REVISTA DE OBRAS PUBLICAS. Enero 1991. Págs. 23 a 39

Bombeo de fangos a gran distancia (*)

Por ZSIGMOND KOVACS
Ingeniero de Caminos
y JESUS VIVAR
Arquitecto

La optimización del destino final de los fangos de depuradora requiere a veces su transporte por tubería a grandes distancias. A partir de cierta concentración de sólidos, los fangos exhiben un comportamiento reológico no newtoniano. Tras un breve repaso de las bases teóricas del movimiento de fluídos no newtonianos en tuberías circulares, se presenta un método práctico para el cálculo de las pérdidas de carga por rozamiento basado en el modelo de plástico binghamiano. Se exponen los más importantes criterios de diseño de bombeos de fangos a distancia. A manera de ejemplo, se describen los parámetros del proyectado bombeo de fangos entre las Plantas de Montcada y Besós del Plan Especial de Saneamiento de Barcelona.

"Sludge is sludge, not water" (Sparr, 1971)

1. INTRODUCCION

La elección del destino final de los fangos generados en las plantas depuradoras de aguas residuales urbanas (utilización agrícola, vertedero controlado, incineración, vertido al mar u otro) constituye a menudo un problema de difícil solución, sobre todo, si el volumen de fangos es considerable. Esto ocurre en general en las grandes aglomeraciones urbanas donde, a veces, incluso la ubicación de las instalaciones de tratamiento propiamente dichas puede presentar inconvenientes (falta de espacio, impacto ambiental, etc.). En algunos de estos casos puede resultar ventajoso el transporte de los fangos a otros puntos más o menos lejanos (normalmente otras plantas depuradoras) donde, por economía de escala, disponibilidad de terreno, proximidad al destino final, menor impacto ambiental u otras razones, su tratamiento y disposición final pueden realizarse más fácilmente o a costes más reducidos.

En el Area Metropolitana de Barcelona que incluye la ciudad de Barcelona y una treintena de municipios alrededor de ella, se desarrolla el Plan Especial de Saneamiento Metropolitano (PESM) que contempla seis plantas depuradoras hallándose en este momento en distintas fases de implantación. Se prevén dos plantas de gran capacidad, correspondientes a las dos vertientes de Barcelona, Besós (existente) y Llobregat (en proyecto) así como tres de tamaño medio, pertenecientes a municipios más alejados: Gavà-Viladecans y Sant Feliu (existentes) en la cuenca del Llobregat y Montcada (en construcción) en la cuenca del Besós (fig. 1). La lista se completa por la pequeña instalación existente de Begues.

La gran cantidad de fangos que se producirá en estas plantas a medio y a largo plazo (del orden de 3.000 t/día a finales de siglo) unida a la escasez de zonas agrícolas próximas y de los terrenos necesarios para su acondicionamiento y vertido, hacen que tanto su utilización para la agricultura como su retirada a vertederos sean soluciones problemáticas y díficiles de implantar. La solución global prevista a medio plazo será el tratamiento e incineración centralizada de los fangos en uno o varios puntos ya que en vista de la propuesta de la nueva directiva comunitaria (Comisión de las Comunidades Europeas, 1.987) el vertido al mar (que es el que se realiza actualmente en Planta Besós) deberá limitarse por el momento y suprimirse después como máximo hasta el 1.998.

En cualquier caso, la eliminación de los fangos requerirá su transporte a los futuros puntos de eliminación. Con estas expectativas la Empresa Metropolitana de Sanejament, S.A. (EMSSA), órgano de gestión directa de la Entitat Metropolitana de Serveis Hidràulics i Tractament de Residus para la realización del PESM, ha promovido, como primer elemento de una solución

(*) Se admiten comentarios sobre el presente artículo que podrán remitirse a la Redacción de esta Revista hasta el 31 de marzo de 1991.

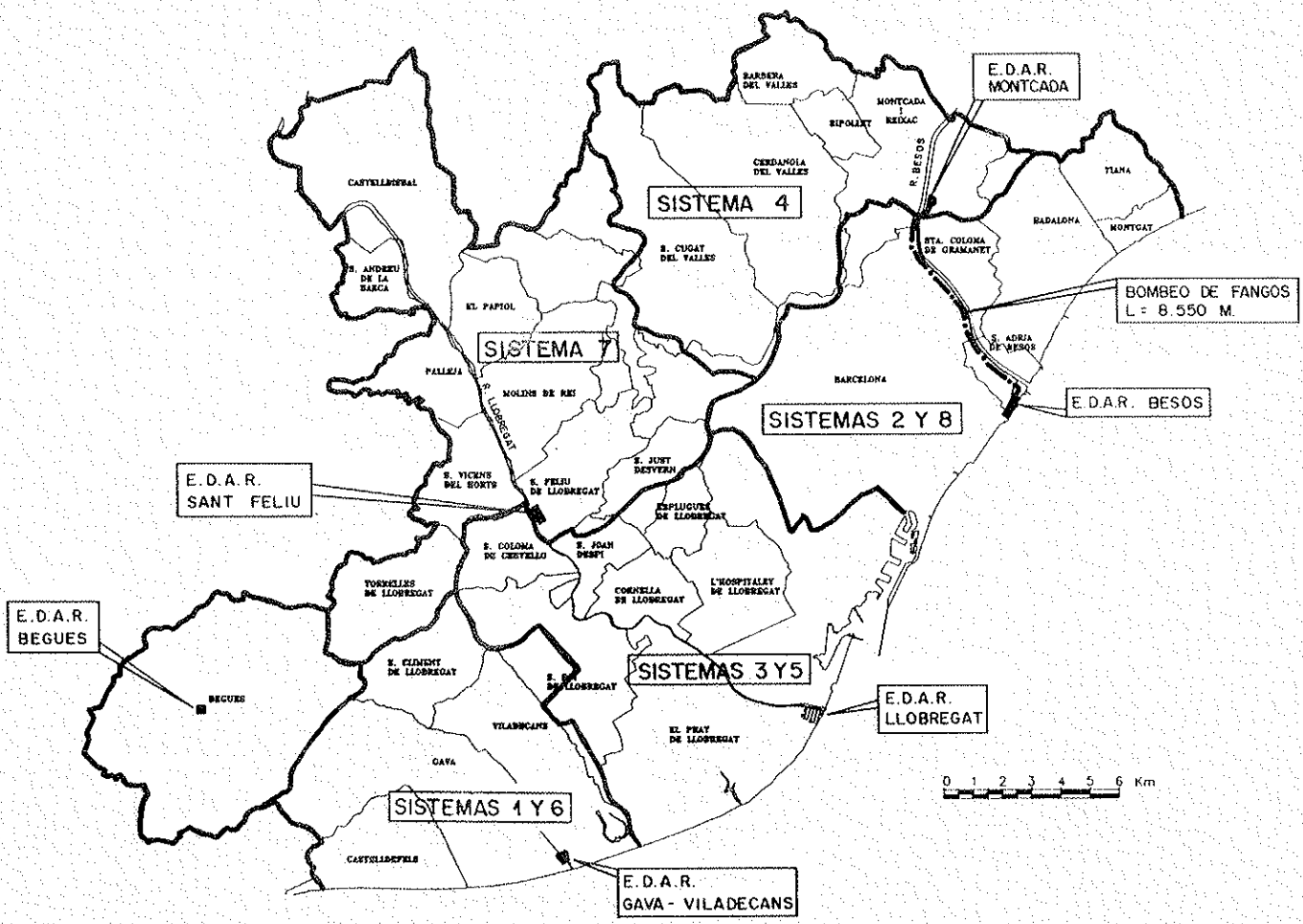


Figura 1.—Sistemas de saneamiento y estaciones depuradoras de aguas residuales del Area Metropolitana de Barcelona.

futura global, el proyecto de transporte de fangos de la Planta de Montcada a Planta Besós el cual ha motivado el presente trabajo.

La manera más sencilla y a menudo más económica de llevar a cabo el transporte de fangos a gran distancia es mediante bombeo a través de conducciones largas, cuya viabilidad ha sido demostrada en numerosas aplicaciones en todo el mundo (Tabla I). Como ejemplo más destacado, está la red de conducciones de North West Water en Inglaterra que tiene una longitud total de 86 km con un tramo largo de 32 km y une 6 depuradoras de la zona del Gran Manchester y Liverpool con la estación de carga de barcos en el puerto de Liverpool (con vertido final al Mar de Irlanda).

Al diseñar bombeos de fangos a distancia, el proyectista se encuentra en una situación incómoda ya que, mientras las pérdidas de carga y las alturas de elevación de las impulsiones de agua pueden determinarse con una precisión razonable, no es así para los fangos de depuradora como muy visualmente expresa el lema elegido para este artículo. Al contrario de lo que sucede con el agua, las características de los fangos (composición, concentración, viscosidad, etc.) varían enormemente de planta a planta e incluso pueden variar de día a día en una misma instalación. La situación es aún más difícil cuando se trata de diseñar una tubería de fangos para una depuradora nueva en la que no se dispone siquiera del fango para poder determinar sus propiedades mediante ensayos y análisis.

