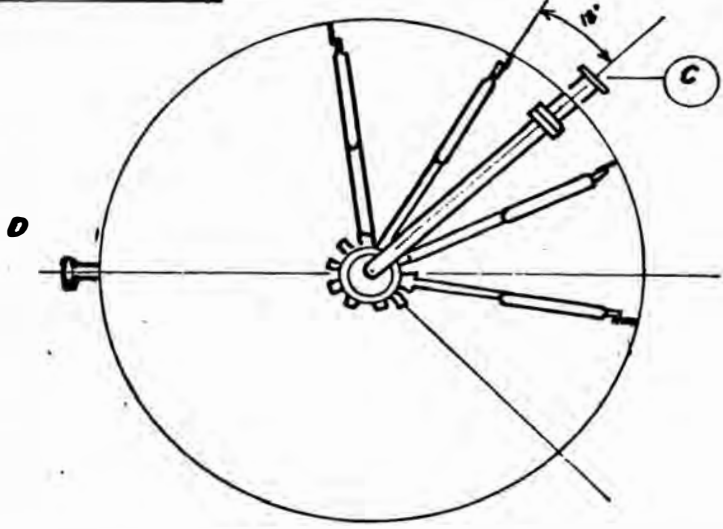
UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

"AMPLIACION DE LA ACTUAL PLANTA DESMINERALIZADORA DE AGUA CRUDA MEDIANTE UN NUEVO TREN DE INTERCAMBIO IONICO"
 FLOW SHEET DEL NUEVO TREN

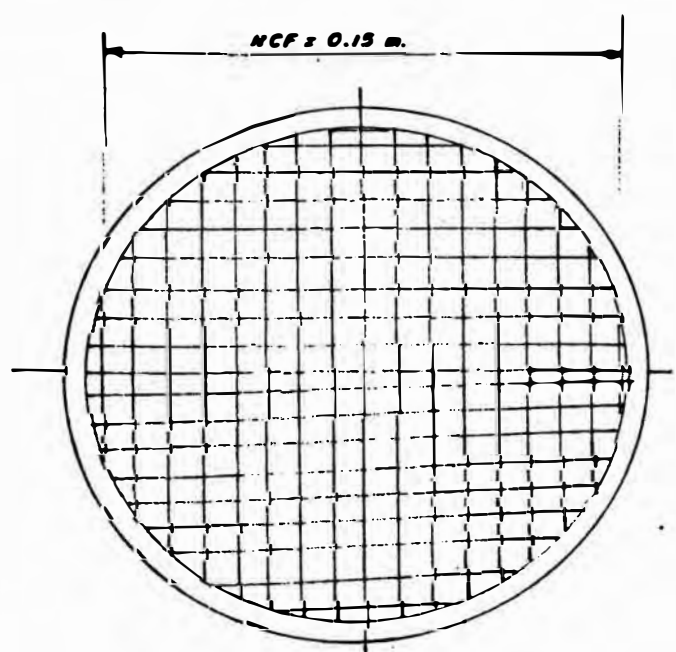
DIBUJADO Y TRAZADO POR LIBIA GRANDE	GRAFICO : V-11
--	----------------



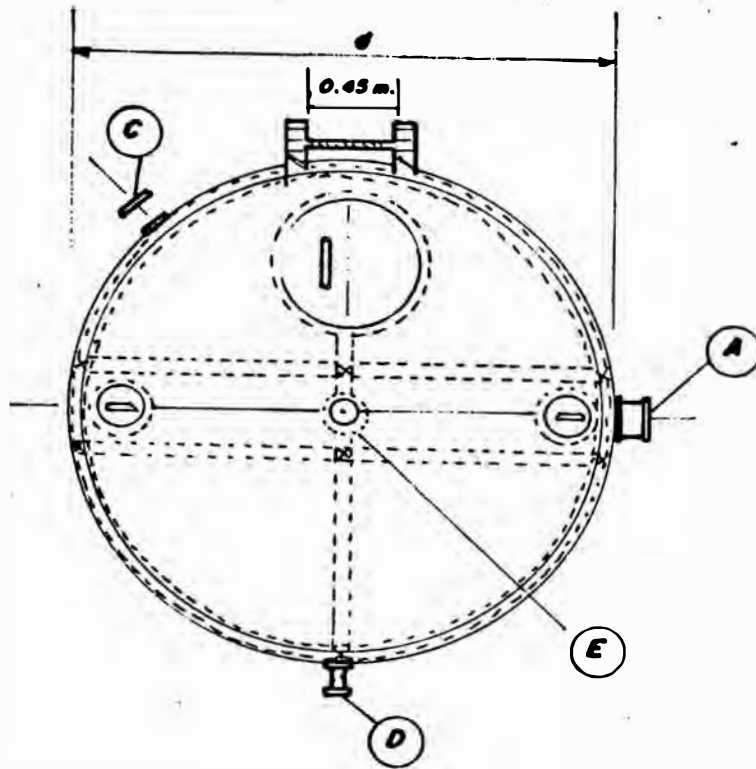
GRAF. V-12c: VISTA DE LA SECCION X



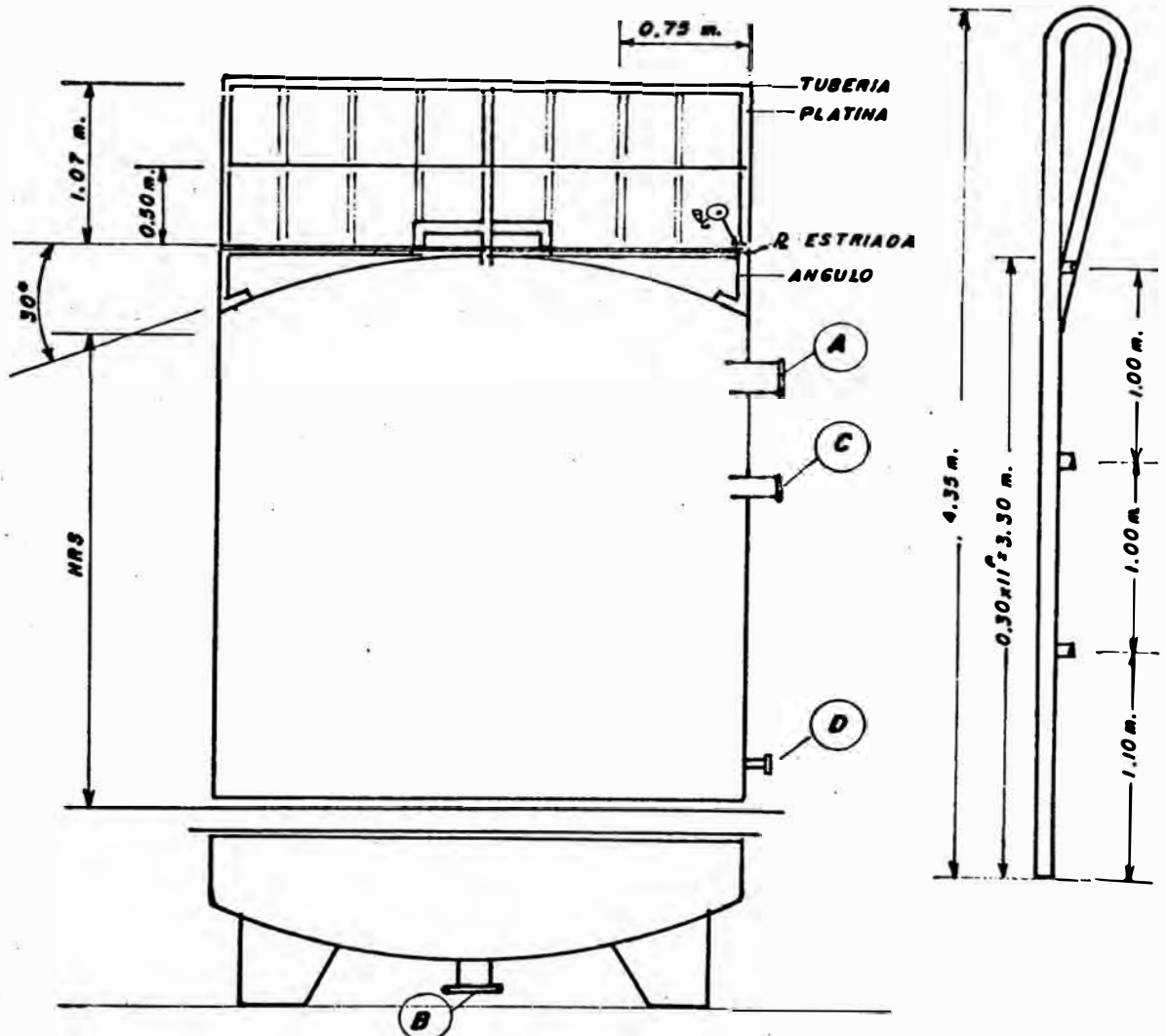
GRAF. V-12d: VISTA DE LA SECCION Y



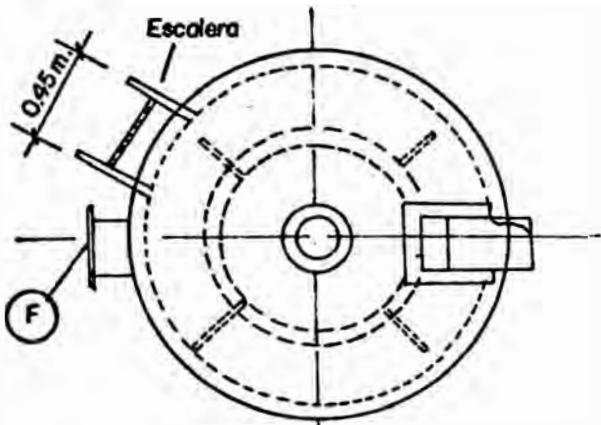
GRAF. V-e: VISTA DE LA SECCION Z



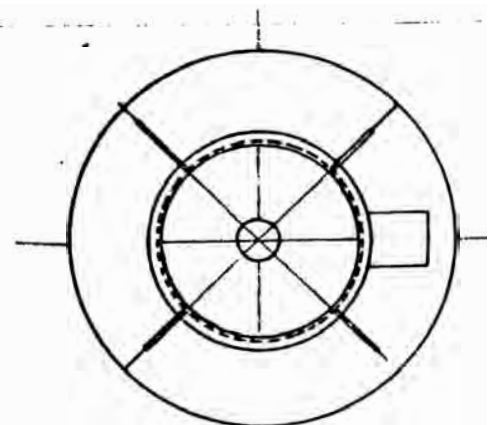
GRAF. V-12g : VISTA SUPERIOR



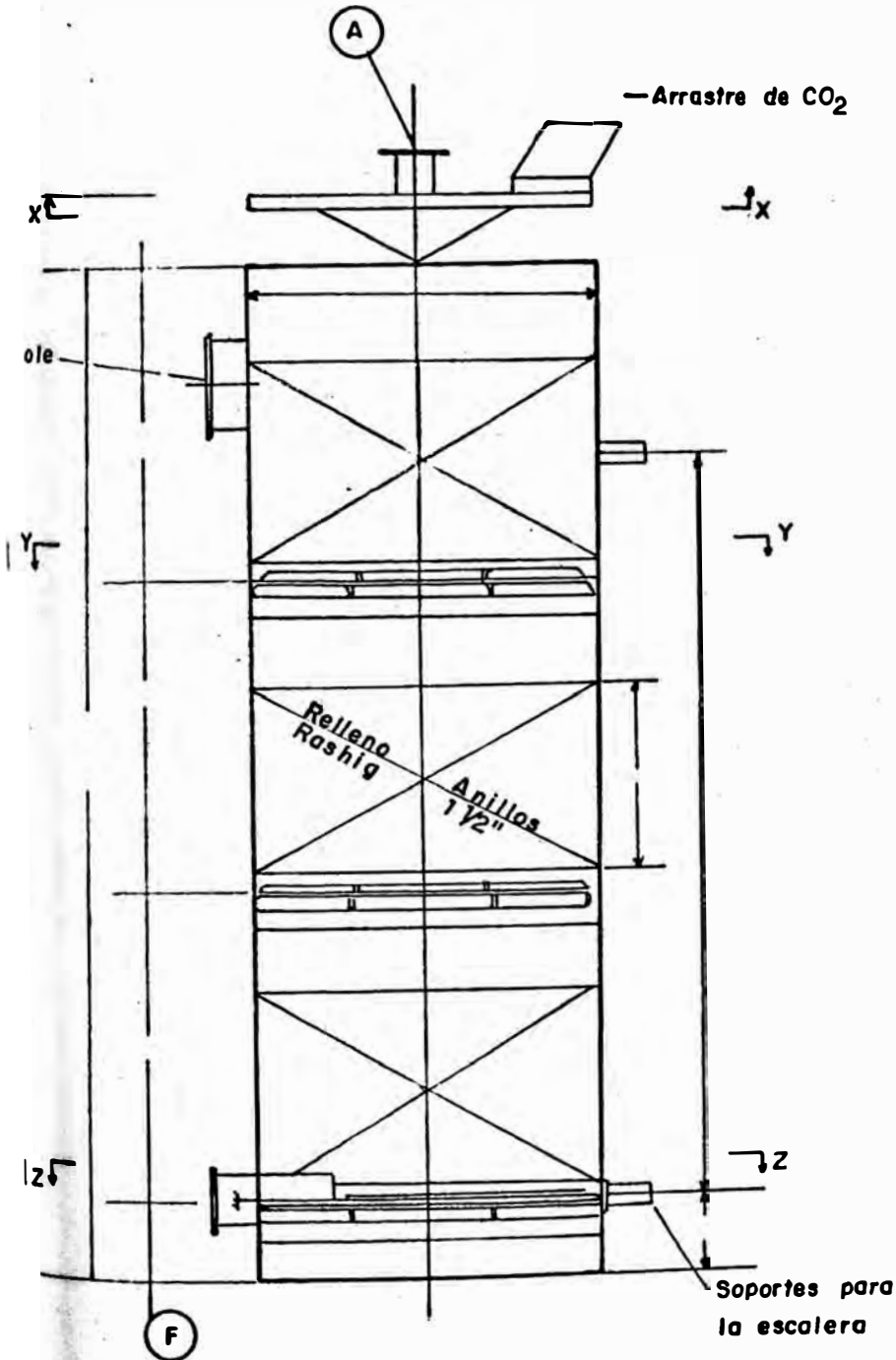
GRAF. V-12f PLATAFORMA PARA LA TORRE DE INTERCAMBIO IONICO VISTA DE PERFIL



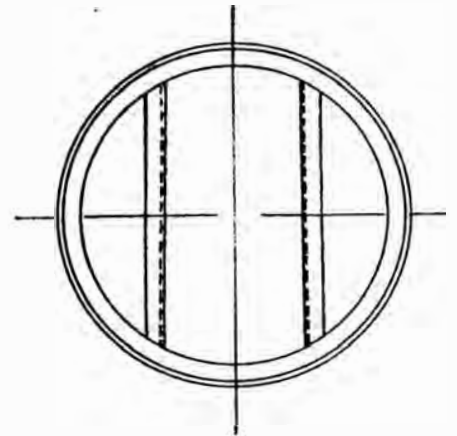
GRAF. V-13 b: VISTA HORIZONTAL



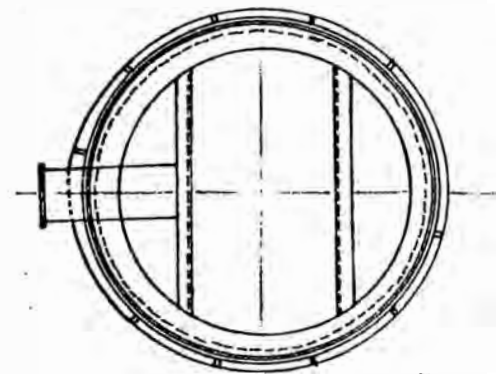
GRAF. V-13 c: VISTA DE LA SECCION X



GRAF. V-13 a: TORRE DESCARBONATADORA VISTA DE PERFIL



GRAF. V-13 d: VISTA DE LA SECCION Y



GRAF. V-13 e: VISTA DE LA SECCION Z

LEYENDA	
A..	Entrada de Agua
B..	Entrada de Aire

L E Y E N D A:

A	Entrada de agua
B	Salida de agua
C	Entrada de resina
D	Salida de resina
E	Venteo de aire
d	Diámetro interno
HRS...	Altura recta del shell
HR	Altura de resina húmeda
LDR...	Longitud del distribuidor de regenerante
NCF...	Número de copas filtrantes

4. DISEÑO DE LA TORRE DECARBONATADORA

4.1. Datos a utilizar durante el Proceso de Cálculo

Antes de proceder a la toma de datos es recomendable leer la nomenclatura a usar, indicada en el ítem 4.7.

. Datos para el flujo gaseoso:

$$p_g = 0.0761 \text{ lb/pie}^3 \text{ (a } 17^\circ\text{C)}$$

$$G = G_{Dis} = 20 \text{ m}^3/\text{min} \text{ (para la torre actual)}$$

$$u_g = 0.0387 \text{ lb/hr} \times \text{pie} \text{ (ecuac.: V-10)}$$

$$0.0000108 \text{ lb/seg} \times \text{pie} \text{ (ecuac.: V-19)}$$

$$D_{AB_g} = 0.535 \text{ pie}^2/\text{hr}$$

. Datos para el flujo líquido:

$$p_l = 62.4 \text{ lb/pie}^3 \text{ (a } 17^\circ\text{C)}$$

$$L = L_{Dis} = 110,000 \text{ lb/hr} \text{ (50 TM/hr)}$$

$$L' = 6,111.11 \text{ lb mol/hr}$$

$$u_l = 1 \cdot \text{cp} \text{ (ecuac.: V-4)}$$

$$2.42 \text{ lb/hr pie} \text{ (ecuac.: V-8)}$$

$$D_{AB_l} = 6.068 \cdot 10^{-5} \text{ (17}^\circ\text{C)}$$

. Datos adicionales:

$$y = 1,860 x \text{ (curva de equilibrio, sistema } \text{CO}_2, \text{ aire, agua)}$$

$$dp = \text{ (para anillos Rashig } 1\frac{1}{2}\text{")}$$

$$F = 95 \text{ (factor de empaque para anillos Rashig } 1\frac{1}{2}\text{")}$$

$$g_c = 4.18 \times 10^{-8} \text{ lbf} \times \text{pie/lbf} \times \text{hr}^2$$

$$\varepsilon = 0.71 \text{ (cte. en la ecuación: V-10)}$$

$$0.98 \text{ (cte. en la ecuación: V-18)}$$

$$c = 0.105 \text{ (cte. para anillos Raschig desordenados; ecuac.: V-10)}$$

$$d_e = \frac{4\xi}{a}, \text{ pies (ecuac.: V-10)}$$

$$a = 38 \text{ pie}^2/\text{pie}^3 \text{ (para anillos Raschig } 1\frac{1}{2}\text{";}$$

$$\text{ecuac.: V-10)}$$

$$= 85.0 \text{ pie}^2/\text{pie}^3 \text{ (para mesh-blanket, tipo A; ecuac.: V-18)}$$

$$k = 0.32 \text{ (a 15 psia; ecuac.: V-15)}$$

$$P = 15 \text{ psia (presión de diseño para la torre decarb.)}$$

$$T = 17^\circ\text{C (temperatura de diseño para la torre; es la temperatura promedio anual en Relapa)}$$

4.2. Flujo Gaseoso a emplear en el Proceso

4.2.1. Curva de Equilibrio

En fracciones molares, según el texto

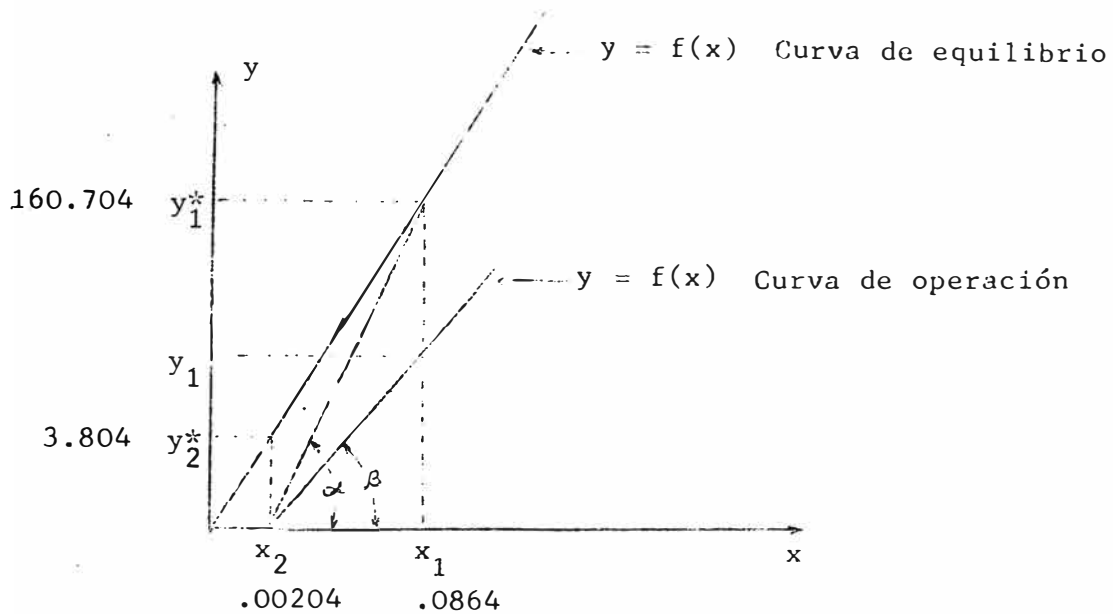
$$y = 1,860 x$$

Obteniéndose la siguiente tabla:

TABLA V-10

x; ppm CO ₂	x mol CO ₂ (H ₂ O-CO ₂)mol	y mol CO ₂ (Aire-CO ₂)mol
5.0	2.045 · 10 ⁻³	3.804
50.0	20.450 "	38.045
100.0	40.910	76.093
200.0	81.820	152.182
211.2	86.400	160.704

4.2.2. Gráfico del Proceso



4.2.3. Flujo Gaseoso Mínimo

Del Gráf., se tiene:

$$\frac{L^*}{G_{\text{mín}}^*} = \text{tag } \alpha = \frac{160.704 - 0}{0.0864 - 0.00204} = 1,905.09$$

Para: $L^* = 6,111.11 \text{ lbmol/hr}$ (a 50 m/hr)

Despejando:

$$\underline{\underline{G_{\text{mín}}^* = 3.21 \text{ lbmol/hr}}}$$

4.2.4. Flujo Gaseoso a usar en el Proceso

Alternativas:

a. Por absorción:

$$\frac{L^*}{G_{\text{dis}}^*} = 1.5 \frac{L^*}{G_{\text{mín}}^*} \quad (V-1)$$

luego: $G_{Dis}^* = 1.5 \times 3.21 \times \text{factor}$

Este factor sería debido a que la curva de equilibrio corresponde a 25°C y no a 16°C , como es requerido para el diseño, tentativamente podría ser: $1.031 (25+273/16+273)$

$$G_{Dis}^* = 5.0 \text{ lbmol/hr} = 145 \text{ lbm/hr}$$

- b. Para una velocidad gaseosa óptima; para lechos empacados considerando factor costos, señala:

$$G'_{Dis} = 780.37 \text{ lbm/hr.pie}^2$$

Para un área de 9.3319 pie^2

$$G_{Dis} = 7,282.38 \text{ lbm/hr}$$

- c. En diseño de decarbonatadoras, se emplea generalmente el rango de 2-3 scfm/gpm de agua para aguas de mediana alcalinidad. Para un flujo de agua de 50 TM/hr, el rango de flujo de aire a usar será:

$$G_{Dis} = 2,010.30 \text{ a } 3,015.5; \text{ en lb/hr}$$

$$Q_{Dis} = (13 \text{ a } 19 \text{ m}^3/\text{min})$$

Conclusión:

Para el proceso se utilizará:

$$G = 3,226.5 \text{ lb/hr } (20^3 \text{ m}^3/\text{min})$$

Para efectos de cálculo, debe considerarse el flujo gaseoso de diseño, a condiciones de tope

de la torre como se verá en

$$G = 3,249.16 \text{ lb/hr (20.14 m}^3\text{/min)}$$

4.3. Determinación del Diámetro de la Torre

4.3.1. Cantidad de CO₂ absorbido por el aire

De la Tabla II-9; se observa lo siguiente:

HCO ₃ ⁻ antes de la torre	292.8 ppm
CO ₂ antes de la torre	211.2 ppm
CO ₂ después de la torre	5.0 ppm

$$\begin{aligned} \text{Cantidad absorbida: } 211.2 - 5.0 &= 206.2 \text{ mgr/lt soluc.} \\ &= 0.000206 \text{ lb CO}_2\text{/lb soluc.} \end{aligned}$$

Flujo de absorción de CO₂ (asumiendo $p = 1 \text{ gr/cm}^3$, para el efluente catiónico):

$$\phi_{\text{CO}_2} = 110,000 \frac{\text{lb. soluc}}{\text{hr}} \times 0.000206 \frac{\text{lb CO}_2}{\text{lb soluc.}}$$

$$\phi_{\text{CO}_2} = 22.66 \text{ lb/hr}$$

4.3.2. Evaluación de la relación X

$$X = \left(\frac{L}{G}\right) \left(\frac{p_g}{p_l - p_g}\right)^{0.5} \quad (\text{V-2})$$

. A condiciones de tope:

$$L = 110,000 \text{ lb/hr}$$

$$Q_g = 20.14 \text{ m}^3\text{/min; } G = 3,249.16 \text{ lb/hr (3226.5+22.66)}$$

. Luego:

$$X = 1.183$$

4.3.3. Porcentaje de Inundación

I = 60%, a seleccionar

4.3.4. Selección del Relleno

• Para anillos "Raschig" de 1½"; tenemos: que:

$$\frac{d_p}{d} = \frac{1}{15} = 0.067 \quad (V-3)$$

• Luego:

$$\frac{d_p}{d} = \frac{0.125}{3.46} = 0.0361$$

esto indica que no habrá canalizaciones.

4.3.5. Factor de Empaque

$$F = 95$$

4.3.6. A condiciones de Inundación

• Utilizando el Gráf. II-3, el valor de Y = 0.016; donde:

$$Y = \frac{G'^2 \times F \times u_1^{0.1}}{p_g \times (p_1 - p_g) \times g_c} \quad (V-4)$$

• Luego:

$$G'_{in} = \left(\frac{Y \times 0.0761 (62.4 - 0.0761) \times 4.18 \times 10^8}{95 \times 1} \right)^{0.5}$$

(V-5)

$$\underline{G'_{in} = 577.83 \text{ lb/hr pie}^2}$$

4.3.7. Determinación del Diámetro de la Torre

. De las condiciones: 4.3.3. y 4.3.6.:

$$G' = 0.60 \times 577.83 = 346.70 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$D = 1.13 (A)^{0.5} \quad (V-6)$$

$$A = \frac{G}{G'} = \frac{3,249.16}{346.70} = 9.37 \text{ pie}^2$$

. Luego:

$$D = \underline{3.46 \text{ pie}} \quad (1.055 \text{ mt})$$

4.4. Determinación de la Altura de la Torre

4.4.1. Número de Unidades de Transferencia

. Para el caso de soluciones diluidas, puede aplicarse la Ley de Henry.

. Esto es:

$$N_{\text{TOG}} = \frac{y_1 - y_2}{\frac{(y_1^* - y_1) - (y_2^* - y_2)}{\ln \left(\frac{y_1^* - y_1}{y_2^* - y_2} \right)}} \quad (V-7)$$

. Del Gráfico del ítem 4.2.2., reemplazando valores; tenemos:

$$y_1 = 4.6013 \quad ; \quad y_2 = 0.0 \text{ (asumido)}$$

$$y_1^* = 160.704 \quad ; \quad y_2^* = 3.804$$

$$N_{\text{TOG}} = \underline{0.1125 \text{ Unidades de transferencia}}$$

4.4.2. Altura Unitaria Global de Transferencia

- Para la "Fase Líquida":

$$H_1 = 0.010 \left(\frac{L'}{u_1} \right)^{0.22} (N_{sc})^{0.5} \quad (V-8)$$

$$N_{sc} = \frac{u_1}{D_{AB1} \times p_1} \quad (V-9)$$

- Para los valores dados en el item 4.1., además de:

$$L' = L/A = 11,787.4 \text{ lb/hr} \cdot \text{pie}^2$$

- Tenemos lo siguiente:

$$N_{sc} = \frac{2.42}{6.068 \times (10^{-5}) \times 62.4} = 639.125$$

$$H_1 = 0.010 \times \left(\frac{11,787.5}{2.42} \right)^{0.22} \times (639.125)^{0.5}$$

$$H_1 = 1.65 \text{ pies}$$

- Para la "Fase Gaseosa":

$$H_g = \frac{1}{c} \times \frac{z}{a} \times \left(\frac{d_e \times G'}{u_g \times p_g} \right)^{0.25} \times \left(\frac{u_g}{p_g \times D_{ABg}} \right)^{0.67} \quad (V-10)$$

- Para los valores dados en el item 4.1., además de:

$$G' = G/A = 346.7 \text{ lb/hr} \times \text{pie}^2$$

- Tenemos lo siguiente:

$$H_g = 1.0 \text{ pie}$$

- Hallando la "Altura Unitaria Global para la Fase Gaseosa":

$$H_{TOG} = H_g + m \times \frac{G^*}{L^*} \times H_L \quad (V-11)$$

- Donde:

$$m = 1,860$$

$$G^* = 12. \text{ lbmol/hr pie}^2$$

$$L^* = 654.859 \text{ lbmol/hr pie}^2$$

$$\underline{H_{TOG} = 57.24 \text{ pies (17.451 mt)}}$$

4.4.3. "Altura Teórica":

La decarbonatadora, tendrá una altura "teórica total" (altura del relleno) de:

$$z = N_{TOG} \times H_{TOG} \quad (V-12)$$

$$\underline{z = 6.44 \text{ pies (2 mt)}}$$

4.4.4. "Altura Recomendada para Decarbonadoras"

- "...La altura del relleno de anillos Raschig, varía de 5 a 15 pies".
- "Experimentalmente; se encuentra que es necesario una altura de relleno de 7 a 8 pies para reducir de 100 ppm, de contenido de CO₂, a 5 ppm, a 50°F". Norton, Chemical Process. 1974.

4.4.5. "Altura Total de la Torre Decarbonadora"

- Para reducir un contenido de CO₂ de 211 ppm

a 5 ppm se utilizará una altura de relleno de:

$$z = 8.856 \text{ pies (2.70 mt)}$$

- Se adicionará una altura de 4 pies (1.22 mt), en la parte del tope mas fondos.
- En el diseño se considerará una distribución del relleno, similar a la torre actual Ver Gráf. V-13.
- En conclusión, la altura total de la torre será de

$$z_T = 12.792 \text{ pies (3.9 m)}$$

4.5. Caída de Presión en la Torre Decarbonatadora

4.5.1. Caída de Presión a través del Relleno

- Evaluando la relación Y:

$$Y = \frac{G^2}{0.20868 \times 10^8}$$

- Para $G' = 346.7 \text{ lb/hr} \times \text{pie}^2$

$$Y = 0.00576$$

- Con el valor de $X = 1.183$ (abscisa); en el Gráf. II-3; se indica lo siguiente:

$$\frac{\Delta P}{z} = 0.13 \text{ pulg} \times \text{H}_2\text{O/pie}$$

$$\frac{\Delta P}{z} = 0.005 \text{ psi/pie, relleno (0.011 pie} \times \text{H}_2\text{O/pie)}$$

- La caída de presión a través del relleno,

para la altura Z de relleno es:

$$P_r = 0.005 \frac{\text{psi}}{\text{pie}} \times 8.856 \text{ pie}$$

$$\underline{P_r = 0.044 \text{ psi (0.102 pie} \times \text{H}_2\text{O)}$$

4.5.2. Caída de Presión a través de la Mesh-Blanket

En el ítem 4.6., se estudiará el diseño de una Mesh-blanket.

$$\begin{aligned} P_{m,t} &= 0.734 \text{ pulg} \times \text{H}_2\text{O (0.061 pie H}_2\text{O)} \\ &= 0.03 \text{ psi} \end{aligned}$$

4.5.3. Caída de Presión por Contracción y Expansión que sufre la masa gaseosa a la entrada y salida:

Para velocidades de gas en los tubos de entrada y salida del orden de los 25 pies/seg las pérdidas de carga por expansión y contracción llegarán como máximo a 1.5 veces la presión dinámica:

$$Q_g = 20.14 \text{ m}^3/\text{min} = 11.77 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$\begin{aligned} A_{t,in} &= \pi (0.20 \times 3.28)^{2/4} = 0.338 \text{ pie}^2 \\ &= \underline{0.338 \text{ pie}^2} \text{ (asumida para el tubo de entrada)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{t,out} &= \pi (0.28 \times 3.28)^{2/4} \\ &= \underline{0.665 \text{ pie}^2} \text{ (asumida, para el tubo de salida)} \end{aligned}$$

Luego; las velocidades de entrada y salida serán:

$$v_{in} = 34.82 \text{ pie/seg}$$

$$v_{out} = 17.70 \text{ pie/seg}$$

- Caída de presión por contracción y expansión; P_{ce} :

$$P_{ce} = 1.5 (v^2/2g) \quad (V-13)$$

$$\begin{aligned} P_{ce_{in}} &= 1.5(34.82^2/2 \times 32.2) = 28.24 \text{ pie lbf/lbm} \\ &= 2.15 \text{ lbf/pie}^2 \\ &= \underline{0.015 \text{ psi}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{ce_{out}} &= 1.5(17.7^2/2 \times 32.2) = 7.30 \text{ pie lbf/lbm} \\ &= 0.56 \text{ lbf/pie} \\ &= \underline{0.004 \text{ psi}} \end{aligned}$$

- Luego:

$$P_{ce} = 0.015 + 0.004 = \underline{0.019 \text{ psi}}$$

4.5.4. Caída de Presión debido a Soportes y Distribuidor del Líquido:

Para casos de soportes de relleno y distribuidores de líquido, que presenten un área libre de un porcentaje mayor de 85% o igual, la caída de presión se considera despreciable (se asume este caso).

4.5.5. Total de Caída de Presión en la Torre:

- Se tiene la siguiente ecuación:

$$P_T = P_r + P_{mt} + P_{ce} \quad (V-14)$$

- Reemplazando los valores hallados anterior-

mente:

$$P_T = 0.093 \text{ psi}$$

• Considerando factor de seguridad de 1.5.

$$P_T = 0.14 \bullet \text{ psi (0.32 pie de H}_2\text{O)}$$

4.6. Diseño de la Mesh Blanket

4.6.1. Velocidad permisible óptima

$$v = \frac{k (p_l - p_g)^{0.5}}{p_g} \quad (V-15)$$

• Luego; reemplazando valores dados en 4.1:

$$v = 9.16 \text{ pie/seg}$$

4.6.2. Velocidad de Diseño

• Generalmente la eficiencia de separación, se halla entre un 30 a 110% (promedio 70%) de la velocidad óptima permisible. Así:

$$v_d = 0.70 v$$

$$v_d = 6.41 \text{ pie/seg}$$

4.6.3. Area requerida

$$A_r = \frac{G}{p_g \times v_d \times 3,600} \quad (V-16)$$

$$A_r = 1.85 \text{ pie}^2$$

4.6.4. Diámetro requerido

$$D_r = 1.13 (A_r)^{0.5} \quad (V-17)$$

$$D_r = 1.54 \text{ pie}$$

- Generalmente el anillo de soporte tiene un ancho de 2.5 pulg, debe añadirse 5 pulgs. al diámetro requerido:

$$D_r = 1.96 \text{ pie}$$

4.6.5. Caída de Presión

Se asumirá el uso de una malla Tipo "A", con 6 pulg. de espesor, un diámetro

- Se tiene la siguiente expresión:

$$P_D = \frac{0.193 f_c \times t \times a \times p_g \times V_{act}^2}{g_c \times \epsilon^3} \quad (V-18)$$

Para $V_{act} = v_d$

- Reemplazando valores tenemos:

$$N_{Re} = \frac{p_g \times V_{act}}{a \times u_g} \quad (V-19)$$

$$N_{Re} = 531.4$$

- Utilizando el Gráf. V.16, $f_c = 0.23$

$$P_D = 0.195 \text{ pulg } H_2O$$

- El Gráf. V-17; indica, para:

$$V_{act} / \frac{(p_1 - p_g)^{0.5}}{p_g} = 0.224$$

y,

$$G/A_r = (3,249.16/1.85) = 1,756.3 \text{ lb/hr pie}^2$$

Se tiene:

$$P_m = 0.15 \text{ pulg} \times H_2O \text{ (para el tipo B)}$$

$$P_m = 0.9 \text{ pulg} \times H_2O \text{ (para el tipo C)}$$

• Para un promedio:

$$P_m = 0.52 \text{ pulg} \times H_2O$$

• Caída de presión, total, a través de la malla:

$$P_{mt} = P_D + P_m \quad (V-20)$$

$$P_{mt} = 0.715 \text{ pulg} \times H_2O \text{ (0.03 psi)}$$

• Nota: Puede estimarse la caída de presión, total:

$$P_{mt} = 1.5 \left(\frac{6.41}{9.16} \right)^2 = 0.734 \text{ pulg} \times H_2O \text{ (0.03 psi)}$$

4.7. Poza de Almacenaje de Agua Decarbonatada

4.7.1. Dimensiones

Para estimar la capacidad mínima de almacenamiento de agua decationada y decarbonatada (necesaria para la succión de las bombas); se tendrá en cuenta lo siguiente: "...en la práctica la poza de almacenamiento de agua decarbonatada deberá tener una capacidad mínima de 1 a 2 minutos de tiempo de residencia, para el flujo requerido".