Cuando las distancias de bombeo son cortas, como ocurre entre los distintos elementos de una misma planta, las pérdidas de carga se calculan bajo hipótesis conservadoras basadas en reglas sencillas que relacionan las pérdidas de carga del fango con las del agua (Vesilind, 1.974, Metcalf-Eddy, 1.985) ya que, por un lado, el sobredimensioamiento de las instalaciones cuesta relativamente poco, aunque, por otro lado, las frecuentes

Tabla I
Características de algunas tuberías de fangos destacadas

Lugar/denominación	País	Año de construcción	Longitud (km)	Diámetro (mm)	Material	Tipo fango	Concentración sólidos (%)
Beckton Rammey Marsh, Thames Water	R. Unido	1970-75	28,8	2 X 300	Fc	Md	1-3
Cleveland Easterly, Ohio	EEUU	1960	20,7	305	F	Mf	2-4
Colorado Springs, Co.	EEUU	1986	28,5	2 X 254	Fd/RPE	Mf	1,5
Coney Island-26th Ward, New York	EEUU		11,3	305	Fd	Md	2,5-3
Daytona Beach, Fla	EEUU	1985	15,4	101	Fd	Sf	1,5
Greater Chicago Northside I, Ill.	EEUU	1965	6,0	407	Fc	Mf	1-2
Greater Chicago Northside II, Ill.	EEUU	1970-73	23,5	458	Fd	Mf	1-2
Greater Chicago W-SW, Ill.	EEUU	1942	7,9	407	F	Mf	3,7
Houston, Tex. I	EEUU	Años 50	10,8	203		Sf	0,5-1
Houston, Tex. II	EEUU	Años 50	6,3	152		Sf	0,5-1
Kansas City, Mo.	EEUU	1965	10,6	305	F	Md	3,7
Marseille	Francia	1987	6,0	200+300	Fd	Pf	
Manchester-Liverpool, North West W.	R. Unido	1986	32,0	200-250-300	Fd	Md	
Oakwood Beach-Bowery Bay, New York	EEUU		11,3	305	Fd	Md	2,5-3
Philadelphia, Pa.	EEUU	1956	7,7	203	F	Pf	2-6
Rahway Valley, N.J.	EEUU	1955	5,6	203	F	Md	3,4
San Diego, Calif.	EEUU	Años 60	11,0	203		Sd	2-3
Siedlingen-Niederrad, Frankfurt, Main	RFA	1965	9,3	200	F+PVC	Mf	3,4

Materiales: Fc = fibrocemento, F = fundición, Fd = fundición dúctil, RPE = revestido de polietileno.
Tipos de fango: P = primario, S = secundario, M = mixto, f = fresco, d = digerido.

dificultades de explotación indican que puede haber sorpresas desagradables. La necesidad de disponer de métodos de diseño correctos se hace más palpable a medida quer se incrementa la distancia de transporte, en cuyo caso deben evitarse tanto las instalaciones innecesariamente sobredimensionadas como, por supuesto, los fallos debidos al desconocimiento de los factores que intervienen en el comportamiento del material a vehicular.

El presente trabajo está orientado principalmente a los proyectistas de bombeos de fangos y de manera subsidiaria a los explotadores de plantas. Con él se desea contribuir a la mejor comprensión de los factores que gobiernan el diseño de bombeos de fangos a gran distancia. Se presenta un método práctico de cálculo basado en las características reales aunque generalizadas de los fangos y en la recopilación de las experiencias acumuladas en las últimas décadas. Se comentan además todos aquellos aspectos que afectan el funcionamiento de un sistema de transporte de fangos a gran distancia, tales como tipo de fango, concentración de sólidos, velocidades adecuadas, control de la tubería, materiales aplicables, elección de bombas, limpieza de la conducción, etc. Finalmente, y a manera de ejemplo se describen los parámetros y constantes de diseño del bombeo de fangos proyectado entre la Planta de Montcada y la Planta Besós.

2. PERDIDAS DE CARGA POR ROZAMIENTO

2.1. El fango como fluído no newtoniano

Los fangos de depuradora son fluídos que se caracterizan por un contenido más o menos elevado de sólidos y de materia orgánica. El comportamiento reológico de los fluídos (es decir, sus propiedades de resistencia y de deformación, una vez puestos en movimiento) puede clasificarse en base a la relación observada entre la tensión cortante y el gradiente de velocidad (deformación tangencial). Los fluídos llamados newtonianos, como el agua y las suspensiones con baja concentración de sólidos, siguen la ley de Newton, según la cual la tensión cortante es directamente proporcional al gradiente de velocidad y la

constante de proporcionalidad se denomina viscosidad:

$$\tau = \mu \frac{du}{dy} \qquad (1)$$

en donde τ es la tensión cortante (Pa), du/dy es el gradiente de velocidad o deformación cortante (s^{-1}) y μ la viscosidad dinámica (Pa.s). Los fluídos cuya viscosidad no es constante y, por tanto, la ley $\tau = f$ (du/dy) no es una línea recta que parte del origen, se denominan no newtonianos y se subdividen en puramente viscosos, dependientes del tiempo (p. ej. tixotrópicos) y viscoelásticos.

Los fangos de depuradora normalmente pertenecen a la categoría de los fluídos puramente viscosos aunque a veces pueden presentar incluso propiedades tixotrópicas. La viscosidad se define como la derivada de la curva tensión cortante-deformación tangencial y su variación con deformación tangencial creciente permite subdividir los fluídos en pseudoplásticos y dilatantes (Fig. 2).

En sentido estricto, los fangos de depuradora exhiben un comportamiento de tipo pseudoplástico. Para comprender su mecánica interior, se supone que los sólidos finos y la materia orgánica del fango se encuentran en forma de coloides que por su gran superficie ligan a sí mismos el agua presente en el fango y proporcionan una cohesión considerable. A concentraciones altas, el fluído resiste a la tensión cortante sin ponerse en movimiento hasta que se exceda un valor límite llamado tensión umbral (τ_u). Una vez en movimiento, la tensión cortante libera una cantidad de agua cada vez mayor de las partículas. Esta agua libre actúa como lubricante, aumentando la movilidad del fango, por lo que se necesita un incremento de tensión cada vez menor para conseguir el mismo incremento de deformación (viscosidad decreciente).

Para describir el comportamiento de los fluídos pseudoplásticos, se dispone de varios modelos de fluencia en los cuales deben intervenir dos parámetros como mínimo, en lugar del único parámetro de la viscosidad de los fluídos newtonianos (Fig. 3). El modelo más sencillo es el de Bingham, precisado por primera vez para fangos de depuradora por Babbitt y Caldwell en 1.939. Los plásticos binghamianos son los fluídos no newtonianos más simples ya que, una vez alcanzada una tensión umbral, se comportan exactamente igual que un fluído newtoniano:

$$\tau = \tau_u + \eta \frac{du}{dy} \qquad (2)$$

en donde τ_u es la tensión cortante umbral (Pa) y η se denomina coeficiente de rigidez (Pa.s). Como puede verse, el coeficiente de rigidez tiene un significado muy parecido a la viscosidad de los fluídos newtonianos.

Otro modelo, la ley potencial de De Waele-Ostwald ha sido utilizado con éxito en numerosas aplicaciones para diversos fluídos pseudoplásticos, entre ellos para fangos de depuradora (Metzner, 1.961; Annen, 1.963):

$$\tau = k \left(\frac{du}{dy}\right)^n \qquad (3)$$

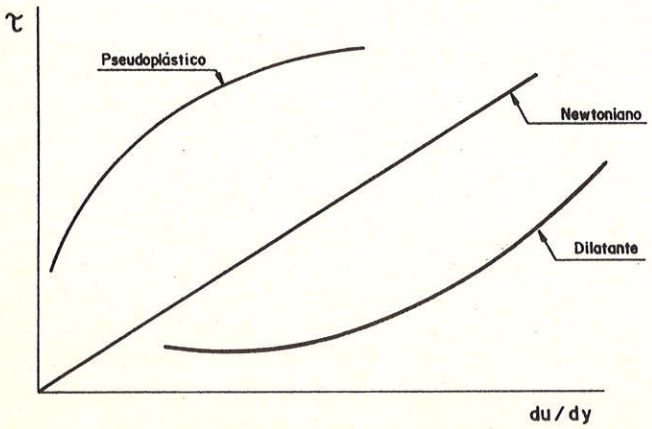


Figura 2.—Reogramas típicos de fluidos puramente viscosos.

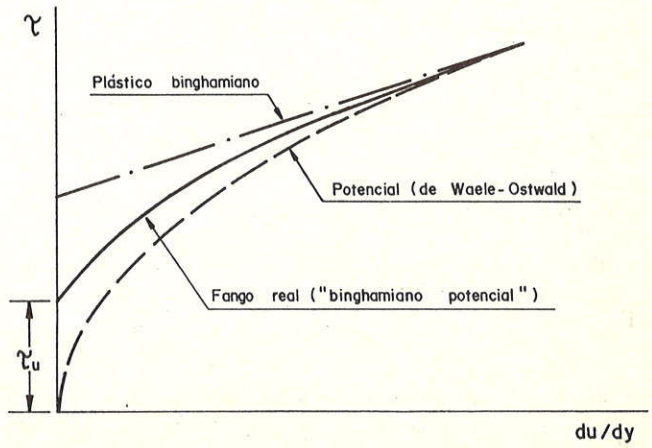


Figura 3.—Modelos de fluencia para fangos.

en donde k es el índice de consistencia ($Pa \cdot s^n$) y n el índice de comportamiento de flujo (-). Obsérvese que para $n = 1$, el fluído es newtoniano y para $n < 1$, pseudoplástico y que el índice k equivale a la viscosidad de los fluídos newtonianos.