Luego:

$$\bullet \text{ Capacidad mínima: } 50 \text{ TM} \times \frac{2 \text{ min}}{60 \text{ min}} = 1.67 \text{ TM (m}^3\text{)}$$

$$\bullet \text{ Capacidad de diseño: } 1.67 \times \frac{100}{20} = 8.40 \text{ m}^3$$

• Dimensiones Internas:

Altura : 1.5 mt (5')

Ancho : 2.0 mt (6'7")

Largo : 2.8 mt (9'2")

4.8. Ventilador

4.8.1. Características:

Head = 0.14 psi (0.1 m)

Flujo = 20.14 m³/min (335.67 lps)

Efic = 0.75 (asumida)

Factor de diseño = 1.75

$$\text{Potencia} = 1.75 \left(\frac{335.67 \times 0.1}{75 \times 0.75} \right) = 1.04 \text{ HP (0.8 Kw)}$$

4.9. Nomenclatura

4.9.1. Flujo gaseoso a emplear en el proceso:

L* : flujo molar de la corriente líquida,
lbmol/hr

G* : flujo molar de la corriente gaseosa,
lbmol/hr

x : fracción molar del soluto en la fase líquida,
lbmol s_{to}/lbmol total

x' : fracción en peso del soluto en la fase líquida,
lb. sto-lb. total

- y : fracción molar del soluto en la fase gaseosa, mol. sto/mol total
 x^* : fracción molar del soluto en la fase líquida correspondiente al equilibrio con la concentración en el seno del gas y
 y^* : fracción molar del soluto en el gas, correspondiente al equilibrio con la concentración en el seno del líquido x .

Subíndices:

- 1,2: correspondiente al tope o fondo de la torre rellena
 Dis: a condiciones de diseño
 in : a condiciones de inundación
 min: mínimo

4.9.2. Diámetro de la torre:

- L : flujo másico de la corriente líquida, lb/hr
 L' : flujo superficial de la corriente líquida, lb/hr x pie²
 G : flujo másico de la corriente gaseosa, lb/hr
 G' : flujo superficial de la corriente gaseosa, lb/hr x pie²
 p : densidad a P y T de diseño del equipo, lb/pie³
 g_c : constante gravitacional, lbf.pie/lbf.hr²
 F : factor de empaque para un lecho relleno
 u : viscosidad a T de diseño, lb/hr.pie o lb/seg.pie
 d : diámetro del material de empaque, pie
 D : diámetro de la torre, pie
 Q : flujo volumétrico, pie³/min o m³/min

- A : área transversal de la torre, pie^2
 \emptyset : flujo de absorción de una sustancia,
 lb/hr
 I : porcentaje de inundación, %
 Y : ordenada del Gráf. II-3
 X : abscisa del Gráf. II-3

Subíndices:

g,l: correspondiente a la fase gaseosa, líquida.

4.7.3. Altura de la torre:

- N_{TOG} : Número total de unidades de transferencia para la fase gaseosa
 H : altura de una unidad de transferencia para una fase, pie
 N_{sc} : Número de Schmidt
 N_{Re} : número de Reynolds
 D_{AB} : difusividad de A en B, pie^2/hr
 ϵ : porosidad del relleno, fracción
 a : área interfacial $\text{pie}^2/\text{pie}^3$ de volumen activo
 H_{TOG} : altura total de una unidad de transferencia en el gas, pie
 z : altura del relleno, pie

Otros subíndices:

l,g: correspondiente a la fase líquida, gaseosa

4.7.3. Caída de presión en la torre:

P : caída de presión, pulg H_2O ; pie H_2O ; psi

z : altura del lecho de relleno, pie
 A_t : sección transversal del tubo; pie²
 Q : flujo volumétrico, mt³/seg; pie³/seg
 v : velocidad del flujo gaseoso, pie/seg

Otros subíndices:

r ; m ; ce : en el relleno; en la mesh-blanket
 (total); debido a presencia de con-
 tracciones y expansiones al paso
 del flujo gaseoso
 in ; out : condiciones de entrada; salida
 t : total
 l ; g : fase líquida; fase gaseosa

4.7.5. Diseño de la mesh-blanket:

v : velocidad permisible de vapor; pie/seg
 v_d : velocidad de diseño para el flujo gaseo-
 so, pie/seg
 v_{Act} : actual velocidad superficial del gas;
 pie/seg
 P : caída de presión; pulg H₂O/
 k : cte usada en la ecuac. para la velocidad
 permisible óptima; varía con la presión
 t : espesor de la mesh-blanket; pie
 f_c : factor adimensional (Fig. V-16)
 A_r : área requerida para la mesh-blanket (su-
 perficial), pie²
 D_r : diámetro requerido para la mesh-blanket,
 pie

Otros subíndices:

D : respecto a P , cuando la mesh-blanket se
 halla seca
 m : respecto a P , cuando existe carga líqui-
 da
 $m t$: ..total en la mesh-blanket

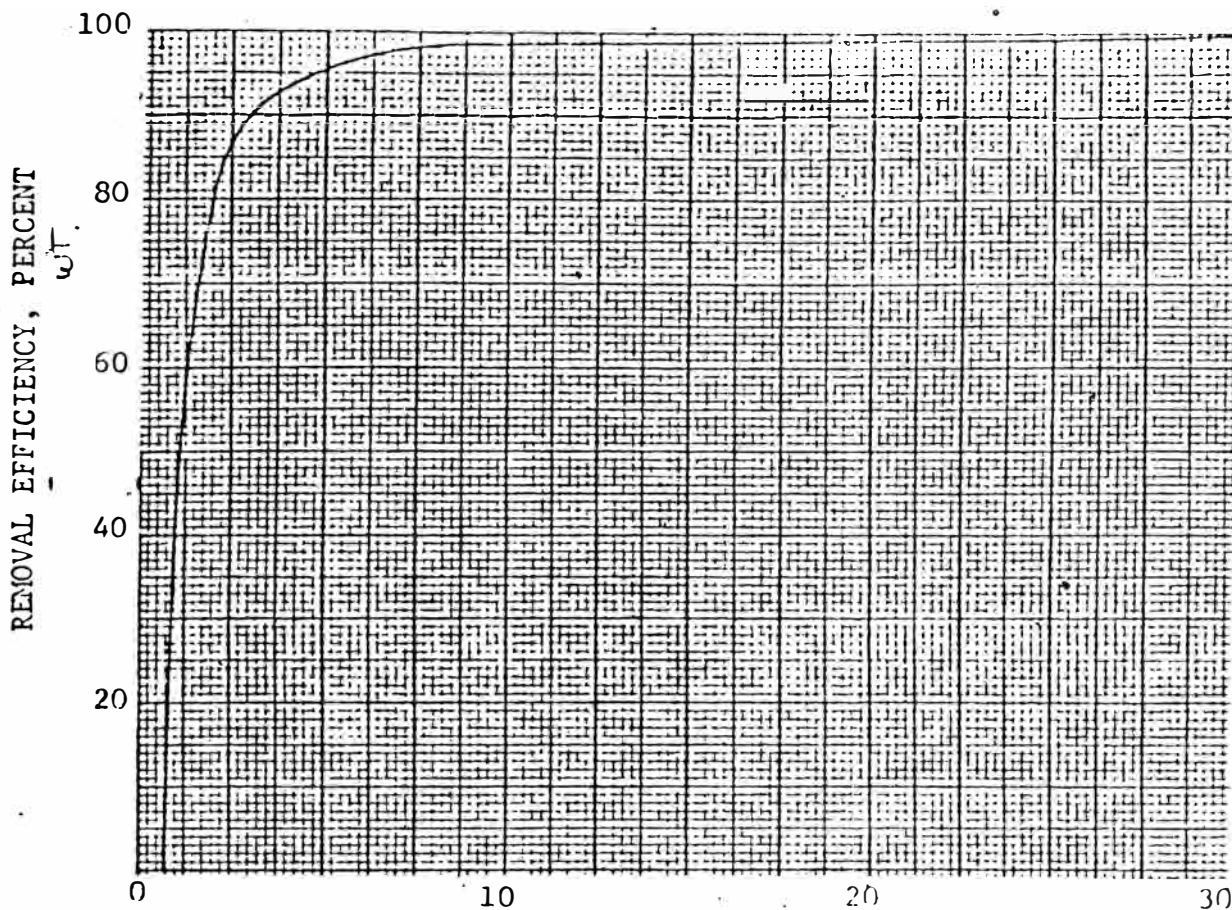


GRAFICO V-14: DROPLET SIZE, MICRONS
 STYLE B, 6 INCH THICK MESH BLANKET; VELOCITY RANGE 4 TO 12 FEET/SECOND

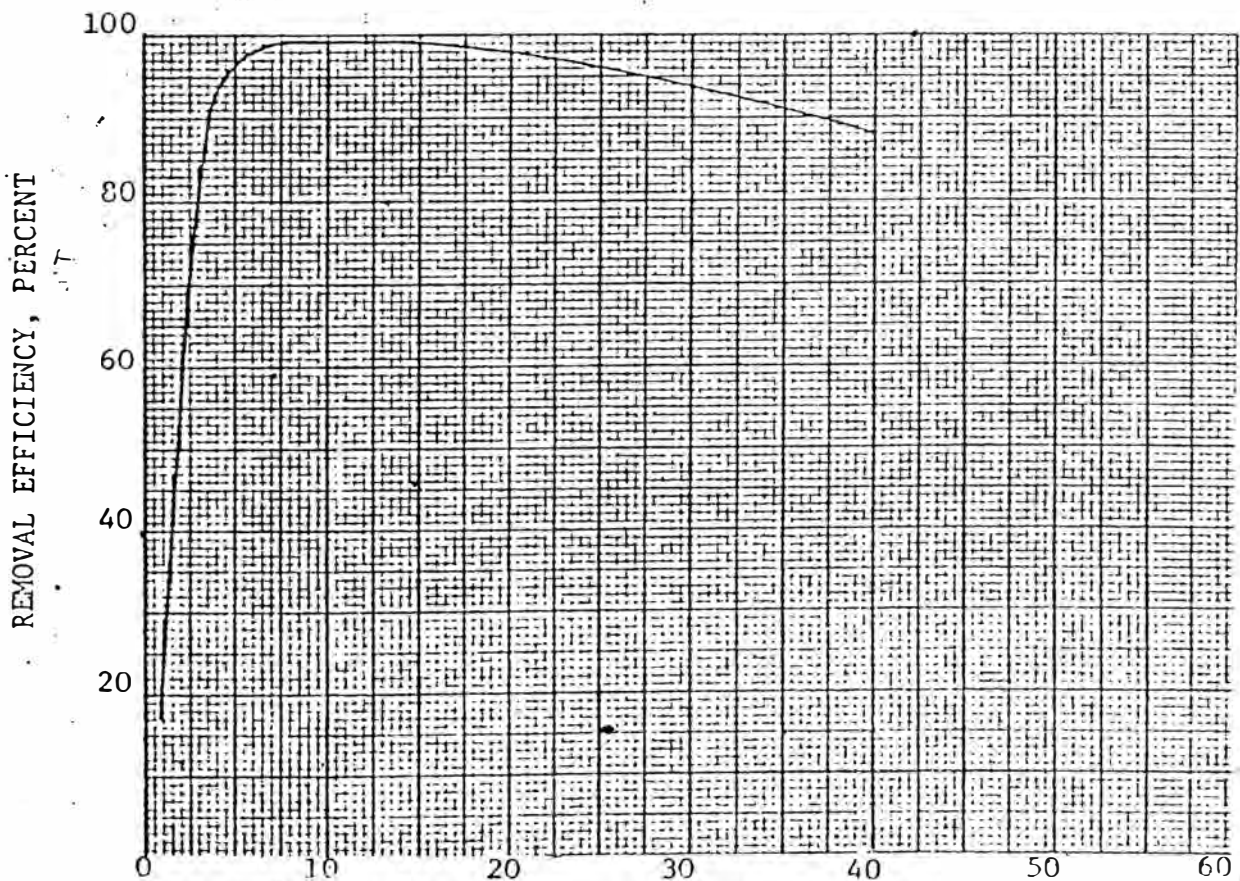


GRAFICO V-15: SUPERFICIAL VAPOR VELOCITY, FEET/SECOND
 STYLE A, 6 INCH THICK MESH BLANKET; SALT WATER EVAPORATOR

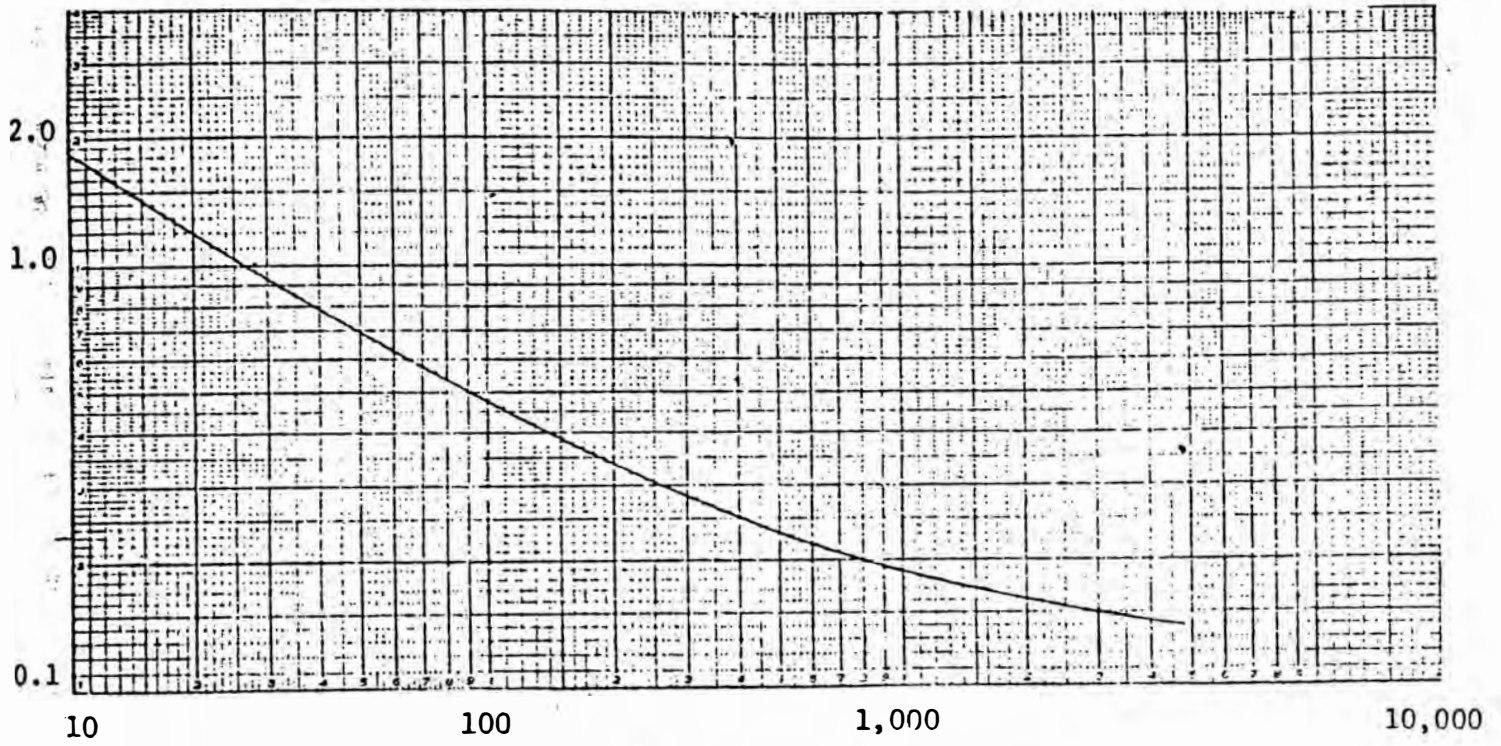
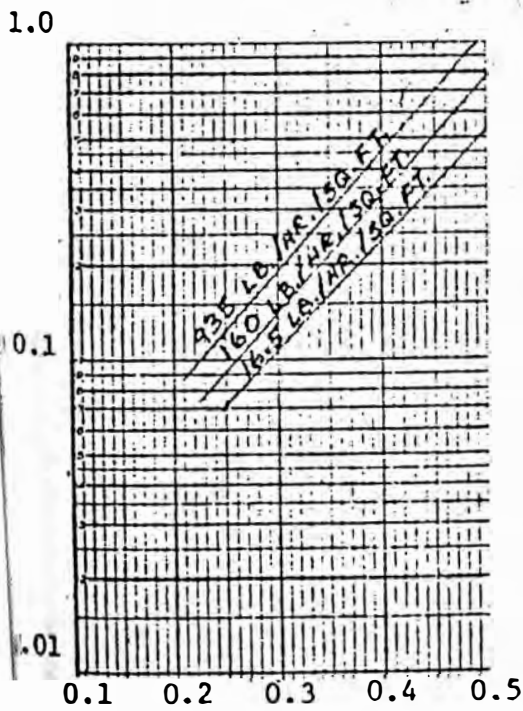
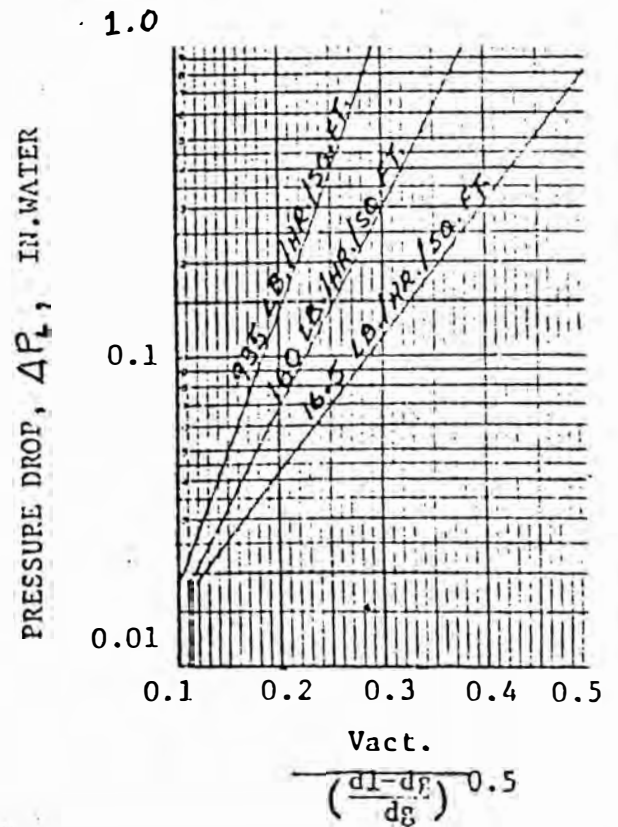


GRAFICO V-16; REYNOLDS NUMBER = $\frac{dg \text{ Vact.}}{a u}$
FOR MESH BLANKET



17.a; $\frac{\text{Vact.}}{\left(\frac{d1-dg}{dg}\right)^{0.5}}$

Style B, 6 inch thick mesh blanket.
Pressure drop for entrainment load.



GRAF.V-17.b | Style C, 6 inch thick mesh blanket
Pressure drop for entrainment load

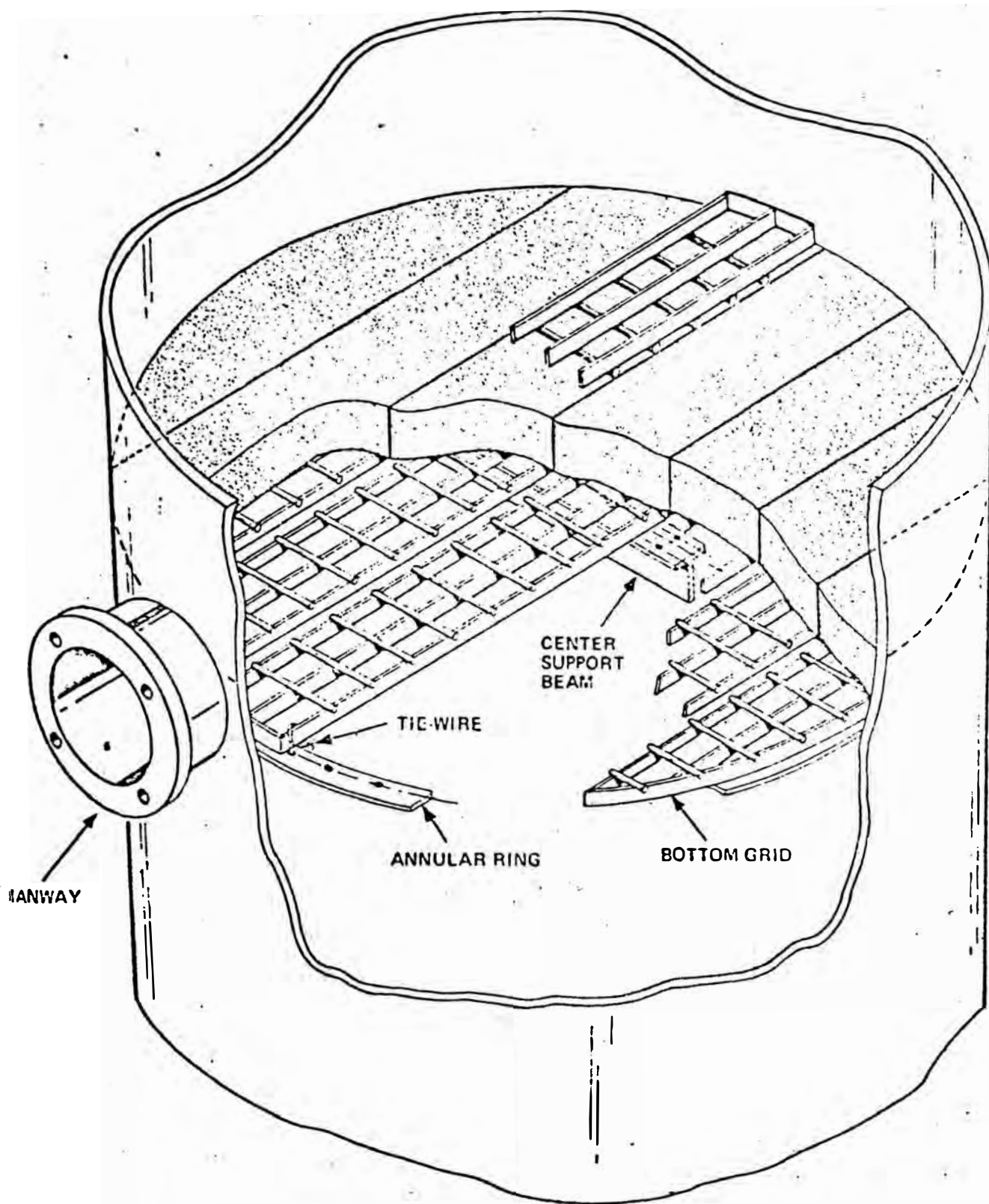


FIG V-18 : TYPICAL HORIZONTAL INSTALLATION OF A SECTIONAL MESH BLANKET

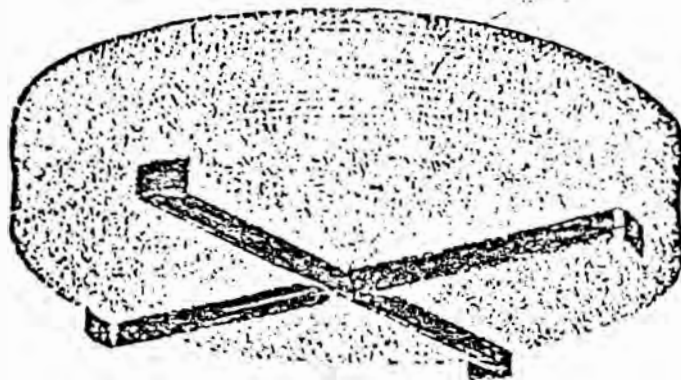
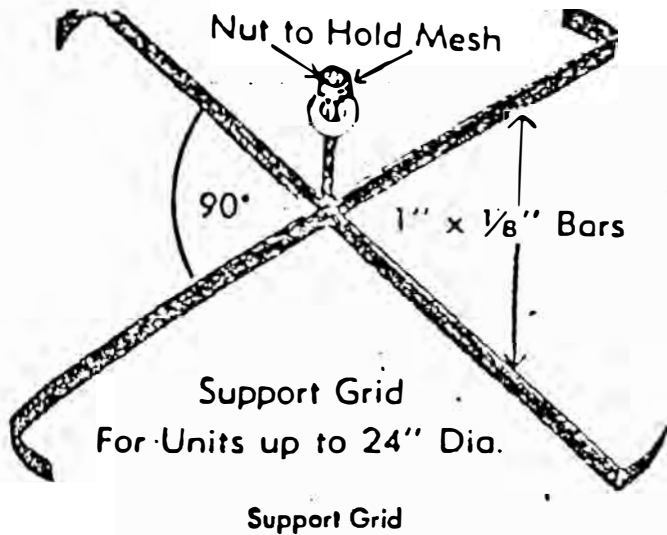


GRAFICO V-19: TYPICAL HORIZONTAL ONE-PIECE MESH BLANKET

1" x 1/2" R. RING
FURNISH IN MINIMUM
NUMBER OF PIECES
TO PASS THRU MANWAY-

NOMINAL BLANKET
THICKNESS + 2"

1/2" ALLOY BOLTS
MAX. SPACING 19"
CENTERS

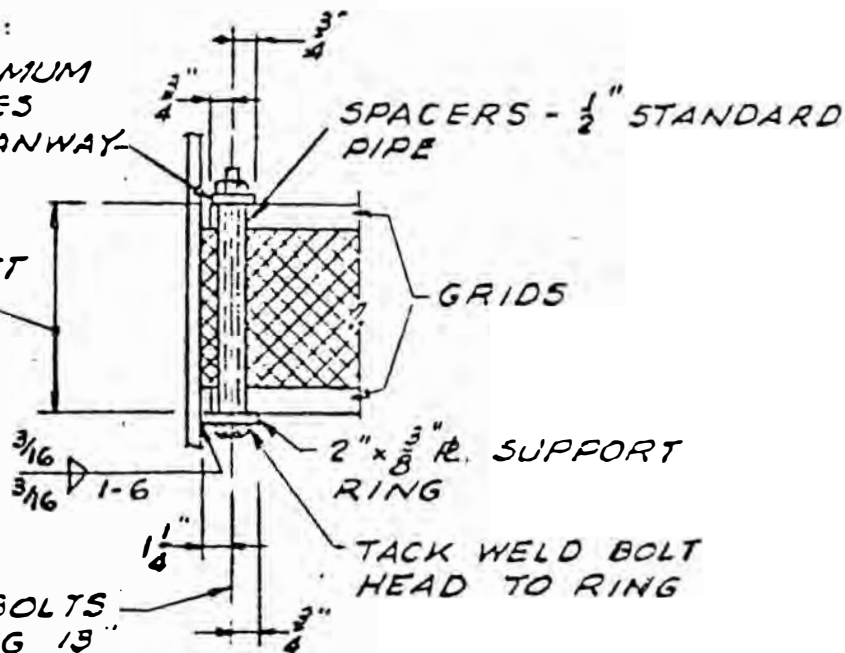


GRAFICO V-20: INSTALLATION AND REMOVAL FROM TOP

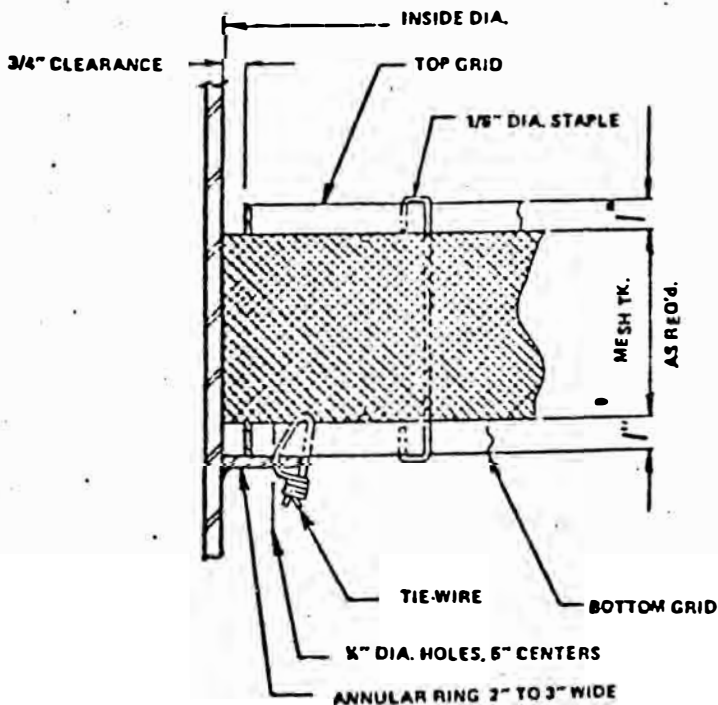


GRAFICO V-21:
INSTALLATION AND
REMOVAL FROM BOTTOM

5. DISEÑO DEL NUEVO SISTEMA DE REGENERACION

El nuevo sistema de regeneración, será análogo al actual, salvo las sugerencias a considerar a fin de superar algunos problemas frecuentes.

5.1. Tanque de Medición de Acido

5.1.1. Cantidad de HCl al 100% (caso crítico):

... lbs 1,399.5

5.1.2. Volumen de HCl al 35%:

... gal 486.6

... pies³ .. 65.0

5.1.3. Volumen de diseño (igual al actual):

... gal 567.0

... pies³ .. 75.8

5.1.4. Dimensiones Internas:

diámetro ... pies ... 3.72 (1.134 mt)

altura ... pies ... 6.92 (2.11 ")

5.2. Eyector

Con las siguientes características externas:

5.2.1. Diámetro nominal de tubería para:

- Fluído 1 (ácido HCl al 30%) ... 3"

- Fluído 2 (ácido HCl al 5%) ... 1½"

- Fluído 3 (agua de dilución) ... 3"

5.2.2. Flujo de operación:

- Fluído 1 ... gpm 80.9

- Fluído 2	...	gpm	...	14.1
- Fluído 3	...	gpm	...	995.0

5.3. Sistema de Almacenamiento de Acido

5.3.1. Capacidad máxima actual: gal ... 12,031

21-D202 ... gal ... 2,271

21-D203 ... gal ... 4,880

21-D204 ... gal ... 4,880

5.3.2. Capacidad efectiva aproximada: gal ... 10,900

5.3.3. Disponibilidad máxima de HCl al 35%: días....7

5.3.4. Nuevo gasto de HCl al 35%; al implementarse el nuevo tren:

- Tren actual ... lbs. (rediseño)... 1,257.3

- Nuevo tren ... lbs. (caso crítico).. 1,399.5

- Total lbs/ciclo 2,656.80

(con 10% perd.).. gal/día4,063.50

o gal/día 169.31

5.3.5. Nueva disponibilidad de HCl al 35%: días... 2
+hrs....16

5.3.6. Conclusión 1:

Debe implementarse dos nuevos drums con igual capacidad que el 21-D203/4, esto, para contar con la misma flexibilidad actual.

5.4. Tanque de Medición de Soda

5.4.1. Cantidad de soda al 100% (caso crítico)

... lbs ... 1,065.00

5.4.2. Volumen de soda al 50%:

... gal ... 167.32

5.4.3. Volumen de agua decationada (para preparar)
soda al 20-25%)

... gal ... 127.70

lbs ... 1,065.00

5.4.4. Soda adicional, en el supuesto caso de ocu-
rrir neutralización total:

... gal ... 251.1

$$(1,881 \text{ ppm } 482.7 \text{ lt(agua)} 10^{-3} = 908.20 \text{ Kg CaCO}_3$$

$$\text{ó } 908.20 \frac{80}{100} 2.2 = 1,598.45 \text{ lbs NaOH}$$

$$\text{ó } 1,598.45 / 6.365 = 251.1 \text{ gals NaOH al 50\%}$$

5.4.5. Volumen mínimo necesario ... gal ... 546.12

5.4.6. Volumen de diseño (igual al actual):

... gal ... 871.0

... pies³ ... 116.4

5.4.7. Dimensiones internas:

diámetro ... pies ... 4.4 (1.34 m)

altura ... pies ... 5.99 (1.825 m)

5.5. Eyector:

Con las siguientes características externas:

5.5.1. Diámetro nominal de tubería para:

- Fluído 1 (soda al 20%) 3"
- Fluído 2 (soda al 5%) 1½"
- Fluído 3 (agua de dilución).. 3"

5.5.2. Flujo de operación:

- Fluído 1 gpm 28.5
- Fluído 2 gpm 5.8
- Fluído 3 gpm 34.0

5.6. Sistema de Almacenamiento de Soda

Actualmente el sistema de almacenamiento de soda cuenta con amplia flexibilidad operativa, en cuanto a disponibilidad de horas concierne.

D. SISTEMA DE PRE-TRATAMIENTO POR FILTRACION

1. ESTIMADO DE LA CAPACIDAD DE DISEÑO DEL NUEVO FILTRO

1.1. Requerimiento total de agua filtrada (necesario), por ciclo:

• Agua servicio: Nuevo tren (o actual):

(50 $\frac{TM}{hr}$ x 4 hr), TM 200

• Agua-regeneración: Actual tren (o nuevo):

(32,170 gal), ..TM 122

• Requerimiento total: TM 322

1.2. Flujo necesario de agua filtrada:..TM/hr.. 80.5

1.3. Flujo actual del filtro existente: TM/hr.. 50.0

1.4. Flujo necesario para el nuevo filtro: TM/hr.. 30.5

1.5. Capacidad de diseño del nuevo filtro:... TM/hr.. 50.0

2. EVALUACION DEL TANQUE 21-T201, DE AGUA FILTRADA

2.1. Consideraciones Generales

Se evaluará el tanque en situaciones severas. Se considerará resultado favorable cuando el volumen final es mayor de 18 TM (volumen crítico).

Para el tanque 21-T201:

- Nivel máximo 16'11" (81.3 TM)
- Nivel mínimo 13' (62.5 TM)
- Nivel crítico ... 4'6" (18.3 TM)

2.1.1. Caso 1: Un filtro fuera de servicio por 0.5 hr nivel mínimo en el 21-T201:

- Flujo de descenso = $80.5 - 50.0 = 30.5$ TM/hr
- Volumen final = $62.5 - (30.5 \times 0.5 \times 1.1) =$
= 45.7 (resultado favorable)

2.1.2. Caso 2: Regeneración del nuevo filtro (o actual) con agua filtrada en nivel mínimo del 21-T201

- Flujo de descenso = $80.5 - 50.0 = 30.5$ TM/hr
- Agua para regeneración del filtro (enjuague): 15 TM
- Vol. final = $62.5 - 15.0 - (30.5 \times 0.5 \times 1.1) = 30.70$ TM
(resultado favorable)

2.1.3. Caso 3: Los dos filtros fuera de servicio por 0.5 hr, nivel mínimo en el 21-T201:

- Flujo de descenso = 80.5 TM/hr
- Vol. final = $62.5 - (80.5 \times 0.5 \times 1.1) = 18.5$ TM
(puede considerarse condición favorable).

2.2. Conclusión

No es necesario modificación alguna con respecto a capacidad del tanque 21-T201. En caso de regenerarse el nuevo filtro con agua filtrada, totalmente y de operarse el sistema de desmineralización a capacidad máxima de 50 TM/hr, el presente tanque deberá ampliar su capacidad a 100 TM.