Como puede verse en la Fig. 3, el comportamiento real de los fangos se aproxima más bien al modelo de tres parámetros de Herschel-Bulkley (ÓBrien, Julien, 1.987) que podría llamarse "binghamiano potencial" y que consiste en una combinación de las Ecs. 2 y 3:

$$\tau = \tau_u + k \left(\frac{du}{dy}\right)^n \qquad (4)$$

Existen también otros modelos más complejos (Metzner, 1.961) que se ajustan mejor a los reogramas reales de los fluídos tanto para valores altos como para valores bajos de deformación tangencial. Las mejoras que se obtienen en el ajuste de los puntos con respecto a las Ecs. 2 y 3, no son, sin embargo, lo suficientemente significativos como para compensar las dificultades matemáticas, por lo que las aplicaciones prácticas de estos modelos son muy escasas.

En caso de un fango concreto, los distintos parámetros reológicos (τ_u y η o k y n) pueden determinarse, por ajuste de curvas, a partir de reogramas (relaciones tensión cortante - deformación tangencial) obtenidos de mediciones viscométricas.

En caso del diseño de plantas nuevas, cuando todavía no se conoce el fango, pueden utilizarse valores generalizados deducidos de investigaciones anteriores, similares a los que se incluirán más abajo.

2.2. Número de Reynolds generalizado

En una tubería circular de diámetro d en la cual se desplaza un fluído cualquiera, produciéndose una pérdida de presión Δp debida al rozamiento a lo largo de una distancia l, el equilibrio de las fuerzas internas y externas puede escribirse:

$$\tau_p \, \pi \, d \, l = \Delta p \, \frac{d^2 \, \pi}{4} \qquad (5)$$

en donde τ_p es la tensión cortante en la pared del tubo (Pa), Δp es la pérdida de presión (Pa), d es el diámetro del tubo (m) y l la longitud del tramo considerado (m). De aquí,

$$\tau_p = \frac{\Delta p d}{4 l} \qquad (6a)$$

o introduciendo el concepto de la pérdida de carga, $\Delta h = \Delta p/(g \, \rho)$:

$$\tau_p = \frac{\rho \, g \, \Delta h d}{4 l} \qquad (6b)$$

en donde Δh es la pérdida de carga por rozamiento (mCA), ρ es la masa específica del fluído (kg/m3) y g la aceleración de gravedad ($g = 9{,}81$ m/s^2).

Para un fluído newtoniano la relación entre la tensión cortante en la pared del tubo y la velocidad media de la sección viene dada por la ecuación de Rabinowitsch (Metzner, 1.961):

$$\tau_p = \mu \frac{8v}{d} \qquad (7)$$

en donde el término 8v/d es la llamada característica de flujo (s^{-1}), v es la velocidad media de la sección (m/s) y μ la viscosidad definida por la Ec. 1. Por analogía, puede definirse una viscosidad aparente para fluídos no newtonianos:

$$\tau_p = \mu a \frac{8v}{d} \qquad (8)$$

y, utilizando este parámetro, un número de Reynolds generalizado:

$$Re' = \frac{\rho \, v d}{\mu a} \qquad (9)$$

Para un plástico binghamiano, la relación entre la característica de flujo y la tensión cortante en la pared del tubo puede expresarse mediante la ecuación de Buckingham (Holland, 1.973):

$$\frac{8v}{d} = \frac{\tau_p}{\eta} \left[1 - \frac{4}{3} \frac{\tau_u}{\tau_p} + \frac{1}{3} \left(\frac{\tau_u}{\tau_p} \right)^4 \right] \qquad (10)$$

Suponiendo que para $(\tau_u/\tau_p) < 1$, el término $(\tau_u/\tau_p)^4 << 1$, es decir despreciable con respecto a (τ_u/τ_p), la Ec. 10 puede simplificarse y resolverse explícitamente para:

$$\tau_p = \frac{8v}{d} \left(\eta + \frac{1}{6} \frac{\tau_u \, d}{v} \right) \qquad (11)$$

con lo cual la viscosidad aparente será:

$$(\mu a)_B = \eta + \frac{1}{6} \frac{\tau_u d}{v} \qquad (12)$$

y el número de Reynolds modificado de un plástico binghamiano se obtiene como:

$$Re'_B = \frac{\rho\, dv}{\eta + \frac{\tau_u d}{6v}} \qquad (13)$$

En caso de fluídos pseudoplásticos de ley potencial, la relación $\tau_p = f\,(8v/d)$ puede expresarse mediante la ecuación de Metzner y Reed que constituye la generalización de la fórmula de Rabinowitsch (Metzner, 1.961):

$$\tau_p = k\left(\frac{3n+1}{4n}\right)^n \left(\frac{8v}{d}\right)^n \qquad (14)$$

con lo cual:

$$(\mu_a)_n = k\left(\frac{3n+1}{4n}\right)^n \left(\frac{8v}{d}\right)^{n-1} \qquad (15)$$

y el número de Reynolds modificado para fluídos pseudoplásticos de ley potencial se obtiene como:

$$Re'_n = \frac{\rho\, vd}{k}\left(\frac{4n}{3n+1}\right)^n \left(\frac{8v}{d}\right)^{1-n} \qquad (16)$$

2.3. Movimiento laminar

Igualando las Ecs. 6b y 8, multiplicando ambos lados por v y despejando Δh, se obtiene la pérdida de carga para un fluído no newtoniano en movimiento laminar:

$$\Delta h = \frac{32}{g} \frac{\mu a}{\rho\, vd} \frac{1}{d} v^2 \qquad (17)$$

que puede transformarse en la ecuación clásica de Darcy-Weisbach:

$$\Delta h = \lambda \frac{1}{d} \frac{v^2}{2g} \qquad (18)$$

en donde el coeficiente de rozamiento tiene la misma forma que la fórmula conocida de Hagen y Poiseuille para fluídos newtonianos:

$$\lambda = \frac{64}{Re'} \qquad (19)$$

Introduciendo la Ec. 13 en la Ec. 19 y dividiendo ambos lados por l, la pérdida de carga unitaria (i) debida al rozamiento en movimiento laminar, puede escribirse, en caso de plásticos binghamianos:

$$i = \frac{32}{g} \frac{1}{\rho\, d}\left(\frac{\eta\, v}{d} + \frac{\tau_u}{6}\right) \qquad (20)$$

que es la ecuación que propusieron Babbitt y Caldwell en 1.939 para el cálculo de las pérdidas de carga de fangos de depuradora en movimiento laminar (Mulbarger et al., 1.981).

Efectuando las mismas operaciones con las Ecs. 16, 18 y 19, la pérdida de carga unitaria de un fluído pseudoplástico de ley potencial viene dada por la ecuación siguiente (Metzner y Reed):

$$i = \frac{4}{g} \frac{1}{\rho\, d} k\left(\frac{3n+1}{n} \frac{2v}{d}\right)^n \qquad (21)$$

2.4. Velocidades de transición entre movimiento laminar y turbulento

Es bien conocido que el paso de movimiento laminar a movimiento turbulento depende de la estabilidad del movimiento laminar, caracterizada por el número de Reynolds, el cual es inversamente proporcional a la viscosidad del fluído. Para números de Reynolds pequeños ($Re' \leqslant 2.300$), es decir cuando las fuerzas de viscosidad son más grandes que las fuerzas de inercia, el movimiento es laminar y se convierte en turbulento cuando Ré sobrepasa un cierto valor crítico ($Re' \geqslant 4.000$).

Las Ecs. 13 y 16 que proporcionan el número de Reynolds modificado para plásticos binghamianos y para fluídos pseudoplásticos de ley potencial, respectivamente permiten obtener las velocidades críticas de transición entre movimiento laminar y turbulento. Despejando v de estas ecuaciones, se obtienen:

$$(v_{cr})_B = \frac{Re'_{cr}\, \eta}{2\, \rho\, d}\left(1 + \sqrt{1 + \frac{2}{3} \frac{\rho\, d^2\, \tau_u}{Re'_{cr}\, \eta^2}}\right) \qquad (22a)$$

$$(v_{cr})^n = \left[\frac{k}{8\rho} \left(\frac{3n+1}{n} \frac{2v}{d} \right)^n Re'_{cr} \right]^{\frac{1}{2-n}} \quad (22b)$$

Es interesante notar que, contrariamente a lo que sucede con el agua, en la cual las velocidades de transición son muy bajas y el movimiento es prácticamente siempre turbulento, el transporte de fangos se desarrolla muy a menudo en movimiento laminar. Las velocidades de transición aumentan con el incremento de los parámetros reológicos que, como se verá más abajo, dependen esencialmente de la concentración de sólidos.

Cabe señalar que, en sentido estricto, estos valores críticos del número de Reynolds caracterizan la transición entre movimiento laminar y movimiento turbulento de fluídos newtonianos. Para fluídos no newtonianos, las condiciones de desarrollo de la turbulencia no están todavía muy claros. Por ello, se recomienda utilizar los mismos valores, calculando, en caso de dudas, la pérdida de carga tanto en movimiento laminar como turbulento y adoptar el valor más elevado.