3. DISEÑO DEL NUEVO FILTRO A PRESION

3.1. Datos del Proceso

3.1.1. Flujo de agua filtrada a obtener:

... TM/hr ... 50.0

3.1.2. Velocidad superficial:

... gpm/pic² .. 3.0

3.2. Resultados preliminares

3.2.1. Tipo de filtro a presión: horizontal

3.2.2. Dimensiones internas del shell:
(Deberá observarse la Tabla V-4)

- . Diámetropies... 10.00
- . Area circularpies².. 79.00
- . Longitud recta del shell...pies... 12.17

3.2.3. Especificaciones recomendadas para el medio filtrante:

Para los filtros horizontales se recomienda el siguiente medio filtrante, de la parte superior al fondo:

- 18" Antrafit N^o 1; 0.55 a 0.8 mm de tamaño efectivo
- 10" Arena fina; 0.8 a 1.2 mm; tamaño efectivo
- 6" Grava delgada; 1/8" a 1/4"
- 4" Grava mediana; 1/4" a 1/2"
- 4" Grava gruesa ; 1/2" a 1"

3.3. Condiciones de Operación recomendadas durante la Regeneración

3.3.1. General:

Con respecto a operación de los filtros, se tienen las siguientes condiciones de operación recomendadas; para las etapas a indicar:

3.3.2. Lavado de superficie

- . Flujo ... (4.5 gpm/pie²)...gpm... 350.00
- . Tiempomin... 5.00
- . Volumen ..(agua cruda)gal... 1,750.00

3.3.3. Backwash

. Flujo ... (12 gpm/pie ²)...gpm ...	960.00
. Tiempomin ...	10.00
. Volumen . (agua cruda) ...gal ...	9,600.00

3.3.4. Asentamiento

. Tiempomin ...	5.00
-------------------------	------

3.3.5. Enjuague

. Flujo (igual al de servicio).gpm ...	220.14
. Tiempomin ...	15.00
. Volumen (agua cruda o filtr). gal ...	3,302.00
(TM)	(12.50)

TABLA V-11. FILTROS VERTICALES: AREAS, RETROLAVADO Y VELOCIDAD DE FILTRACION DE UNIDADES SIMPLES Y BATERIAS DE 2 A 6 UNIDADES, CON FLUJO DE 3 GPM/PIE²

DIAMETRO pulg	UNIDADES SIMPLES			FLUJO TOTAL POR BATERIA (gpm)				
	AREA pies	RETROLA VADO gpm	FLUJO gpm	2 unid.	3 unid.	4 unid.	5 unid.	6 unid.
30	4.9	49	15	30	45	60	75	90
36	7.1	70	21	42	63	85	105	125
42	9.6	96	29	58	87	115	145	175
48	12.6	126	38	75	113	150	190	225
54	15.9	159	48	95	143	190	240	285
60	19.6	196	59	118	177	235	295	355
66	23.8	238	71	143	215	285	375	430
72	28.3	283	85	170	255	340	425	510
78	33.2	332	100	200	300	400	500	600
84	38.5	385	116	230	350	460	580	695
90	44.2	442	133	265	400	530	665	795
96	50.3	503	150	300	450	605	755	905
102	56.8	568	170	340	510	680	850	1,020
108	63.6	636	190	380	570	765	955	1,145
120	78.5	785	235	470	705	945	1,180	1,415

TABLA V-12. FILTROS HORIZONTALES: AREAS, RETROLAVADO Y VELOCIDAD DE FILTRACION DE UNIDAD SIMPLE Y BATERIAS DE 2 A 6 UNIDADES DE 2.5 m DE DIAMETRO A UNA VELOCIDAD DE FILTRACION DE 3 GPM/PIE²

LONGITUD	UNIDADES SIMPLES			FLUJO TOTAL POR BATERIA (gpm)				
	AREA pies ²	RETROLA VADO gpm	FLUJO gpm	2 unid.	3 unid.	4 unid.	5 unid.	6 unid.
10'6"	67	840	201	400	600	800	1,000	1,200
12'2"	79	960	237	475	710	1,050	1,185	1,420
14'5"	95	1,140	285	570	855	1,140	1,425	1,710
15'5"	109	1,300	327	655	980	1,310	1,635	1,960
18'3"	124	1,460	372	745	1,115	1,490	1,860	2,230
20'2"	137	1,600	411	820	1,235	1,645	2,055	2,465
25'0"	172	2,000	516	1,030	1,550	2,065	2,580	3,095

- Con los filtros de arena, las capas de medio filtrante de la parte superior al fondo, para filtros de tipo vertical, pueden ser las siguientes:

- 12" arena fina, 0.45 a 0.5 mm. tamaño efectivo
- 10" arena gruesa, 0.8 a 1.2 mm. tamaño efectivo
- 4" grava delgada, 1/8" a 1/4"
- 4" grava mediana, 1/4" a 1/2"
- 8" grava gruesa, 1/2" a 1"

- Con los filtros horizontales se usa el siguiente medio filtrante:

- 18" antrafit No. 1; 0.55 a 0.8 mm. tamaño efectivo
- 10" arena fina, 0.8 a 1.2 mm. tamaño efectivo
- 6" grava delgada, 1/8" a 1/4"
- 4" grava mediana, 1/4" a 1/2"
- 4" grava gruesa, 1/2" a 1".

3.4. Caída de Presión a través del Medio Filtrante

3.4.1. pérdida de Carga Inicial

a. Fair-Hatch; proponen la siguiente correlación para evaluar la caída de presión a través del medio filtrante; a partir de la fórmula de Poiseuille:

$$h_o = \sum_{i=1}^n f \times \frac{L_i}{g} \times v_i \times \frac{(1-p_o)^2}{p_o^3} \left(\frac{6}{D_{c1}}\right)^2$$

Para los siguientes valores:

f = 5

L_i = en la tabla V-13, en cm.

g = 981 cm/seg²

v = 0.01 poise

v = 0.2 cm/seg

p_o = 0.4 (caso arena o grava); 0.45 para antrafit

Finalmente, reemplazando valores mencionados:

h_o = 1.16 psi (82.07)cm

TABLA V-13

L _i pulg (cm)	D _{c i} cm ⁱ	h _o cm de agua
18" (45.72)	0.08	50.600
10 (25.40)	0.10	30.490
6 (15.24)	0.476	0.810
4 (10.16)	0.952	0.134
4 (10.16)	1.905	0.034
TOTAL		82.070

- b. Leva; para lechos de sólidos y fluidos incompresibles, sugiere la siguiente ecuación para evaluar la pérdida de carga inicial:

$$h_{oi} = \frac{2 \times f_m \times G^2 \times L_i \times (1-p_o)^{3-n}}{D_{ci} \times g_c \times p_1 \phi^{3-n} p_o^3}$$

Donde:

$$h_o = \text{lbf/pie}^2$$

L = (en la tabla V-1), en pies

$$g_c = 32.17 \text{ pie} - \text{lbf/lbm}, \text{seg}^2$$

D_c = (en la tabla V-2), pies

p_o = porosidad, 0.4 para arena o grava;
0.45 para antrafit

n = exponente, función de Re' , (o igual

$$a \frac{6(1-p_o)}{u \times D_c^3}$$

ϕ = factor de forma del sólido

$$G = \text{lbf/pie seg}^2$$

$$p_1 = 62.4 \text{ lbf/pie}^3$$

f_m = factor de fricción, en función del Re'

$$u = 4.62 \text{ lbf/pie seg}$$

$$N_{Re'} = \frac{D_p \times G}{u}$$

Luego de reemplazar valores; se tiene:

$$\underline{h_o = 1.109 \text{ psi}}$$

TABLA V-14

D_{c_i} pie 10^{-3}	L_i pie	N_{Re}	h_{o_i} psi
2.62	1.50	1.22	0.832
3.28	0.83	2.03	0.260
15.61	0.50	8.62	0.010
31.22	0.33	17.23	0.001
62.48	0.33	19.39	0.006
TOTAL			1.109

c.. Pérdida de carga inicial: puede asumirse que ésta será de 1.2 psi aproximadamente. En la práctica es de 1 a 3 psi.

3.4.2. Pérdida de Carga Final

a. La pérdida de carga final en un filtro es función de la manera cómo se distribuyen los depósitos específicos, σ , en el lecho filtrante y disminuyen su porosidad inicial p_o .

$$h_f = h_o + \gamma \int_0^{L_i} \sigma dl$$

Bajo condiciones ideales, y σ sea uniforme puede estimarse h_f como:

$$h_{fi} = 180 \frac{L_i}{g} \gamma v \frac{(1 - p_o + \sigma)^2}{(p_o - \sigma)^3} \cdot \frac{1}{(D_{c_i} + \Delta D_c)^2}$$

En filtros industriales, puede asumirse que: la porosidad disminuye en un 35% cuando se ha terminado la etapa de filtración y que para

$$D_f = D_c + \Delta D_c = D_c \sqrt[3]{\frac{\sigma}{3(1-p_o)} + \frac{1}{4}}$$

Para valores mencionados en 3.4.1.a.; tenemos:

$$\underline{h_f = 3.00 \text{ psi (205.15 cm. de agua)}}$$

TABLA V-15

L_i cm	Dc_i cm	h_f cm. de agua
45.72	0.08	150.10
25.40	0.10	53.36
15.24	0.476	1.42
10.16	0.952	0.23
10.16	1.905	0.06
TOTAL		205.15

- b. Pérdida de carga final: En la práctica la pérdida de carga final límite está entre 5 y 8 psi. Se asumirá como una de las señales que finalizará el ciclo de filtración cuando se tenga una pérdida de carga de 5 psi..

3.5. Otras Pautas de Diseño

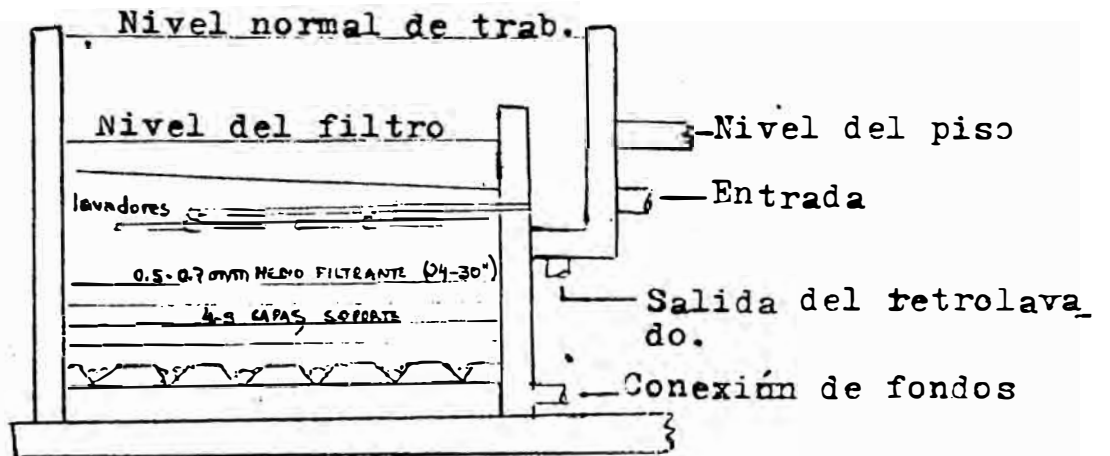
3.5.1. Para una agitación mecánica del medio filtrante, durante la regeneración, puede usarse dispositivos adicionales para remover las acumulaciones formadas en la superficie. Se usan con frecuencia aire comprimido i/o rastras operadas mecánicamente.

3.5.2. Obtenerse un buen sello del efluente, esto

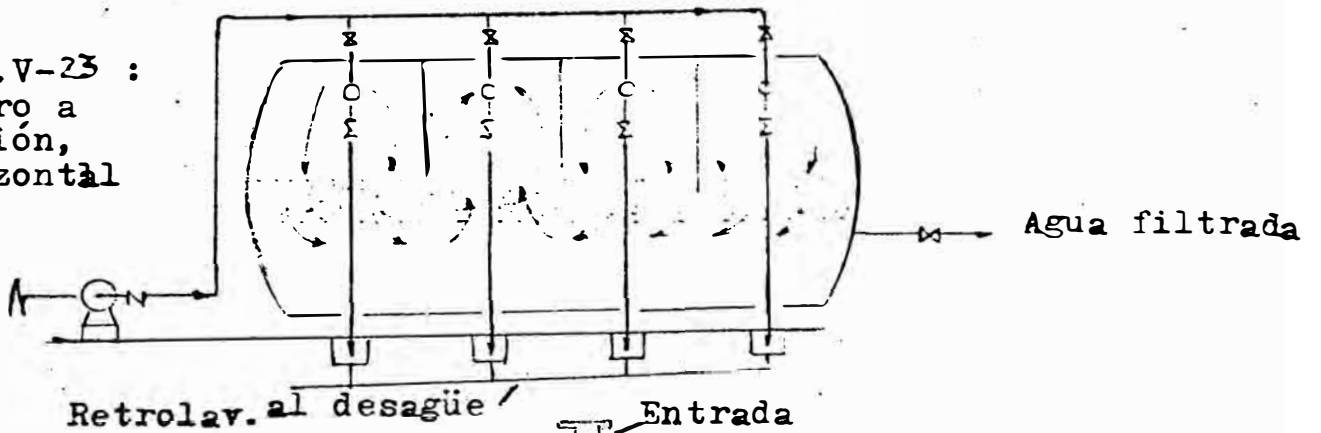
para evitar la entrada del aire del filtro.

- 3.5.3. Las tuberías y accesorios del sistema en general deben ser de longitud standar con la finalidad de obtenerse una mayor flexibilidad de mantenimiento.
- 3.5.4. Se recomienda la instalación de mamparas verticales en el interior de los filtros horizontales, esto para solucionar los frecuentes problemas de perturbaciones en el lecho de grava, mejorando a la vez la operación de filtración. Ver Gráf. V-26.
- 3.5.5. La instrumentación utilizada para las operaciones de filtrado, retrolavado, enjuague, .. debe ser automática o semiautomática, con la finalidad de obtenerse una buena performance de la unidad.
- 3.5.6. La instrumentación básica se concreta a: indicadores de velocidad de flujo, indicadores de pérdida de carga (manómetros diferenciales en conexiones del influente y efluente, o los dúplex; Gráf. V-25) válvulas de alivio, visores de vidrio, instalados en zona inferior y superior del lecho, indicadores de nivel, toma muestras; alimentadores de soluciones de aluminio, a presión.
- 3.5.7. Utilizar un diseño apropiado de plataformas, tal que permita al operador una buena labor de mantenimiento e inspección.

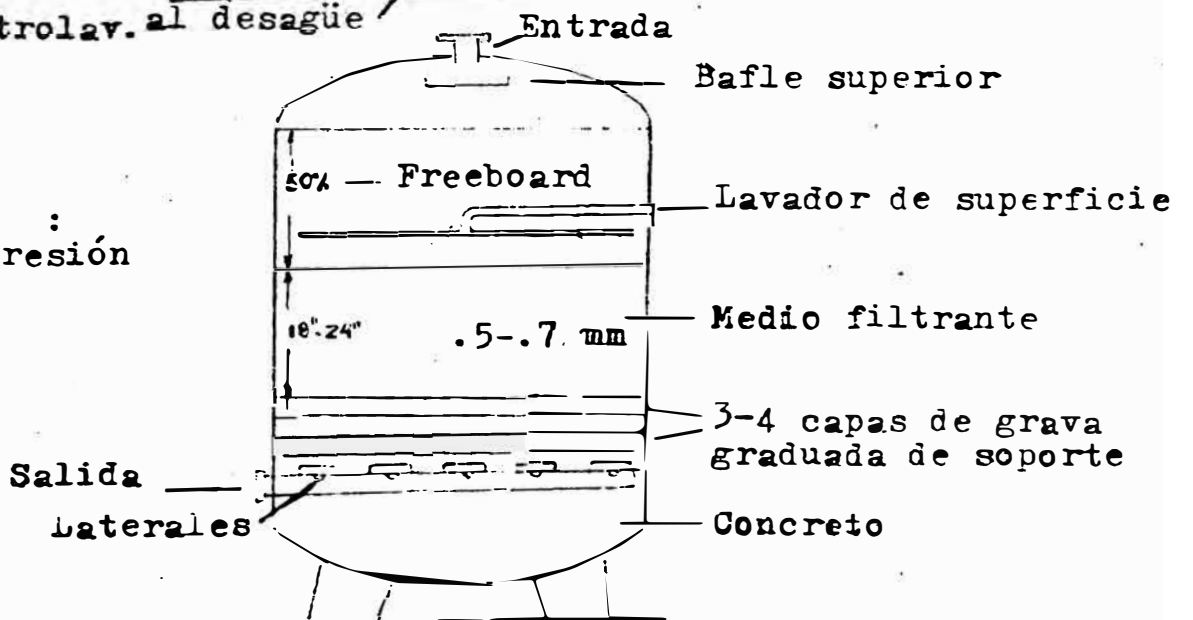
GRAF.V-22 :
Filtro de
Gravedad



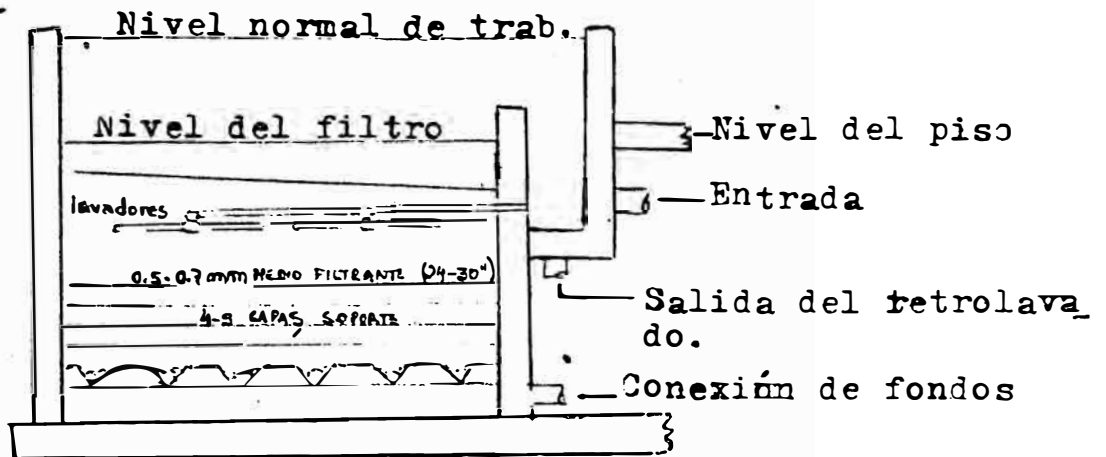
GRAF.V-23 :
Filtro a
Presión,
Horizontal