2.5. Movimiento turbulento

El cálculo de las pérdidas de carga de fluídos newtonianos en movimiento turbulento completamente desarrollado se efectúa mediante la fórmula de Darcy-Weisbach (Ec. 18), determinándose el coeficiente de rozamiento según la rugosidad hidráulica del tubo. Así, para tubos lisos y rugosos, se dispone de las dos fórmulas teóricamente fundamentales de Prandtl y von Kármán:

— para tubos lisos:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2 \log (Re \sqrt{\lambda}) - 0{,}8 \quad (23a)$$

— para tubos rugosos:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log \frac{e}{3{,}7\, d} \quad (23b)$$

en donde e es la rugosidad absoluta de la pared del tubo en la misma unidad que d.

En el caso intermedio, se utiliza la fórmula de Colebrook-White que para $e \rightarrow 0$ y $Re \rightarrow \infty$ se convierte en las Ecs. 23a y 23b, respectivamente:

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log \left(\frac{e}{3{,}7\, d} + \frac{2{,}51}{Re \sqrt{\lambda}} \right) \quad (24a)$$

o su versión explícita más recientemente desarrollada por Swamee y Jain (1.976):

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = -2 \log \left(\frac{e}{3{,}7\, d} + \frac{5{,}74}{Re^{0{,}9}} \right) \quad (24b)$$

Existen también fórmulas empíricas que no se derivan directamente de la Ec. 18, como por ejemplo, la de Hazen y Williams, ampliamente utilizada en la práctica americana:

$$i = 6{,}819 \left(\frac{v}{C_{HW}} \right)^{1{,}852} d^{-1{,}167} \quad (25)$$

en donde C_{HW} es el coeficiente de pérdida de carga cuyo valor típicamente adoptado (para agua límpia y una tubería de fundición revestida nueva) es de 140.

La teoría del movimiento turbulento de fluídos no newtonianos es mucho menos desarrollada que la del movimiento laminar y lo mismo puede decirse de la comprobación experimental de las fórmulas desarrolladas. El estudio más completo y suficientemente contrastado con experimentación se debe a Dodge y Metzner, (Metzner, 1.961; Holland, 1.966) y se refiere a fluídos pseudoplástcos de ley potencial y tubos lisos. Utilizando sus resultados Annen (1.963) obtuvo la ecuación siguiente en sustitución de la Ec. 23.

$$\frac{1}{\sqrt{\lambda}} = 2{,}0 \left(\frac{1}{n} \right)^{0{,}70} \log (Re' \lambda^{1-0{,}5\, n}) - 0{,}8\, n \quad (26)$$

Por lo que se refiere al movimiento turbulento de fluídos no newtonianos en tubos rugosos, las fórmulas de las Ecs. 23b, 24a y 24b también pueden generalizarse pero con la diferencia de que sus parámetros no han sido todavía suficientemente comprobados por experimentación. Además como para fluídos pseudoplásticos, la Ec. 26 proporciona coeficientes de rozamiento más bajos que los que se obtienen con las fórmulas clásicas newtonianas (Metzner, 1.961), es recomendable utilizar las Ecs. 24 o 25 también para el caso no newtoniano. Aún más es así que las investigaciones hasta ahora más completas que incluyeron mediciones de pérdida de carga a escala real (Binnie & Partners, 1.971) han permitido constatar que, en movimiento turbulento completamente desarrollado, las pérdidas de carga reales se sitúan entre 1,0 y 1,5 veces las que se pueden calcular para el agua con las fórmulas disponibles para tubos rugosos.

2.6. Parámetros reológicos de los fangos

Los parámetros reológicos de un fango depeden fundamentalmente de la concentración de sólidos y, en segundo lugr, del origen y tipo de fango (primario, secundario, fresco o digerido) y otros parámetros físicos y químicos. En caso de un fango concreto, las propiedades reológicas utilizadas en las ecuaciones desarrolladas anteriormente pueden determinarse a partir de mediciones viscométricas. Estas consisten esencialmente en establecer las relaciones de tensión cortante-deformación tangencial del fluído. Para ello se utilizan comúnmente tres tipos de instrumentos: (1) el viscómetro capilar; (2) el viscómetro rotacional; y (3) el viscómetro de cono y placa. A partir de los reogramas resultantes, pueden derivarse luego, mediante análisis de regresión, los parámetros empíricos de los dos modelos de fluencia expuestos: ya sea la tensión cortante umbral (τu) y el coeficiente de rigidez (η) del modelo de plástico binghamiano, ya sea el índice de consistencia (k) y el índice de comportamiento de flujo (n) del modelo pseudoplástico de de Waele-Ostwald.

Generalmente se admite que la viscosidad de un fango aumenta a medida que el contenido de material volátil (materia orgánica) crece, por lo que los fangos digeridos producen a menudo pérdidas de carga algo inferiores a los fangos primarios crudos. Debido a este efecto, las pérdidas de carga pueden estimarse razonablemente bien para fangos primarios (crudos o digeridos) pero hay que ser prudente con los fangos biológicos de alta concentración de sólidos.

Los fangos además pueden presentar un comportamiento tixotrópico caracterizado por una variación de los parámetros reológicos con el tiempo. Este efecto puede hacer aumentar la tensión cortante umbral si no ha habido movimiento en el fango durante un cierto tiempo. El comportamiento tixotrópico sólo es significativo a concentraciones altas de sólidos ($>$ 8% según investigaciones británicas) y, muy particularmente, con fuertes contenidos de material volátil (Binnie & Partners, 1.971).

Por dichas características, la medición viscométrica de los fangos de depuradora es muy delicada por lo que, para asegurar la representabilidad de los resultados, hay que elegir cuidadosamente el tipo de viscómetro y la metodología de la medición. Es recomendable efectuar las mediciones separadamente para los distintos tipos de fangos y para diferentes concentraciones de sólidos e intentar establecer correlaciones entre los parámetros reológicos y las características físicas de los fangos.

En caso de que no se dispongan de datos viscométricos o se trate del diseño de una planta nueva en la que no exista fango para ensayar, pueden utilizarse los datos generalizados elaborados en base a investigaciones anteriores.

Para plásticos binghamianos pueden utilizarse las curvas de Mulbarger et al. (1.981) obtenidos a partir de una representación de un gran número de parámetros τu y η en función de la concentración de sólidos (Cs) y del origen del fango aunque, finalmente, la correlación con este último resultó ser insignificativa (Fig. 4). Las curvas corresponden a dos líneas de "trend" obtenidas a partir de las medidas y los valores media + desviación estándar de datos agrupados en franjas de 1% de concentración de sólidos. La primera curva se asigna al caso normal de funcionamiento mientras que la segunda al caso desfavorable que se recomienda utilizar para el diseño de la tubería y el bombeo. Para obtener las relaciones en forma analítica, se supone que los dos parámetros reológicos varían con la concentración de sólidos según las fórmulas empíricas siguientes:

$$\tau u = \alpha_1 \, Cs \, \beta_1 \, e^{\gamma_1 Cs} \qquad (29a)$$

$$\eta = \mu + \alpha_2 \, Cs \, \beta_2 \, e^{\gamma_2 Cs} \qquad (29b)$$

en donde las unidades son: τu en Pa, η en Pa.s y Cs en %; μ es la viscosidad del agua (Cs = 0) en Pa.s cuyo valor típico está cerca de 10^{-3}. Los valores de los coeficientes empíricos obtenidos por análisis de regresión no lineal (algoritmo de Marquardt) se representan en la Tabla II. Cabe señalar que las fórmulas son válidas para $0 \leqslant Cs \leqslant 12\%$.

Los datos disponibles sobre parámetros de fluídos pseudoplásticos de ley potencial (k y n) son muy escasos. Existen algunos datos puntuales (Annen, 1.963; Hanitsch, 1.981) pero éstos están lejos de permitir un tratamiento tan generalizado como los disponibles para plásticos binghamianos. Por ello, es este último el que se recomienda utilizar para cálculos prácticos en ausencia de observaciones concretas.