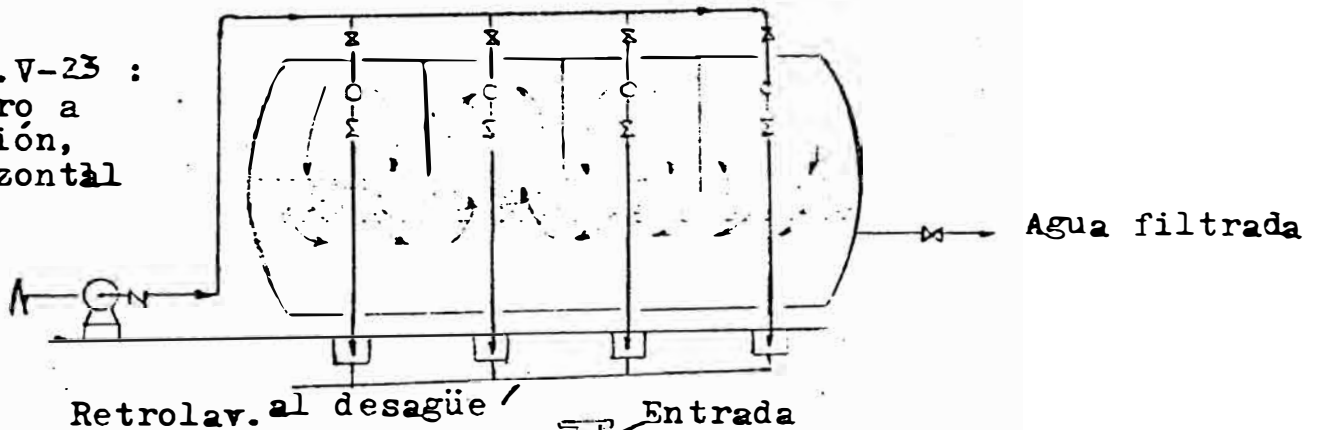
GRAF.V-24 :
Filtro a Presión
Vertical



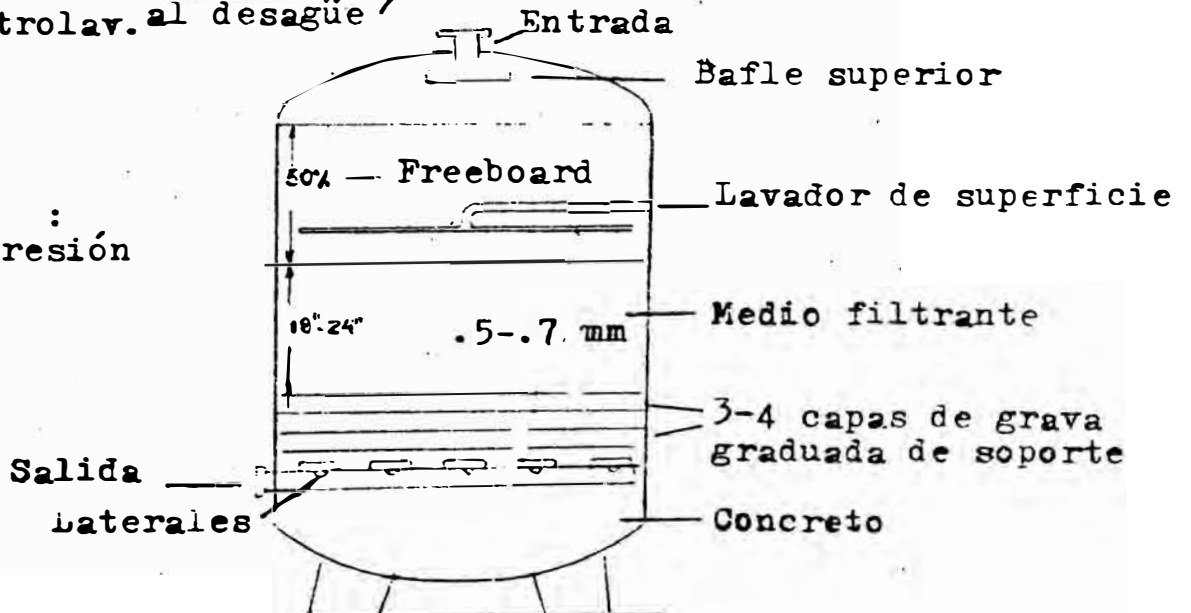
GRAF.V-22 :
Filtro de
Gravedad



GRAF.V-23 :
Filtro a
Presión,
Horizontal



GRAF.V-24 :
Filtro a Presión
Vertical



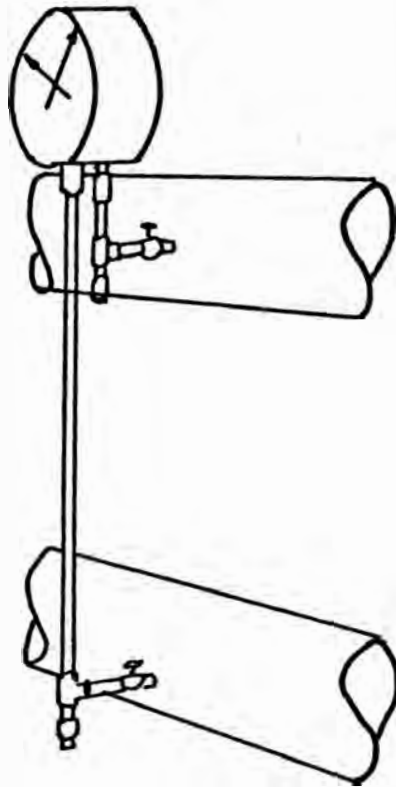


GRAFICO V-25 : INDICADOR DUPLEX DE PERDIDA DE CARGA.

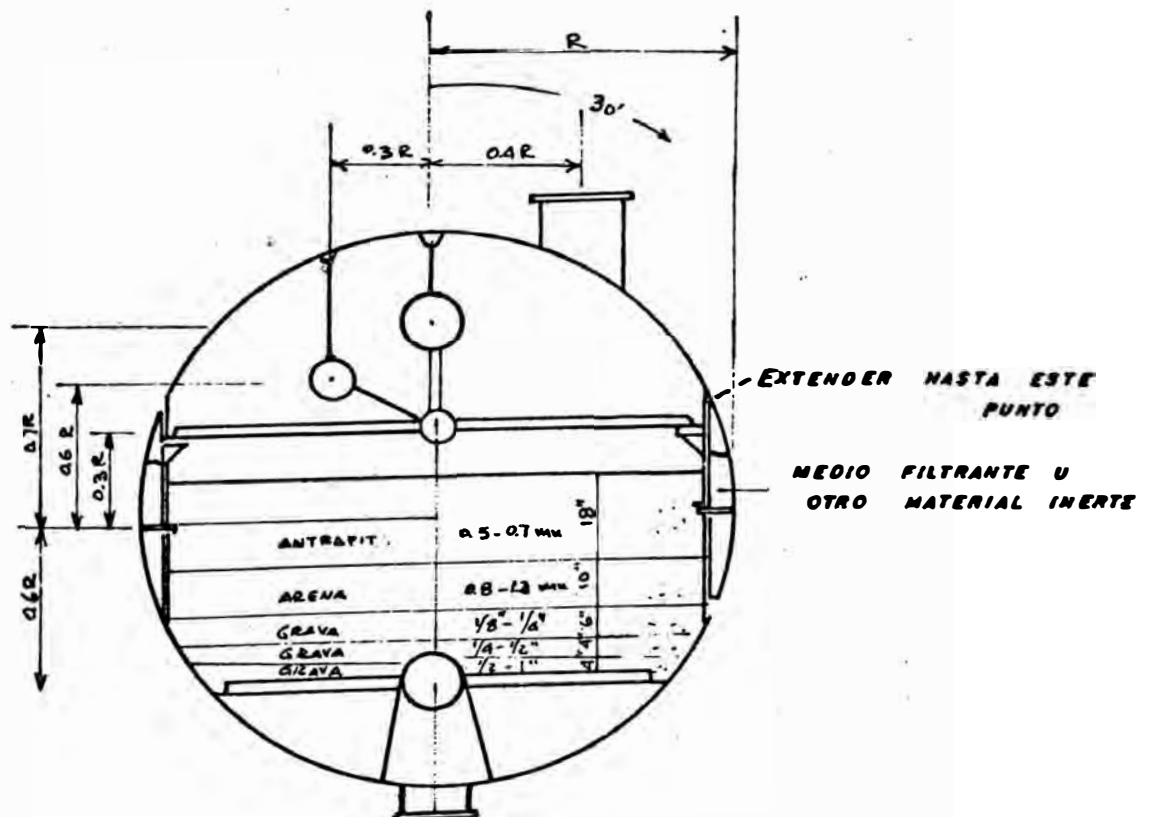


GRAFICO - V-26 : DISEÑO PARA CONVERSION DE FILTROS HORIZONTALES EN UNIDADES TIPO VERTICAL MEDIANTE PLACAS VERTICALES DE ACERO.

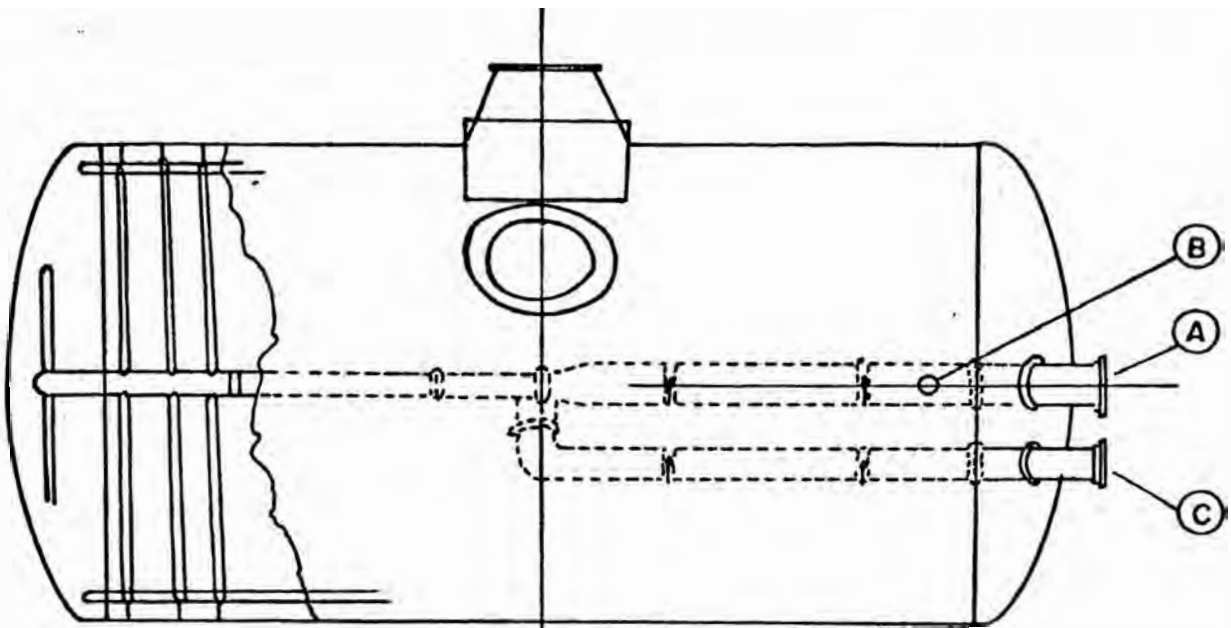


GRAFICO V-27: VISTA HORIZONTAL DEL FILTRO A PRESION HORIZONTAL

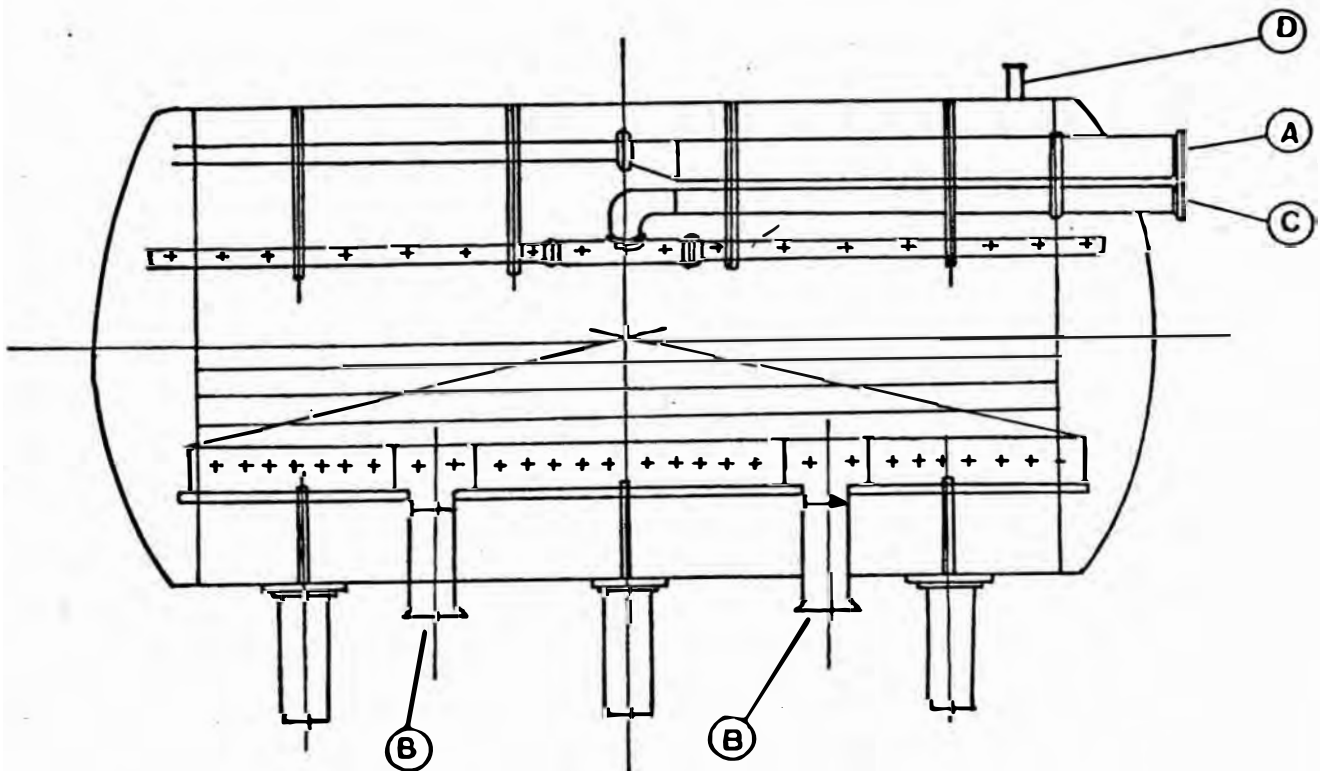


GRAFICO V-28: VISTA DE PERFIL DEL FILTRO A PRESION TIPO HORIZONTAL

LEYENDA	
A	Entrada de Agua
B	Salida de Agua
C	Tubo Lovado de Supert.
D	Venteo de Aire

E. SISTEMA DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION

1. ESTIMADO DE LONGITUDES EQUIVALENTES PARA EL SISTEMA DE TUBERIAS Y ACCESORIOS

Preliminarmente puede asumirse que las longitudes equivalentes para el nuevo sistema de tuberías e instrumentación será similar al actual, inclusive el diámetro.

El esquema V-29 muestra las longitudes equivalentes de los principales tramos.

2. BOMBAS Y VALVULAS

El nuevo tren deberá cubrir los requerimientos actuales en caso de que el tren actual presente alguna falla operativa; es decir, que pueda soportar sus condiciones de operación actuales. Ver la tabla V-16.

El nuevo tren contará con bombas y válvulas de control de características similares a las del tren actual.

Puesto que la curva de presión diferencial total requerida por el sistema variará un poco con respecto a la actual, las nuevas válvulas de control automático diferirán con las actuales en lo que se refiere a: presión diferencial disponible para las válvulas, rangeabilidad; pero serán de capacidades similares.

3. INSTRUMENTACION BASICA

La instrumentación básica fue mostrada en el Flow Sheet del Gráf. IV-6.

TABLA V-16. PERDIDAS DE CARGA POR FRICCION, ESTIMADAS, EN LINEAS DEL NUEVO TREN DE INTERCAMBIO IONICO

TRAMO	L _t pies	d pulg.	Q (1) gpm	v pie/s	P (2) psi
<u>Del 25-T1 al FN:</u>					
- 25-T1 a 25-P4B (succ.)	292.00	10.020	291.9	1.19	0.074
	80.00	7.981	291.9	1.87	0.066
sub-total					0.140
- 25-P4B (desc) al FN	550.00	6.065	291.9	3.24	1.770
<u>Del FN al 21-T201:</u>	300.00	7.509	291.9	2.11	0.317
- Total, tramo 2	100.00	4.575	291.9	5.70	1.234
					1.551
<u>Del 21-T201 a la CN:</u>					
- 21-T201 a 21-P302 (succ.)	250.00	4.575	291.9	5.70	3.086
- 21-P302 (desc) a la CN	500.00	4.575	291.9	5.70	6.172
<u>De la CN a la DN:</u>					
- Total	480.00	4.575	291.9	5.70	5.925
<u>De la DN a la AN:</u>					
- De CN a 21-P303 (succ.)	90.00	4.575	291.9	5.70	1.111
- De 21-P303 (desc) a AN	520.00	4.575	291.9	5.70	6.418
<u>De la AN al 21-T205:</u>	360.00	4.575	291.9	5.70	4.443
<u>Del 25-T1 al FN (reg):</u>					
- Del 25-T1 a 21-P301(suc.)	330.00	10.020	1010.	4.11	0.852
- De 25-P301 (desc) a CN	580.00	7.981	1010.	6.48	4.530

Observaciones:

(1) Se considera para el caso el máximo flujo a esperar, 66.3 TM/hr como flujo de servicio, (291.9 gpm), 1010 gpm como flujo de contralavado (960 x 1.05 gpm) en la regeneración del filtro.

(2) Se usa un factor de 15% de seguridad en P teórico.

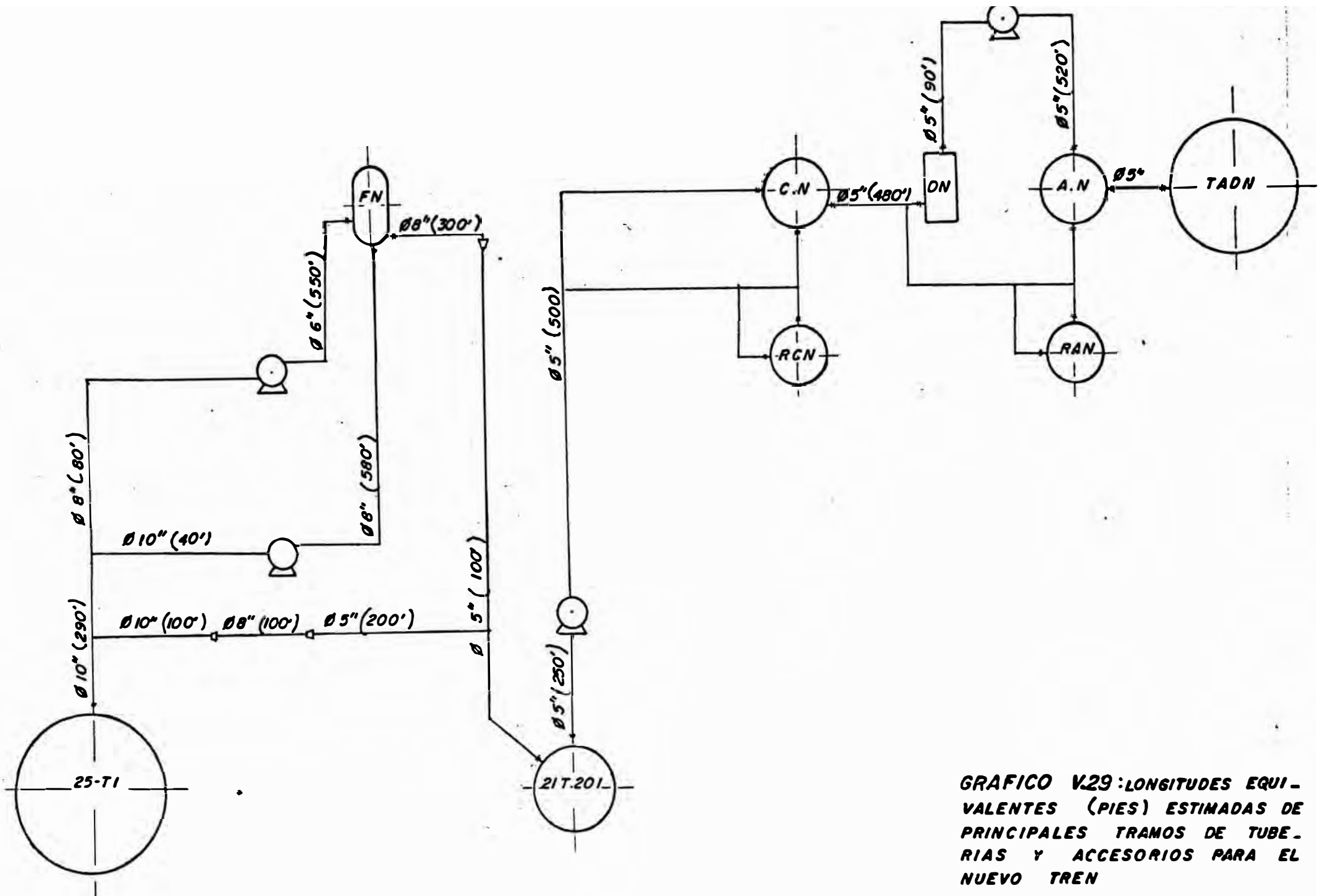


GRAFICO V.29: LONGITUDES EQUIVALENTES (PIES) ESTIMADAS DE PRINCIPALES TRAMOS DE TUBERIAS Y ACCESORIOS PARA EL NUEVO TREN

F. LISTADO DE EQUIPOS Y ACCESORIOS IMPORTANTES, PARA EL NUEVO TREN

1. EQUIPOS PRINCIPALES

ITEM	No.	DESCRIPCION	SERVICIO
FN	1	. Filtro a presión; horizontal	Filtrac. de agua cruda
CN	1	. Torre de interc. catiónico	Eliminac. de cationes del agua filtrada
DN	1	. Torre decarbonatadora	Eliminac. de CO ₂ del agua decationada
AN	1	. Torre de interc. aniónico	Eliminac. de aniones del agua decarbonat.

2. OTROS RECIPIENTES

ITEM	No.	DESCRIPCION	SERVICIO
	2	. Drum horizontal; almac. de HCl al 35%	Almac. de HCl al 35%
	1	. Tanque de medición de HCl	HCl al 35%; necesario para regenerar a CN
	1	. Tanque de medición de NaOH	NaOH diluida a 20%; necesaria para regenerar la AN
	1	. Poza de agua decarbonatada	Agua decarbonatada a la AN
	1	. Tanque de agua desmineralizada	Agua desmineralizada a procesos

3. BOMBAS/VENTILADOR

ITEM	No.	S E R V I C I O	OBSERVACION
	2	. Agua cruda al filtro FN	. Opera en ciclo de servicio del FN
	1	. Agua cruda al filtro FN	. Opera en ciclo de regeneración del FN
	2	. Agua del 21-T201 a la CN	. Agua filtrada a la torre CN
	2	. Agua a la torre AN	. Agua decationada-decarbonatada a la AN
	1	. Aire a la decarbonatadora	. Ventilador, con filtro de aire
	1	. Dilución de HCl 35-5%	. Bomba dosificadora con filtro para impurezas de HCl (OPCIONAL)
	1	. Dilución de NaOH 20-4%	. Bomba dosificadora con filtro (OPCIONAL)

4. EYECTORES: (con filtro para impurezas de regenerantes)

ITEM	No.	S E R V I C I O	OBSERVACION
	1	. Dilución de HCl 35-5%	. Eyector con filtro para impurezas de Fe en HCl
	1	. Dilución de NaOH 20-4%	. Eyector con filtro para impurezas de Fe en NaOH

G. ESPECIFICACIONES GENERALES DE EQUIPOS PARA EL NUEVO TREN

1. EQUIPOS PRINCIPALES

DESCRIPCION		T. ANIONICA	T. CATIONICA
. Long. recta del shell	mt	3.050	2.922
	pie	10.000	9.580
. Diámetro interno	mt	2.287	2.135
	pie	7.500	7.000
. Presión de operación	psi	35.500	35.500
. Presión de diseño,	psi	46.000	46.000
. Temperatura de operación	°F	78.000	78.000
. Temperatura de diseño	°F	150.000	78.000
. Altura de resina, máx.	mt	1.738	1.585
	pie	5.700	5.200
. Altura de lecho filtrante, m		0.000	0.000
	pie	0.000	0.000
. Eficiencia en las uniones:			
- cabezal	%	70.000	70.000
- shell	%	70.000	70.000
. Tolerancia por corrosión:			
- cabezal	mm	1.600	1.600
- shell	mm	1.600	1.600
. Material:			
- shell,	ASTM	A 283 GrC	A 283 Gr C
- cabezal superior	ASTM	A 283 Gr C	A 283 Gr C
- cabezal inferior	ASTM	A 283 Gr C	A 283 Gr C
- soporte	ASTM	A 283 Gr C	A 283 Gr C
- bridas	ASTM	A283 GrC-A273 Gr	A283 GrC-A273 Gr 1025
- pernos: externos	ASTM	A 283 Gr C	A 283 Gr C
internos	AISI	304 18Cr 8Ni	304 18Cr 8Ni
- empaquetaduras		caucho	caucho
- recubrimiento interno:			
caucho	mm	3.000	3.000

1. EQUIPOS PRINCIPALES (Continuación)

DESCRIPCION		T. DECARBONATADORA	FILTRO
. Long. recta del shell	mt	3.900	3.710
	pie	12.800	12.170
. Diámetro interno	mt	1.055	3.049
	pie	3.460	10.000
. Presión de operación	psi	(tipo abierto)	28.000
. Presión de diseño	psi	(tipo abierto)	40.000
. Temperatura de operación,	°F	78.000	78.000
. Temperatura de diseño	°F	78.000	78.000
. Altura de resina, máx.	mt	0.000	0.000
	pie		
. Altura de lecho filtrant. (o relleno de anillos raschig)	mt	2.700	1.067
	pie	8.860	3.500
. Eficiencia en las uniones:			
- cabezal	%	(lid)	70.000
- shell	%	(lid)	70.000
. Tolerancia por corrosión:			
- cabezal	mm	1.600	3.200
- shell	mm	1.600	3.200
. Material:			
- shell	ASTM	A 283 GrC	A 283 GrC
- cabezal superior	ASTM	A 283 GrC	A 283 GrC
- cabezal inferior	ASTM	A 283 GrC	A 283 GrC
- soporte	ASTM	A 283 GrC	A 283 GrC
- bridas	ASTM	A283 GrC-A273 Gr 1025	A283 GrC-A273 Gr 1025
- pernos y tuercas:			
	externos	ASTM	A 283 GrC
internos	AISI	304 18Cr 8Ni	(ASTM A283 GrC)
- empaquetaduras		caucho	caucho
- recubrimiento interno:			
	caucho	mm	3.000

2. OTROS RECIPIENTES

DESCRIPCION	LONG. RECTA SHELL mt (pie)	DIAMETRO PROM. INT. mt (pie)	VOLUMEN gal (pie ³)	MATERIAL
. Drum horizontal para HCl al 35%	3.786 (12.420)	2.42 (7.94)	4,880 616	Pl. acero al C con revest. de fibra de vidrio
. Tanque de medición de HCl	2.110 (6.92)	1.134 (3.72)	567 76	Pl. acero al C con revest. de fibra de vidrio
. Tanque de medición	1.825 (5.990)	1.340 (4.400)	871 (116)	Pl. acero al C con revest. de fibra de vidrio
. Poza de almac. de agua decarbonatada /ancho x altura/	3.500 (11.480)	0.000 /2.00x1.50/ /(6.56x4.92)/	2,774 (371)	Concreto simple con revestim. de pintura resist. al ácido
. Tanque de agua desm.	5.400 (17.712)	7.740 (25.387)	66,070 (8,833)	Pl. acero al C

3. BOMBAS

DESCRIPCION	UNID.	I T E M S (1)			
		25P4	21P301	21P302	21P303
. Flujo de operación	gpm	220.1	960.0	220.1	220.1
. Flujo de diseño	gpm	291.9	1010.0	291.9	291.9
. Presión de succión	psig (pie)	8.5	7.8	2.5	0.2
. Presión de descarga	psig (pie)	34.5	30.1	27.5	35.8
. NPSH disponible (2)	psi (pie)	22.1 (51.0)	21.4 (49.5)	16.1 (37.3)	13.8 (31.8)
. Potencia de diseño (3)	hp (kw)	9.5 (7.2)	19.2 (14.3)	10.0 (7.5)	14.1 (10.5)

Observaciones:

- (1) Bombas análogas a las: 25P3, 21P201, 21P202, 21P203, respect.
 (2) A condiciones desfavorables: Nivel en el 25T1 de 20-30', caídas de presión en filtro y resinas de 4-5 psi, nivel en el 21T205 de 23'.
 (3) Factor de seguridad de 1.5, eficiencia de 0.8-0.7 para bombas.

4. EYECTORES

DESCRIPCION	UNID.	I T E M S	
		K-301	K-302
- Fluído de diseño		Soda al 50%	HCl al 35%
- Temperatura de diseño	°F	115	80
- Flujo de operación:			
- Fluído 1	gpm	28.5	80.9
- Fluído 2	gpm	5.8	14.1
- Fluído 3	gpm	34.0	95.0
- Diám. de tubería de entrada para:			
. Fluído 1	pulg	3.0	3.0
. Fluído 2	pulg	1.5	1.5
. Fluído 3	pulg	3.0	3.0

Observaciones:

- Los fluídos 1, 2, 3; corresponden a: agua de dilución, soda al 20% o HCl al 30%, y soda 4% o HCl al 5% respectivamente.
 - Los eyectores K-301 y 302 son análogos a los actuales 201 y 202.

CAPITULO VI

EVALUACION ECONOMICA PARA EL PROYECTO "AMPLIACION DE LA PLANTA DE AGUA DESMINERALIZADA EN RELAPA"

A. GENERAL

Para la evaluación económica del presente proyecto se ha considerado lo siguiente:

1. NUEVO COSTO DE PRODUCCION DE AGUA DESMINERALIZADA

El actual costo de producción se verá afectado por:

Incremento de consumo de solución regenerante de HCl al 35% de 5.8 a 10 Kg/TM de agua tratada.

Incremento de consumo de fluido eléctrico, puede asumirse que éste será similar al consumo actual.

Los demás rubros en que se divide el costo de producción, representado aproximadamente por el operativo, no sufrirán variaciones apreciables.

2. AHORRO DE LUCRO CESANTE

De no ampliarse la actual planta desmineralizadora, no podrá cubrirse los requerimientos de vapor de las actuales unidades ampliadas de Craqueo Catalítico y Vacío (proyecto a efectuarse en 1984).

El lucro cesante a producirse sería el resultado de la baja de carga en las unidades mencionadas de sus capacidades ampliadas a las actuales.

Ver la tabla VI-4.

3. INCREMENTO DE COSTO DE PRODUCCION DE VAPOR

Las ampliaciones de las unidades de FCC y Vacío de 6.7 a 8 y 9.6 a 12 MBPD, respectivamente, producirán un incremento de requerimiento de vapor de 52.39 a 63.09 TM/hr aproximadamente.

En 1982 el costo unitario promedio de vapor era de 4,135 S/./TM ó 6.2 \$/TM.

Se da como referencia que la inversión estimada para el proyecto de las ampliaciones de las unidades de FCC y Vacío es de 2,288 M\$, para el año 83.

4. INCREMENTO DE PRODUCCION DE AGUA DESMINERALIZADA

La producción de la actual planta desmineralizadora es de 32.39 TM/hr (promedio máximo, a flujo continuo); las próximas ampliaciones de las actuales unidades de FCC y Vacío originarán un requerimiento total de 40 TM/hr de agua desmineralizada (promedio aproximado)

Por el presente proyecto se logrará una producción de 50 TM/hr, de tal manera que los equipos principales del nuevo tren serán de semejantes dimensiones a las del tren actual, favoreciéndose así una mayor flexibilidad operativa con respecto a stock de accesorios, además, cuando haya parada de planta programada, de preferencia de la unidad de FCC (cada 3 años), podrá realizarse mantenimiento a uno de los trenes, ya que uno solo podrá cubrir los requerimientos.

En caso de emergencia, ya en Unidades de Procesos; se contará con un tanque adicional a los dos actuales que permitirá una disponibilidad de agua desmineralizada de por lo menos de 12 horas; o en caso de presentarse una falla en uno de los trenes, teniendo se como referencia el tren actual, uno sólo podrá cubrir los requerimientos de agua tratada por unas 15 horas mínimo.

De justificarse en la evaluación económica la inversión del presente proyecto; este punto no necesitaría mayor cuestionamiento.

B. CALCULOS PRELIMINARES A LA EVALUACION ECONOMICA

Será dado en las tablas siguientes.

1. PAUTAS ECONOMICAS 1982-2000
CIRCULARES PLN 173-79

TABLA VI-1

AÑO	TIPO DE CAMBIO PROM. ANUAL S/./\$	INFLACION INTERNA %	INFLACION EXTERNA %
1981	425	73	10.4
1982	688	73	9.0
1983	1,406	73	9.0
1984	1,775	65	8.0
1985	2,056	45	7.0
1986	2,306	30	7.0
1987	2,535	20	6.5
1988	2,737	20	6.5
1989	2,955	15	6.5
1990	3,191	15	6.5
1991	3,445	15	6.5
1992	3,720	15	6.5
1993	4,017	15	6.5
1994	4,338	15	6.5
1995	4,683	15	6.5
1996	5,058	15	6.5
1997	5,462	15	6.5
1998	5,897	15	6.5
1999	6,367	15	6.5
2000	6,875	15	6.5

2. EVENTOS OCURRIDOS EN LA PLANTA DESMINERALIZADORA QUE OCASIONARON LUCRO CESANTE EN LA REFINERIA

1. EN 1979

1.1. Monto: 136,000.00 MS/.

1.2. Origen: 1/3/79 (20 hrs.). Por obstrucción del ducto de succión de bombas de alimentación de agua decarbonatada a torre aniónica; se tuvo que cortar la producción para reparar dicho accesorio.

1.3. Consecuencias:

Las medidas de emergencia que se adoptaron para recuperar el nivel de agua desmineralizada fueron:

U. Dest. I: Sale fuera de operación desde 23:30 hrs (1/3/79) a 8:30 hrs. (2/3/79).

U. Vacío: Sale fuera de operación desde 22:00 hrs (1/3/79) a 9:20 hrs (2/3/79).

U. FCC: Se baja carga de 6.7 a 5.5 MBDO desde 10:00 hrs (2/3/79) a 19:00 hrs (2/3/79).

U. Uf. Pt. Se baja carga de 1.7 a 0.9 MBDO desde 21:00 hrs (1/3/79) a 5:00 hrs (3/3/79).

1.4. Lucro Cesante:

Se calculó en base a la diferencia de producu

ción de la carga que tenían las unidades de procesos en el momento de producirse la emergencia y la carga que se tuvo 3 días después, cuando las unidades se restablecieron completamente.

2. EN 1980

2.1. Monto: 2,862.50 MS/.

2.2. Origen:

2.2.1. 18/4/80 (5:25-11:25 hrs), por rotura del cabezal distribuidor de soda; se tuvo que cortar la producción, afectando el suministro de vapor a unidades. Monto: 2,023.30 MS/.

2.2.2. Consecuencias: (18/4/80)

U. Dest. I: Operación normal

U. Vacío: Reducción de carga de 9.4 a 8.9 MBDC

U.FCC: Reducción de carga de 6.0 a 5.7 MBDC

U. Uf. Pt. Reducción de carga de 1.1 a 1.0 MBDC

2.2.3. 9/5/80 (3:00 a 10:00 hrs), debido a la rotura y aflojamiento de los brazos distribuidores de ácido en la torre catiónica, se tuvo que cortar la producción, afectando el suministro de vapor a las unidades. Monto: 839.20 MS/.

2.2.4. Consecuencias (9/5/80)

U. Dest. I: Operación normal
U. Vacío: Reducción de carga de 7.6 a
6.5 MBDC
U. FCC: Fuera de servicio por manteni-
miento programado
U: Uf. Pt. Fuera de servicio por regeneraci
ción del catalizador.

3. EN 1981

3.1. Monto: 4,950 MS/.

3.1.1. 28/3/80 (7:00-11:40) a pesar de que la uni-
dad de vacío estaba f/s por mantenimiento,
FCC en parada parcial, se tuvo que limitar
la producción de vapor puesto que 6 brazos
distribuidores de soda, cabezal, dos bra-
zos distribuidores de agua, exigieron de
cambio ya que presentaban roturas aprecia-
bles. Monto: 4,950 MS/.

3.1.2. Consecuencias (28/3/80):

U. Dest.: Operación normal programada
U. Vacío: Fuera de servicio, programado
U. FCC: 5.5 a 5.2 MBDC
U. Uf. Pt. 1.6 a 1.2 MBDC

3.1.3. Cabe notar que durante este año se produje
ron desperfectos en la planta desminerali-
zadora, cuyas reparaciones coincidieron
con la parada parcial de la U. Dest. I de
30 a 22 MBDC, del 20/4/80 al 7/5/80, como

por ejemplo; ya que del 2 al 3 de mayo hubo un serio desplazamiento de resina en el lecho de la torre aniónica; otros ocurrieron cuando aún se contaba con nivel alto en los tanques de almacenamiento de agua.