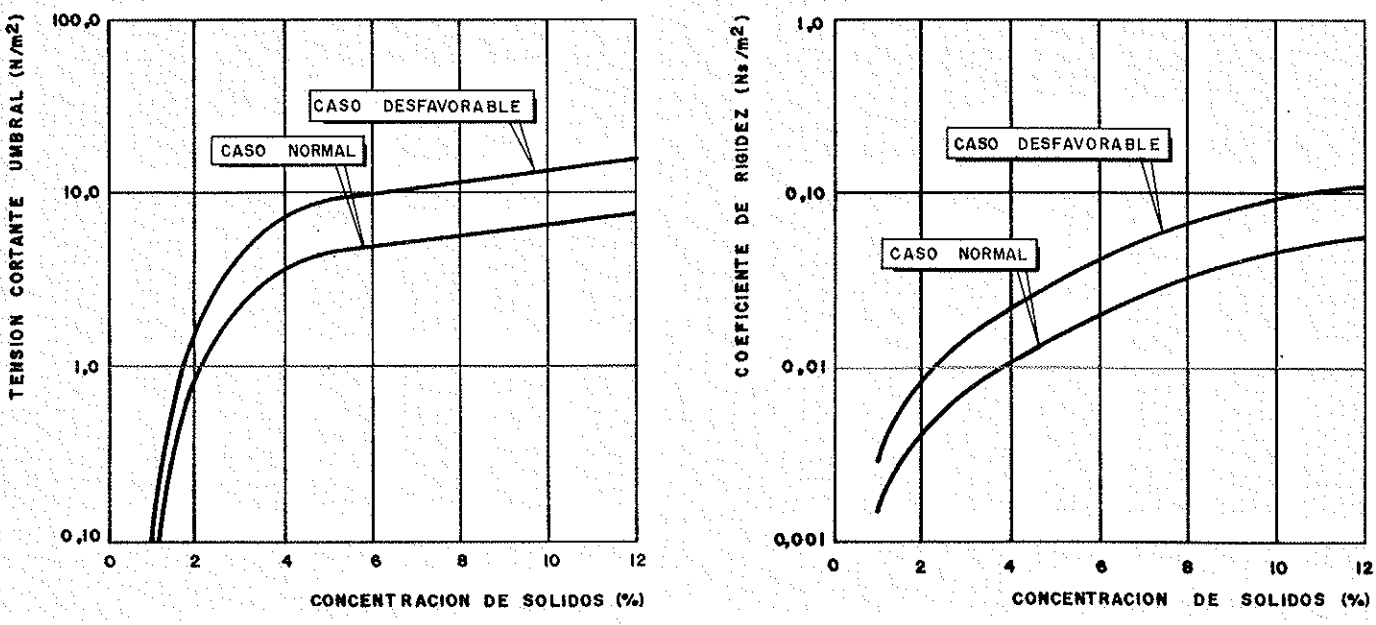


Figura 4.—Tensión umbral y coeficiente de rigidez en función de la concentación de sólidos (curvas de Mulbarger et al., 1981).

Tabla II

Coeficientes empíricos para parámetros de plástico binghamiano

Coeficientes	Caso normal	Caso desfavorable
α_1	0,59	1,19
β_1	1,53	1,53
γ_1	-0,11	-0,11
α_2	0,54.10	1,30.10
β_2	2,28	2,28
γ_2	-0,11	-0,11

2.7. Metodo práctico para el cálculo de las pérdidas de carga

Partiendo de las ecuaciones desarrolladas para plásticos binghamianos y de las fórmulas empíricas que relacionan los parámetros reológicos con la concentración de sólidos, se resumen a continuación las fases de un método práctico para la determinación de las pérdidas de carga de un fango de depuradora:

1. Se conoce el caudal y la concentración de sólidos del fango, el diámetro interior, el material y la longitud de la tubería de transporte.

2. Se determina la velocidad de paso y aplicando las Ecs. 29a y 29b o las curvas de la Fig. 4, la tensión umbral y el coeficiente de rigidez máximos y medios.

3. Se definen dos situaciones: caso normal y caso desfavorable. El primero se utiliza para la apreciación de las condiciones de funcionamiento rutinario y el segundo para la estimación de las condiciones más desfavorables de la explotación y, en definitiva, para el diseño de la tubería y del bombeo.

4. Aplicando la Ec. 13, se calcula el número de Reynolds laminar modificado para conocer el tipo de movimiento a considerar. Tres casos pueden presentarse:

a) Primer caso: $Re'_B \leqslant 2.300$ - el movimiento es laminar.

La pérdida de carga se calcula con la Ec. 20. A los casos normal y desfavorable se les asignan los valores medios y máximos de los parámetros reológicos, respectivamente.

b) Segundo caso: $Re'_B \geqslant 4.000$ - el movimiento es turbulento.

La pérdida de carga se calcula con las fórmulas disponibles para fluídos newtonianos (Ecs. 25 o 26) de manera que se asigna el valor calculado al caso normal y un valor mayorado con un coeficiente de 1,5 al caso desfavorable.

c) Tercer caso: $2.300 < Re'_B < 4.000$ - transición entre movimiento laminar y turbulento.

Se calcula la pérdida de carga tanto en movi-

miento laminar como en movimiento turbulento y se adopta el valor más elevado.

Las pérdidas de carga calculadas con el método expuesto se representan en la Fig. 5 para una tubería de fundición dúctil de Ø 200 mm de diámetro revestido interiormente con mortero de cemento. En movimiento turbulento se ha utilizado la Ec. 24b con e = 0,6 mm (transporte de agua).

3. CRITERIOS DE DISEÑO

En los apartados anteriores, se ha tratado ampliamente el cálculo de las pérdidas de carga de fangos de depuradora en un transporte por tubería. La metodología presentada tiene en cuenta las propiedades reológicas reales del fango como fluído newtoniano, incluyéndose las variaciones incontrolables de las características del mismo con un margen de seguridad suficientemente grande. El diseño correcto de un transporte de fangos por tubería a gran distancia implica además la consideración minuciosa de todos aquellos elementos que son controlables por el proyectista. Estos pueden ser los siguientes: adecuación de la concentración de sólidos mediante el control de las instalaciones de pretratamiento y de tratamiento de fangos, la adopción de velocidades apropiadas, la elección del diámetro y del material de la tubería, la alineación de la conducción en planta y en alzado, la elección de las bombas, las instalaciones de supervisión y control, la limpieza y el mantenimiento de la tubería.

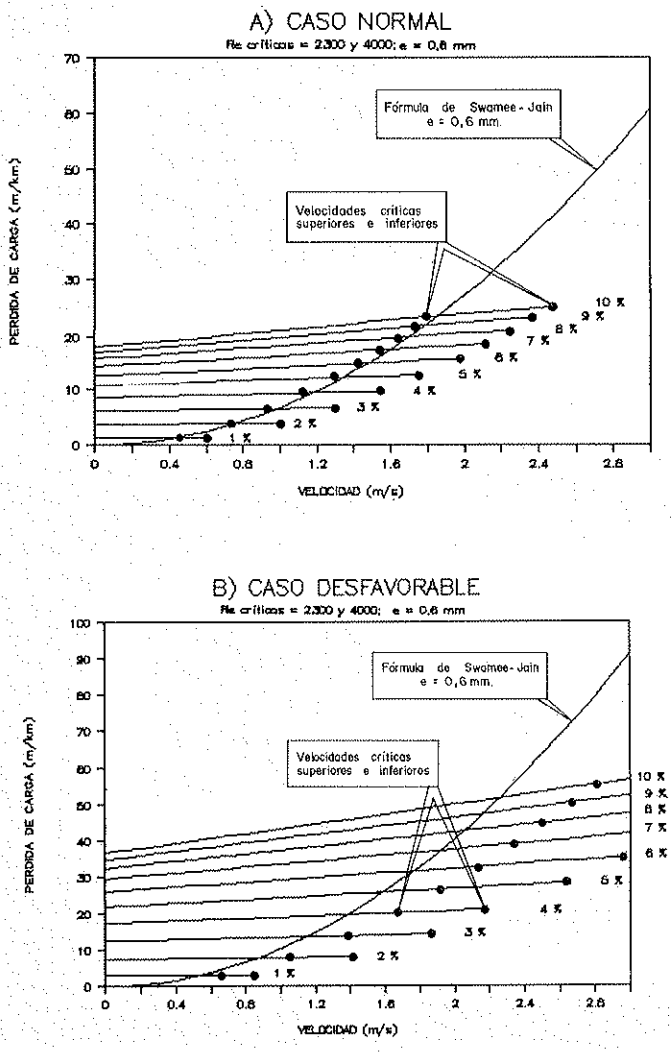


Figura 5.—Pérdidas de carga, por rozamiento en una tubería de fundición ductil de Ø 200 mm. de diámetro.

3.1. Origen del fango

Los fangos a transportar provienen generalmente de las tres fuentes siguientes: fangos primarios crudos, fangos activados (secundarios) y fangos digeridos. Los fangos primarios y secundarios crudos pueden ser espesados o no y pueden transportarse separadamente o mezclados antes del bombeo.

Las dificultades de trasiego y bombeo de fangos primarios crudos se deben principalmente a su alto contenido de grasas (15-25%) y a la presencia de partículas fibrosas y de sólidos finos orgánicos e inorgánicos. La grasa tiene tendencia a adherirse en la pared del tubo incrementando su rugosidad y en consecuencia las pérdidas de carga, causando a veces la obstrucción completa de la tubería. Por ello es necesario prever un buen pretratamiento, una tubería de pared suficientemente lisa y, a veces, dispositivos especiales de limpieza ("diablos" o "cerdos").

Los fangos secundarios contienen una cantidad despreciable de sólidos gruesos y poca grasa y normalmente se transportan con facilidad a concentraciones bajas de sólidos, como son los fangos activados en exceso directamente retirados de los clarificadores (0,5 — 1%). Sin embargo, a concentraciones más elevadas, los sólidos finos y la materia volátil, que forman coloides en el fango, hacen que su transportabilidad disminuya notablemente. Es notorio que los fangos activados flotados por aire presentan dificultades al ser bombeados a concentraciones elevadas de sólidos aunque es posible que este fenómeno se deba más al efecto de las microburbujas en la hidráu-

lica de las bombas que a su influencia sobre las propiedades reológicas.

La mayoría de las experiencias coinciden en señalar que los fangos bien digeridos por procesos anaerobios causan pérdidas de carga menores que los fangos crudos a igualdad de caudal y concentración de sólidos. Ello se debe a la eliminación de las partículas orgánicas, especialmente las grasas (reducción de un 50% aproximadamente) que, al ser más dispersas, no se adhieren tan fácilmente a la pared del tubo por lo que disminuye el rozamiento.

3.2. Concentración de sólidos

Como se ha visto (punto 2.6.), los parámetros reológicos y en consecuencia la viscosidad del fango dependen esencialmente de la concentración de sólidos. Esta afecta directamente no sólo a las pérdidas de carga producidas sino también a la magnitud de las velocidades críticas de transición entre movimiento laminar y movimiento turbulento. Por ello, el transporte de fangos a concentraciones elevadas (espesados por gravedad o, en caso de fangos biológicos, por flotación) requiere medidas especiales en cuanto a la elección de las bombas, tipo de tubería y la presión de servicio de ambas. La experiencia indica que, por debajo de un 5% de concentración de sólidos, el funcionamiento, los costes de energía y los problemas de explotación de un bombeo de fangos no se apartan mucho de los del transporte de agua, siempre y cuando se prevean las velocidades de paso adecuadas, básicamente para asegurar el movimiento turbulento. Entre un 0 y un 5% de sólidos los costes del transporte son más o menos inversamente proporcionales a la concentración de sólidos y en general, no hay grandes dificultades de explotación. Por otro lado, los inconvenientes de la reducción de la concentración de sólidos son el transporte teóricamente innecesario de un exceso de agua y la necesidad de prever instalaciones de tratamiento o de destino final más grandes. La concentración de sólidos más adecuada debe conseguirse mediante el control de este parámetro en origen a fin de obtener la optimización de las instalaciones y de los costes de inversión y de explotación. Es importante señalar también que los distintos elementos del sistema deben ser diseñados de forma que permitan su ajuste a la variabilidad de la concentración de los fangos producidos, dentro de unos límites prefijados.

3.3. Velocidades de paso

La velocidad de paso en la tubería juega un papel importante tanto en el funcionamiento como en la economía del transporte forzado de fangos. Para un diámetro de tubería fijado la velocidad de paso puede controlarse mediante la elección apropiada de la capacidad de las bombas y de las horas diarias de funcionamiento. Generalmente se consideran adecuadas todas aquellas velocidades que permiten el movimiento turbulento ya que así se evita la formación de depósitos de sólidos en la tubería. Además, el movimiento laminar produce mayores pérdidas de carga a igualdad de caudal vehiculado y, por tanto, es menos ventajosa en términos económicos. En consecuencia la velocidad de paso más adecuada es la que coincide con la velocidad crítica superior de transición entre movimiento laminar y turbulento (correspondiente a un número de Reynolds de 4.000, Ec. 22a). Por ello las conducciones de fangos deben dimensionarse de manera que, en las condiciones normales de funcionamiento, la velocidad de paso sea algo superior a la velocidad crítica. Ahora bien este criterio es difícil de cumplir cuando la cantidad de fangos a vehicular es pequeña y el diseño económico del transporte requeriría diámetros muy pequeños ($<$ 100 mm). Lo mismo ocurre cuando se espera un aumento considerable de la producción de fangos en el futuro. La velocidad crítica aumenta esencialmente a concentración de sólidos creciente y, para concentración de sólidos constante, decrece ligeramente con diámetro creciente (Fig. 6). Si para el transporte de agua se consideran económicas velocidades comprendidas en el rango de 0,9 a 1,8 m/s, éstas son difícilmente alcanzables en el transporte de fangos con concentraciones superiores al 5% por las elevadas pérdidas de carga. En muchos casos pues, la limitación en la concentración de sólidos puede proporcionar ventajas económicas a pesar de la cantidad más elevada del material a transportar.

3.4. Diámetro de la conducción

La elección del diámetro de la conducción es el resultado de un compromiso entre diversos aspectos que afectan al comportamiento del fango y el funcionamiento del sistema. Además de las consideraciones sobre velocidades de paso deben tenerse en cuenta los siguientes puntos:

— Tiempo de permanencia. Para evitar los efectos negativos de un tiempo de permanencia

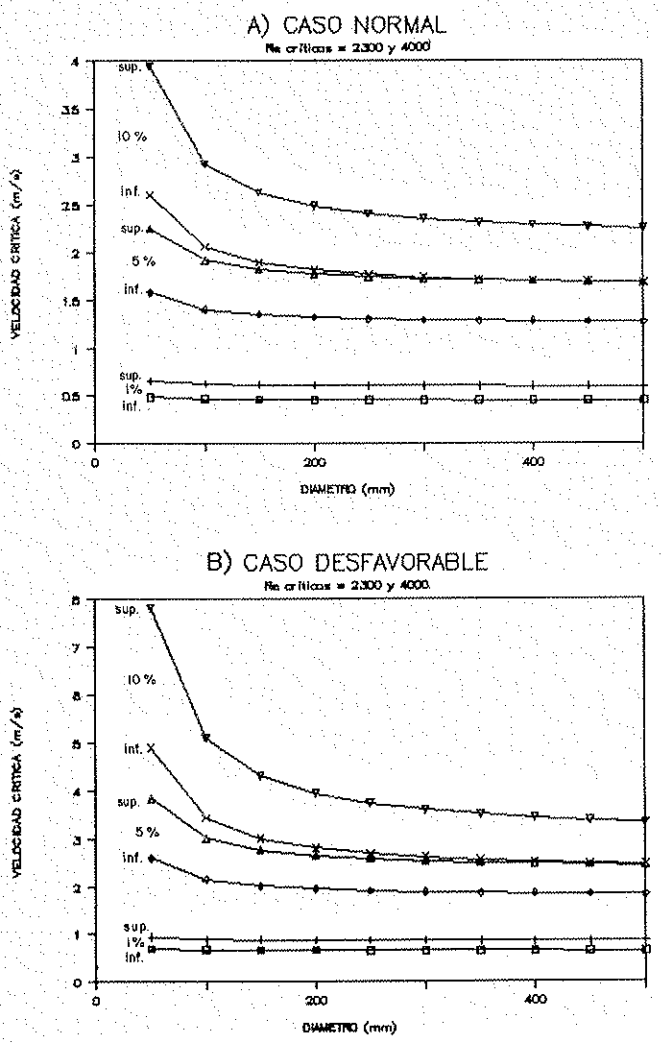


Figura 6.—Velocidades críticas de transición entre movimientos laminar y turbulento.

del fango en la tubería excesivamente largo (putrefacción y la consiguiente variación de las propiedades del fango, producción de gases), el diámetro de la tubería debe ser el mínimo posible.

— Peligro de obstrucción. Con diámetros muy pequeños y sobre todo en codos, válvulas, etc. siempre hay que contar con la formación de depósitos en la pared del tubo que, a lo largo del tiempo, pueden causar la obstrucción completa de la tubería. Por esta razón el diámetro de una conducción de fangos nunca debe ser inferior a 100 mm y preferiblemente a 150 mm.

— Diámetro más económico. El diámetro más económico de la tubería se obtiene a partir de la minimización de la suma de los costes anuales de explotación y de los costes de amortización de la inversión de todo el sistema.

— Adaptabilidad a cantidades variables de fango. Es evidente que todos estos criterios no pueden cumplirse a la vez en todos los casos. Generalmente la solución pasa por una adecuada elección de los tiempos de funcionamiento según las cantidades de fango producidas. Si la variación de las cantidades es demasiado grande es preciso examinar la conveniencia de prever dos o varias conducciones.

3.5. Material del tubo

En principio, cualquier material puede utilizarse para una conducción de fangos. Teniendo en cuenta que los problemas principales en el diseño de una tubería de fangos son las pérdidas de carga y, en consecuencia, la rugosidad de la pared del tubo, es evidente que existe una cierta preferencia hacia los tubos de pared lisa.

Los principales materiales disponibles en el mercado son: acero, fundición dúctil (con o sin revestimiento), fibrocemento, poliester reforzado de fibra de vidrio (PRFV) y, eventualmente, otros tubos de plástico. La elección del material más adecuado para un proyecto concreto depende de las necesidades de presión de trabajo, de las exigencias y posibilidades de mantenimiento y, evidentemente, de las disponibilidades económicas. Las tuberías de fibrocemento y algunos plásticos como el PVC tienen la ventaja de una pared relativamente lisa por lo que producen pérdidas de carga poco elevada, siendo, al mismo tiempo, las más económicas. Por otra parte, tienen limitaciones de presión (< 1 — 1,5 MPa). Para presiones altas, caso bastante común en transporte de fangos a gran distancia, se recomienda utilizar tuberías de acero o de fundición dúctil. Sin revestimiento, estas tuberías son bastante vulnerables a la corrosión y a la adherencia de las grasas en las paredes con el correspondiente aumento de la rugosidad y de las pérdidas de carga; en cambio, son muy competitivas en precio. Estas desventajas pueden compensarse mediante revestimiento interior de mortero de cemento (y a veces incluso por vitrificación) con el consecuente incremento del coste por ml. Las paredes muy lisas, de alta dureza y de buen acabado así como la ausencia del peligro de corrosión hace muy recomendables las tuberías de PRFV para transporte de fangos. Sin embargo, difícilmente pueden competir con el acero y la fundición para presiones superiores a 2—2,5 MPa.