4. EN 1982

4.1. Durante este año si bien es cierto los problemas de reparación al tren aumentaron no ocasionaron lucro cesante puesto que coincidieron ya con alguna parada programada caso de la parada parcial de FCC 3-19/6/82, o por nivel alto en tanques de almacenamiento. El 26/7/82 se requirió de un lavado químico de emergencia por contaminación de materia orgánica en la torre aniónica, se realizó en tan sólo 3 hrs.

3. LUCROS CESANTES PROMEDIOS EN REFINERIA LA PAMPILLA

(EN M\$/MB)

TABLA VI-2

U N I D A D	CARGA MBDC	1980	1981	1982	a 1983	a 1984	a 1985	a 1986	a 1987
Dest. Primaria I	20	5.782	11.177	6.324					
Dest. Primaria II	65	8.616	15.212	9.528					
Vacío	11	3.310	3.753	3.885	4.235	4.574	4.894	5.236	5.576
Unif. Platforming	1.6	0.383	1.341	1.323					
FCC	6.7	20.294	32.884	28.217	33.30	35.964	38.481	41.175	43.852
Parada Total Refinería	35	8.703	15.459	9.984					

4. LUCROS CESANTES EN UNIDADES AMPLIADAS DE FCC (8 MBDC) Y VACIO (12 MBDC)

TABLA VI-3

	BAJADA DE CARGA A UNIDADES MB/DC	a 1984 M\$/DC	a 1985 M\$/DC	a 1986 M\$/DC	a 1987 M\$/DC	a 1988
U. FCC	1.3	46.753	50.025	53.527	57.008	60.713
U. Vacío	1.0	4.574	4.894	5.236	5.576	5.938
TOTAL APROX., ... M\$/DC		41.887	44.819	47.956	51.073	54.393
TOTAL APROX., ... M\$/AÑO		15,289	16,359	17,504	18,642	19,853

5. COSTOS DE PRODUCCION DE VAPOR, AGUA DESMINERALIZADA, AGUA CRUDA

TABLA V-4

		1980	1 9 8 1				1 9 8 2			
		ENE-DIC	ENE-MAR	ENE-JUN	ENE-OCT	ENE-DIC	ENE-MAR	ENE-JUN	ENE-OCT	ENE-DIC
<u>VAPOR</u>										
Costo Operativo	MS/.	803.880	194,397	420,088	734,059	1065,727	326,587	815,730	1569,477	1916,385
Alimentación de Agua Desm.	TM	269,400	70,400	134,702	225,954	311,273	96,912	208,601	315,153	413,915
Produc. de Vapor	TM	600,950	150,237	300,292	495,279	601,831	158,440	315,660	465,518	623,348
Costo de Producción	MS/.	775,850	252,492	552,107	987,148	1425,951	434,546	1196,550	2232,764	3245,150
Costo Unitario	S./TM	1291.03	1680.62	1838.57	1993.00	2369.35	2742.65	3790.63	4796.80	5206.
<u>AGUA DESMINERALIZADA</u>										
Costo Operativo	MS/.	150,582	54,852	123,649	237,677	318,612	69,305	228,677	384,028	562,254
Aliment. de agua cruda	TM	341,305	88,990	172,599	290,631	353,717	85,004	168,706	245,133	328,888
Produc. de agua desm.	TM	281,600	70,400	134,702	225,954	295,727	65,905	130,404	194,271	258,957
Costo de Producción	MS/.	167,730	58,095	132,018	253,089	342,233	73,418	238,064	408,872	632,287
Costo Unitario	S./TM	755.2	825.2	980.1	1120.1	1157.3	1114.0	1825.6	2104.6	2441.7
	\$/TM	2.62	2.25	2.57	2.39	2.38	1.94	2.76	2.54	2.46
Cambio	S./\$	288.37	367.32	381.67	468.48	485.53	573.18	660.83	828.53	992.14
<u>AGUA CRUDA</u>										
Costo Operativo	MS/.	64,451	12,189	32,071	55,645	83,599	16,190	35,697	171,070	232,930
Producción	MTM	1283,252	334,531	661,404	1049,266	1251,848	334,648	641,626	925,446	1260,094
Costo Unitario	S./TM	50.24	36.4	48.5	53.0	66.8	48.4	55.6	101.4	126.00

Observación:

- El costo operativo representa aproximadamente el 90% del costo de producción.

6. COSTOS OPERATIVOS DE PRODUCCION DE AGUA DESMINERALI-
ZADA

TABLA VI-5a

COSTOS OPERATIVOS	1981		1982		a 1984	
	Ene-Jun	Ene-Dic	Ene-Jun	Ene-Dic		
. Remuneraciones y benefic. MS/.	9,577	25,519	18,378	45,998		
. Materiales y suministros MS/.	43,534	119,620	167,080	295,337		
. Servicios terceros MS/.	3,779	6,875	10,317	50,489		
. Movilidad y alimentación local MS/.	1	16	2	29		
. Depreciación MS/.	488	975	894	990		
. Total Ejec. Pres. Directa MS/.	57,379	153,005	196,263	392,843		
. Total Ejec. Pres. Indirecta MS/.	66,408	165,599	43,449	169,411		
TOTAL COSTO OPERATIVO MS/.	123,787	318,604	239,712	562,254		
	MS/.	324.330	656.200	353.730	566.710	754.80
Cambio S./.\$	381.660	485.530	677.660	992.140		

TABLA VI-5b

COSTOS OPERATIVOS	1981		1982		a 1984
	Ene-Jun	Ene-Dic	Ene-Jun	Ene-Dic	Ene-Dic
. Remuneraciones y beneficios %	7.74	8.01	7.67	8.18	7.23
. Materiales y suministros %	35.17	37.55	69.70	52.53	57.17
. Servicios terceros %	3.05	2.16	4.30	3.98	8.81
. Movilidad, alimentación local %	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
. Depreciación %	0.39	0.31	0.20	0.18	0.16
. Total Ejec. Pres. Directa %	46.35	48.03	81.87	69.87	73.37
. Total Ejec. Pres. Indirecta %	53.65	51.97	18.13	30.13	26.63
. TOTAL COSTO OPERAT.					
100% MS/.	123,787	318,604	239,712	562,254	
100% M\$	324.330	656.200	353.730	566.710	754.800
. Cambio S/./\$	381.660	485.530	677.660	992.140	

Observaciones:

- . Remuneraciones y beneficios: Se distribuye de la siguiente forma: (% del presente rubro)
 - Empleados (30%)
 - Obreros, sobretiempos, recargo beneficiario de servicios (30%)
 - Beneficios trabajos contra incendio (20%).

- . Materiales y Suministros: Se distribuye en: (% del presente rubro)
 - Productos químicos; reg. NaOH y HCl; (96%)
 - Reparación y suministro de materiales para servicios de reparación, pintura, (4%)

Servicios terceros: Se distribuye en: (% del presente rubro)

Fluido eléctrico (35%)

Aire comprimido (6%)

Otros gastos de mantenimiento y reparación 'contratada' (40%)

Otros (20%)

Depreciación: Se refiere a la depreciación de inmuebles y maquinarias eléctricas.

Total Ejec. Pres. Indirecta: Comprende gastos de laboratorio, agua cruda, gerencia, almacén y otros, los cuales no sufrirán modificación apreciable con la ampliación de la planta de agua desmineralizada.

Costos operativos a 1984: Para determinar el costo operativo a esperar en 1984, en el caso de que en este año empiece a funcionar el Nuevo Tren, se considera lo siguiente:

Se asume que el incremento de consumo de fluido eléctrico, se produce en 1982 (en este año hubo un consumo de 5,562 M\$/año); como si en él se produjera la ampliación. Igualmente se procede con el incremento de consumo de la solución regenerante de HCl (el Nuevo Tren consumirá 94,320 Kg/mes, al precio promedio de 52.5 S/./Kg ó 60,000 S/./TM; dará un consumo adicional de 68,329 MS/./año.

Ambas cantidades, se adicionan al gasto total de 562,254 MS/./año 82; resultando: 636,145 MS/./año 82.

El "nuevo" costo operativo, al cambio de 992.14 S/./\$, dará 641.13 MS/./año 82, considerando la tasa de inflación externa esperada en 1983 de 9% y en 1984 de 8%, puede obtenerse un costo operativo total de 754.8 \$/año 84.

7. MATERIALES Y SUMINISTROS EN LA PLANTA DE AGUA DESMI-
NERALIZADA EN RELAPA

TABLA VI-6

DESCRIPCION	1980	1981	1982	a 1985
<u>Suministros de materiales:</u>				
. Cambio de brazos distribuidores de regener. unid./año	10	12	32	-
. Cambio de brazos distribuidores de agua unid./año	6	8	20	-
. Cambio de cabezal del sistema distrib. de reg. unid./año	1	1	3	-
. Cambio de cabezal del sistema distr. de agua unid./año	1	1	2	-
. Desplazamiento del lecho de resina veces/año	4	4	5	-
. Tiempo para lavado químico de lecho de resina horas	4	6	4	-
. Reposición de resina, anual, aniónica; %	20	25	30	-
catiónica; %	10	10	10	-
<u>Consumo de productos químicos:</u>				
. Kg NaOH/TM agua desm.	2.14	2.67	4.83	4.68 (máx)
. Kg HCl/TM agua desm.	4.92	5.40	5.80	10.00 (máx)
MTM agua desm/año	279.4	295.7	260	433.0 (máx)
COSTO MATERIALES--SUMINIST. MS/./año	78360	119620	295337	

8. INVERSION DE CAPITAL (en \$)

COSTOS DIRECTOS:

- Adquisición de equipos (filtro, torres aniónica y catiónica, decarbonatadora, bombas),
- Instrumentación automática y paneles de control,
- Tuberías y accesorios,
- Sistema eléctrico,
- Sistema de regeneración, .. otros,

SUB TOTAL ... () ... CIF 83 (Dic) 338,600

- Instalación de equipos, instrumentos, paneles de control, tuberías, sistema eléctrico, (incluye obras civiles para fundaciones, plataformas, aislamiento, pintado) 118,500

TOTAL DE COSTOS DIRECTOS 457,100

COSTOS INDIRECTOS:

- Ingeniería de supervisión + Honorarios del contratista más 23,700
- Contingencias 14,200

TOTAL DE COSTOS INDIRECTOS 37,900

INVERSION DE CAPITAL FIJO 495,000

CAPITAL DE TRABAJO:

- Stock de accesorios (torres, filtro)
- Stock de resinas
- Stock de grava
- Stock de regenerantes 60,100

TOTAL DE INVERSION DE CAPITAL \$ 564,100
=====

OBSERVACIONES

- El estimado de la compra de equipos, instrumentación, tuberías, sistema eléctrico, sistema de regeneración, otros; tiene como base las cotizaciones presentadas por la Cía. SYBRON IONAC en conjunto con las Cías.: GACO

STERNSON, LIQUITECH y COCHRANE (Dic. 81).

Las cotizaciones correspondían a una unidad de desmineralización de:

- M\$ 700 para una capacidad de 100 TM/hr, ciclo operativo de 6 hrs. (COCHRANE-telex: 1017 12/16+25552PL CP HCRIL)
- M\$ 630 para una capacidad de 100 TM/hr, ciclo operativo de 8 hrs (STERNSON-telex: 061-81256, message No. 12 41).
- M\$ 528.32 para una unidad de 100 TM/hr, ciclo operativo de 8.794 hrs (LIQUITECH-telex: 5494-12/22/81).

De estos valores puede estimarse el costo de una unidad de 50 TM/hr, para un ciclo operativo de 4 hrs.

CIF 82 (inicios), promedio	\$ 285,000
CIF 83 (inicios)	310,650
CIF 83 (más tolerancia por retraso, 10 meses)	\$ <u>338,600</u>

La instalación de equipos, sistemas de instrumentación eléctrico, ..., es aproximadamente el 35% de CIF.

Los costos indirectos representan el 8% de la inversión de capital fijo.

El capital de trabajo, está destinado para garantizar la operación de la planta; es el 10% aprox. de la inversión.

Stock de accesorios:	Total de capital
Eyectores (2), ...\$ 1120	
Brazos distribuidores de agua (8)	3500
Brazos distribuidores de reg. (20)	3600
Cabezales de dist. de agua (2)	1500
Cabezales de dist. de reg. (2)	2000
Stock de resinas:	
aniónica (250 pie ³)	5000
catiónica (250 pie ³)	4500
Stock accesorios para filtro:	
Brazos dist. (44), cabezal	19300
Grava (5 m ³)	1000
Stock de regenerantes:	
NaOH (43,560 Kg/mes)	14290
HCl (94,320 Kg/mes)	7010
CAPITAL DE TRABAJO	\$ 69100

C. EVALUACION ECONOMICA

Se usará el VAN, Valor Actual Neto como indicador para evaluar el presente proyecto.

A Ñ O		0	1	2	(+)
Inversión inicial	\$	(564,100)			
Ahorro de lucro cesante	\$		15289,000	16359,000	7644,500
Gasto por incremento de consumo de fluido eléctrico, anual	\$		(5,551)	(6,378)	(5,551)
Gasto por incremento de consumo de soluc. reg. HCl, anual	\$		(90,850)	(97,209)	(90,850)
Costo de producción adicional, por incremento de producción de vapor, anual	\$		(684,116)	(732,004)	(342,058)
UTILIDAD NETA	\$		14508,483	15523,409	7206,041
Depreciación anual ...	\$		(56,410)	(56,410)	(56,410)
Utilidad después de la depreciación, antes de los impuestos	\$		14452,073	15466,999	7149,631
Impuestos a la totalidad, 50%, anual	\$		(7226,036)	(7733,500)	(3574,816)
UTILIDAD NETA DESPUES DE IMPUESTOS Y DEPRECIACION	\$		7226,036	7733,500	3574,816
Depreciación	\$		56,410	56,410	56,410
FLUJO DE FONDOS	\$	(564,100)	7232,446	7789,910	3631,226
VAN	\$		6178,906		2798,146
TIEMPO DE RECUP.: años			< 1		< 1

Observación:

En (+) corresponde al caso en el que sólo se consigue ahorrar lucro cesante por medio año; para el año 1.

B I B L I O G R A F I A

1. Abastecimiento de Agua Cruda de los Pozos LP-A1 y LP-A2 para Refinería La Pampilla, Dpto. Técnico. Petróleos del Perú. 1981.
2. Acondicionamiento de Aguas para la Industria. 1976. M. Shepard.
3. Advantages of Packed Towers. NORTON Chemical Process Products Division. Akron Ohio. 1974.
4. Advanced Mass Transfer. C.J. Geankoplis.
5. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants. Ulig.
6. Amberlite Ion Exchange Resins. Rohm and Haas Company.
7. Cost of Process Equipment. J.F. Kuong. 1962.
8. Current Cost of Process Equipment. Richard S. Hall, Jay Matley and Kenneth McNaughton. Chemical Engineering. April 5, 1982.
9. Design Engineering Seminar. Vol. III. UOP Process Division. Petróleos del Perú.
10. Design Projects of Process Units. Japan Gasoline Co. Ltd. Petróleos del Perú. 1967.
11. Engineering Manual. Dow Plastic Lined Piping. The DOW Chemical Company. 1980.
12. Filter Aids and Materials Technology and Applications. Henry T. Driscoll.
13. Filtros y Filtración. Duckey G. 1962.
14. Here are Process Steam and Energy Needs. W.L. Nelson. The Oil and Gas Journal. Jun. 21, 1976.
15. Ion Exchange Resins. Robert J. Kunin and Robert J. Myres.
16. Manual del Ingeniero Químico. John Perry.
17. Manual of Water Quality and Treatment. American Water Work Association. 1971.
18. Manual of Treatment Water. The Permutit Company.

19. Manual de Bombas Centrífugas. Hidrostal S.A.
20. Manual Técnico del Agua. Degremont.
21. Manual de Operaciones. Div. Operaciones. Secc. Servicios Industriales. Relapa. 1973.
22. Manual de Tratamientos de Aguas. Cía. Nalco.
23. Manual de Diseño de Equipos de Intercambio Iónico. S. Applebaum.
24. Manual of IONAC Ion Exchange Resins. SYBRON Corporation IONAC.
25. Métodos Estandar para el Examen de Aguas y Aguas de Desechos. American Public Health Association. American Water Works Association. Water Polution Control Federation. 1963.
26. Plant Design and Economics for Chemical Engineering. Max S. Peters and Klauss Timmerhaus.
27. Operaciones con Transferencia de Masa. Robert Treybal.
28. Raw Water Treatment in the CPI. A.S. Krisher. Chemical Engineering. Aug. 28, 1978.
29. Resinas de Intercambio Iónico Lewatit. Bayer Ind. S.A.
30. RW Pressure Filters. INFILCO INC. Products. Bol. 1520A
31. Seminario Técnico sobre Hornos y Calderas. Selección de Resinas para la Planta de Agua. Investigación y Desarrollo. Petróleos del Perú.
32. Seminario Técnico sobre Tratamiento de Aguas Industriales y Efluentes. Investigación y Desarrollo. Petróleos del Perú.
33. Serie de Elementos de Proyectos de Inversión. Vol. III F. Carbajal D'A. 1979.
34. Steam Use and Distribution. Surinder P. Gambhir. Chemical Engineering, Dic. 18, 1978.
35. Teoría, Diseño y Control de los Procesos de Clarificación del Agua. Centro Panamericano de Ing. Sanitaria y Ciencias del Ambiente.
36. The Concept of Refinery Complexity. W.L. Nelson. Set. 13, 1976. The Oil and Gas Journal.

37. The absorption of Carbon Dioxide by Weak Base Ion Exchange Resins. O. V. AICHE Journal. July 1970.
38. Tratamiento de Agua Refinación y Petroquímica, Fase I. Centro de Capacitación. Petróleos del Perú. 1976.
39. Tratamiento de Agua Universidad de Sao Paulo. Facultad de Higiene e e Publica. Organizaçao Mundial de Saude. Organizaçao pericana de Saude. 1978.
40. Unit Utility Requirement - 1. W.L. Nelson. The Oil Gas and Journal. Jun. 1976.
41. Water Conditioning Manual. The DOW Chemical Company (DOWEX Ion Exchange Resins. 1981).
42. Water Treatment Plant Design. American Water Works Association. 1971
43. Water Treatment Industrial and other Uses. Eskel Nordell.