3.6. Elección de las bombas

Para el transporte forzado de fangos a gran distancia se utilizan preferentemente los siguientes tipos de bombas: bombas centrífugas de rodete normal o desplazado (vórtice), bombas helicoidales, bombas de pistón y bombas de pistón y membrana, estas tres últimas de desplazamiento positivo.

Las bombas centrífugas de rodete desplazado son particularmente apropiadas para bombeo de fangos, siempre que la presión de trabajo sea inferior a 0,9—1 MPa. Las bombas centrífugas presentan ciertas desventajas en caso de fangos primarios crudos (peligro de obstrucción debido a sólidos gruesos, grasas) y fangos biológicos flotados (microburbujas). En estos casos, así como también en caso de un bombeo 'hacia abajo' (desnivel negativo), es preferible utilizar bombas de desplazamiento positivo. Las bombas helicoidales tienen la ventaja de un funcionamiento contínuo sin pulsaciones por lo que son particularmente aptas para la alimentación de filtros y centrífugas. Sus inconvenientes son las limitaciones en caudal y presión, así como el desgaste rápido del rotor y del estator debido al contacto directo con el fango que ocasiona frecuentes paradas y dificulta el funcionamiento contínuo del bombeo. Por esta misma razón y a pesar de las altas presiones de servicio, son relativamente poco utilizadas las bombas de pistón, típicas en transporte de hormigón. Para presiones altas (hasta 6 MPa) y concentraciones de sólidos elevadas (fangos viscosos), las bombas de pistón y membrana dan muy buen resultado. Estas bombas consisten en un circuito hidráulico propio (con agua o aceite) accionado por una bomba de pistón y que, a su vez, acciona una bomba de mebrana. Su gran ventaja es su fiabilidad en funcionamiento contínuo puesto que se evita el desgaste de las partes erosionables. Para atenuar las pulsaciones y vibraciones debidas tanto a variaciones de caudal como de velocidad, se prevén bombas de accionamiento doble o cuádruple, así como dispositivos amortiguadores especiales (Fig. 7).

3.7. Alineación de la conducción

Debido a las características particulares del líquido a vehicular, la alineación de una conducción de fangos, tanto en planta como en alzado, debe responder a una serie de criterios especiales. La alineación en planta debe ser lo más recti-

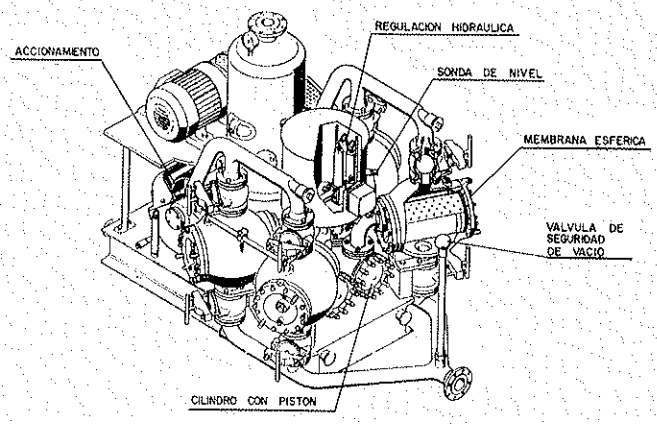


Figura 7.—Bomba de pistón y membrana de accionamiento cuádruple (del folleto de la firma ABEL Gmbh & Co, Essen, RFA, por cortesía de TEFSA, Barcelona).

línea posible. Los cambios de dirección pueden resolverse mediante tramos poligonales de radio elevado de manera que los ángulos entre tubo y tubo sean los más pequeños posibles. Para minimizar el peligro de obstrucciones y facilitar la limpieza de la tubería (con "diablos"), los codos inevitables deben ser del mayor radio posible (5-10 veces el diámetro del tubo como mínimo). En cuanto a la alineación en alzado, la condición esencial que deben cumplir las tuberías largas de fangos es que, en la medida de lo posible, se eviten los puntos altos que conducen a la formación de bolsas de aire o gas ya que las clásicas ventosas automáticas de las conducciones de agua funcionan muy mal con los fangos. La acumulación de gases desprendidos del fango y no purgados inmediatamente pueden poner en peligro la misma conducción. Por ello el perfil longitudinal de una conducción de fangos debe estudiarse con gran precaución, adoptando soluciones que permitan evitar los puntos altos y bajos: tramos aéreos y/o zanjas profundas.

3.8. Valvulería

Uno de los criterios básicos en el diseño de una tubería larga de fangos es el de reducir al máximo el peligro de atascos y taponamientos, por lo que el número, ubicación y tipología de las válvulas, ventosas, medidores de caudal y presión, etc. deben estudiarse cuidadosamente, limitando su uso a lo estrictamente necesario. Aparte de los puntos bajos inevitables, la distancia mínima de las arquetas de vaciado debe ser del orden de 2 km. No deben utilizarse piezas especiales con diámetro menor que el de la tubería. Para minimizar el peligro de formación de crostas de

fango y acumulación de materiales fibrosos, son particularmente recomendables las válvulas de bola con revestimiento interior de teflón o bien las válvulas de compuerta de paso integral, sin asientos, para los grandes diámetros. Las experiencias han mostrado la inviabilidad de las ventosas automáticas ya que sus aperturas se taponan por una crosta de fango en muy poco tiempo. Deben utilizarse pues válvulas de purga manuales o motorizados y accionados por telemando.

3.9. Instrumentación y control

Los parámetros a controlar en un transporte de fangos mediante bombeo son los siguientes: caudal, presión y concentración de sólidos. Por su superficie lisa y fácil colocación, son los caudalímetros electromagnéticos los más utilizados. La situación del medidor debe ser elegida de manera que el tubo quede siempre a sección llena. En conducciones largas es recomendable instalar medidores al principio y al final de la tubería y así, por diferencia entre ambas mediciones, poder detectar de forma inmediata fugas o roturas. A lo largo de la conducción es necesario prever arquetas de control (cada km aproximadamente) equipadas con tomas de presión. Los manómetros clásicos no son recomendables a causa de su sección reducida por lo que es preferible utilizar manómetros que eviten el contacto entre el mecanismo y el fango. La presión transmitida por el material elástico se mide luego por un manómetro normal.

La presión de las bombas se toma inmediatamente después del bombeo. Los medidores de concentración de sólidos en contínuo no son suficientemente fiables para controlar el bombeo. Por ello las estrategias de bombeo deben ajustarse durante un primer periodo de experimentación en función de las caídas de presión producidas en el primer tramo de control, estableciendo las correlaciones oportunas entre pérdidas de carga y la concentración de sólidos medida en laboratorio. Es recomendable también efectuar una campaña de mediciones viscométricas para hallar los parámetros reológicos del fango. El control de la tubería se realiza a partir de la estación de bombeo o el centro de control de la planta depuradora. Las señales se transmiten vía cable, teléfono o radio de los distintos puntos de control a un autómata central programado.

3.10. Limpieza de la tubería

Vista la importancia del efecto sobre las pérdidas de carga de los depósitos de sólidos y crostas de grasa, además de los anteriores criterios de diseño, es necesario también prever la posibilidad de limpiar la tubería. La limpieza puede realizarse mediante un lavado con agua a presión y/o haciendo pasar por el tubo dispositivos mecánicos llamados "diablos" o "cerdos". Estos pueden ser aparatos especialmente diseñados como los utilizados en oleoductos y gasoductos (normalmente equipados con cepillos y discos de plástico o de acero para cortar la crosta de la pared del tubo), bolas de plástico o de acero y objetos tan dispares como bolsas llenas de cubitos de hielo o un pan redondo (Sparr, 1.971). El diablo se introduce a través de una "té" y se retira en la próxima arqueta de control o al final de la conducción. Para eliminar fuertes crostas de grasa, se han utilizado diferentes agentes químicos, entre ellos disolventes a base de creosota (Fisichelli, 1.970).

La frecuencia de limpieza necesaria de una tubería de fangos depende de los distintos factores que afectan la formación de la crosta; en términos generales puede ir de una semana a un mes aunque hay tuberías que funcionan bien y no se han limpiado nunca (Mulbarger et al., 1.981).

4. APLICACION AL DISEÑO DEL BOMBEO DE FANGOS MONTCADA-BESOS (BARCELONA)

El cálculo de las pérdidas de carga y la aplicación de los anteriores criterios de diseño se ilustran por el proyectado bombeo de fangos entre las plantas depuradoras de Montcada y Besós del PESM de Barcelona.

La depuradora de Montcada, situada en la margen izquierda del río Besós enfrente del núcleo urbano del municipio de Montcada i Reixac ha sido diseñada para una población actual de 250.000 hab. y futura de 600.000 hab. correspondientes a unos caudales medios de 72.500 y 180.000 m^3/d. Se prevé un tratamiento físico-químico con coagulantes y polielectrolito en 1.ª fase y un tratamiento biológico en 2.ª fase. La producción de fangos ha sido estimada en las diferentes fases de implantación de la planta, actual 1.ª fase: 16.500 kg MS/día primarios sin reactivos y 24.800 kg MS/día físico-químicos; actual 2.ª fase: 27.200 kg MS/día mixtos; futuro:

68.100 kg MS/día mixtos. Se prevé el espesamiento de los fangos: los primarios por gravedad a 7% de concentración de sólidos y los activados mediante flotación por aire a 4% de concentración de sólidos.

Por diversas razones que desaconsejan el tratamiento y destino final de los fangos en la misma planta o en sus inmediaciones, se ha optado por su transporte por tubería a la planta Besós (capacidad: 630.000 m^3/día) donde, junto con los fangos allí producidos, se procederá a su acondicionamiento y eliminación final. En principio se transportarían fangos mixtos y espesados. La práctica de disposición final actual es el vertido al mar mediante emisario submarino (longitud: 4 km; profundidad de vertido: 55 m; diámetro: 400 mm) que en un futuro próximo probablemente se sustituirá por la incineración.

El trazado elegido para la conducción de fangos discurre en su mayor parte por la margen derecha del río Besós y tiene una longitud de 8.550 m y es esencialmente rectilíneo con sólo dos cambios de dirección importantes. El perfil longitudinal de la tubería es descendiente, con un desnivel negativo de 25 m. y ha podido ser diseñado sin puntos altos ni bajos disponiendo en los tramos conflictivos zanjas profundas o tramos aéreos (Fig. 8). Para evitar la puesta en vacío absoluto de la tubería, se ha previsto una chimenea en la llegada a la planta Besós que igualará el desnivel geométrico, por lo que la impulsión será prácticamente horizontal.

Como se ha explicado anteriormente, la solución óptima debe constituir un compromiso entre las velocidades mínimas, por un lado, y las alturas manométricas máximas, por otro. Asimismo, debe permitir el transporte de fangos a concentración de sólidos variable y sobre todo a concentraciones altas (7-8%). Las exigencias de presión a altas concentraciones apuntan hacia la aplicación de bombas de desplazamiento positivo de

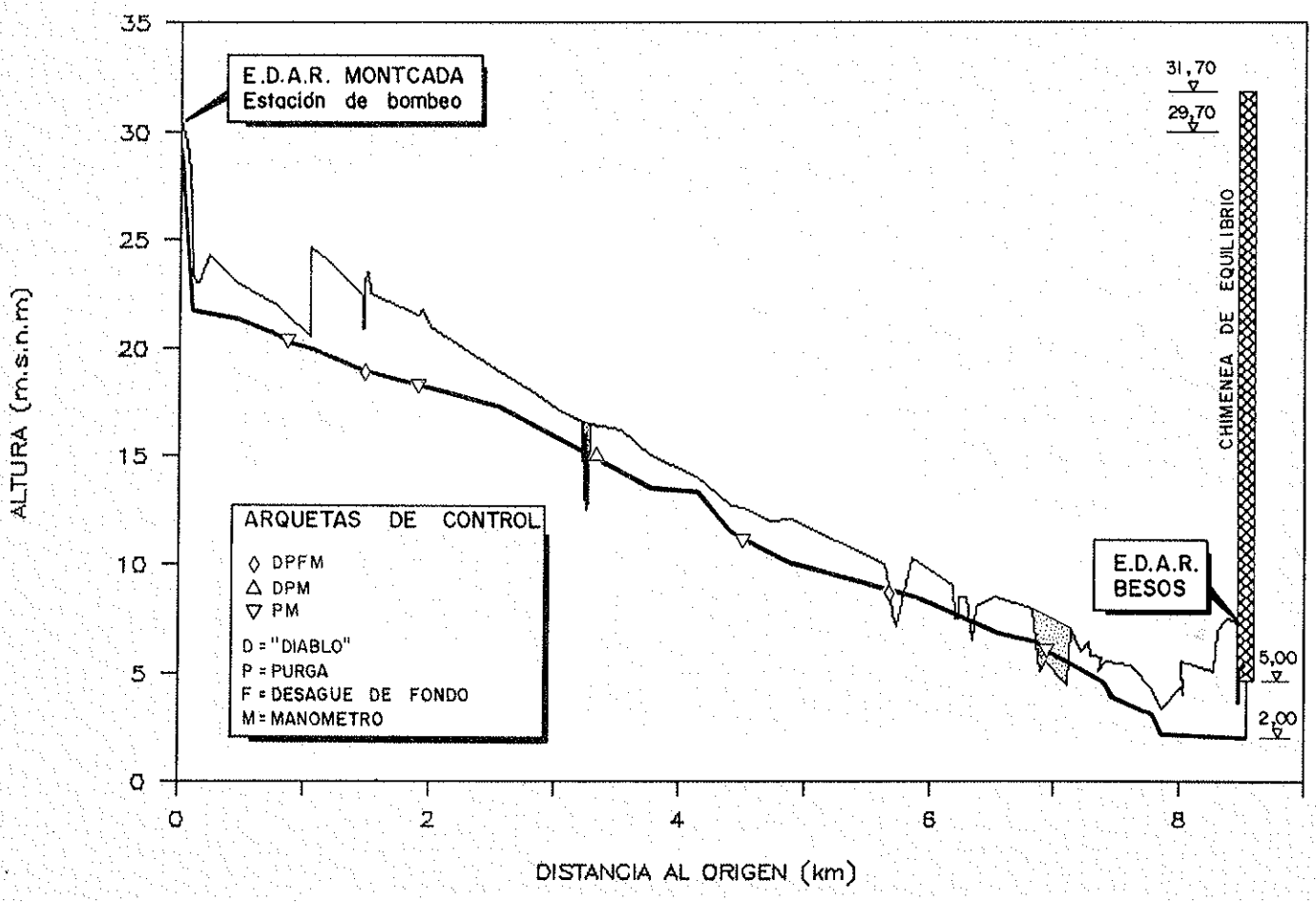


Figura 8.—Perfil longitudinal de la tubería de transporte de fangos Montcada-Besós (Barcelona).

pistón y membrana que además tienen la ventaja de elevar caudales constantes, no dependientes de las presiones producidas, una gran resistencia a la abrasión y fiabilidad de funcionamiento.

Las pérdidas de carga lineales han sido determinadas con el método descrito en el apartado 3.7. (Fig. 5). Como los caudales son variables en función de la concentración de sólidos, suponiendo una producción de fangos constante en kg MS/día, el diseño ha sido efectuado partiendo de distintos caudales unitarios y números de unidades así como de diferentes diámetros de conducción. La solución óptima ha sido seleccionada atendiendo a los criterios siguientes:

— Velocidades mayores de 1,0-1,2 m/s al menos durante algunas horas de funcionamiento.
— Alturas de elevación máximas del orden de 350 mCA (para una presión de servicio de las bombas de 4 MPa).
— Permitir el transporte de fangos en una amplia gama de concentraciones.
— Horas de funcionamiento razonables en función de los costes de energía.

Teniendo en cuenta las presiones máximas y la evolución futura de los caudales se ha adoptado una tubería de fundición dúctil con presión de trabajo de 5 MPa (K = 10), de Ø 200 mm de diámetro. El caudal unitario elegido de las bombas es de 70 m^3/h que proporciona unas velocidades de paso de 0,6 y 1,2 m/s con 1 y 2 unidades, respectivamente. Se instalan dos unidades y se reserva espacio para una tercera en el futuro. La altura manométrica de elevación máxima prevista es de 330 mCA para 8% de sólidos y en el caso llamado desfavorable (parámetros reológicos desfavorables en movimiento laminar). Se eligen bombas de 4 MPa de presión de servicio para un 20% de margen de seguridad y para cubrir el eventural aumento de presión en el futuro (360 m para un caudal de 210 m^3/h con 3 bombas). Con un rendimiento del 65%, la potencia consumida es de 117 kW por bomba y la instalada un 10% más, de 130 kW.

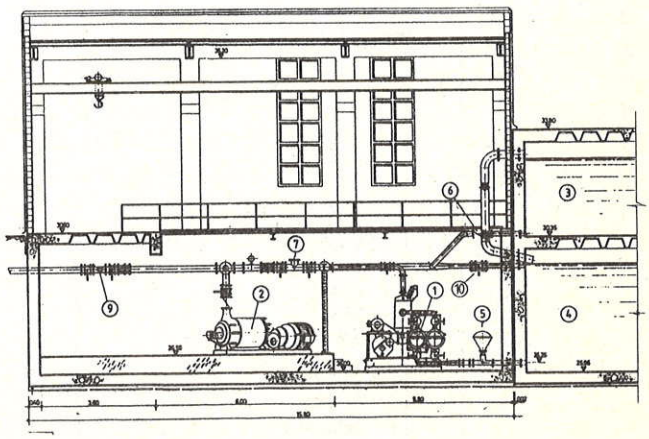
Las bombas serán de pistón y membrana, de accionamiento cuádruple y equipadas, entre otros, de circuito hidráulico interno de arranque, de una válvula de seguridad de vacío en la tubería de aspiración y amortiguadores de pulsaciones asegurando una buena atenuación de las vibraciones debidas tanto a variaciones de caudal como de velocidad.

El funcionamiento previsto del bombeo será esencialmente discontínuo; su duración diaria dependerá de la concentración de sólidos de la purga de espesadores para igual producción de fangos. La estrategia del bombeo se ajustará después de un primer periodo de experimentación, optimizándose los distintos parámetros en función de las pérdidas de carga producidas en la conducción y medidas en el primer tramo de control.

Se prevé la posibilidad de "lavar" la tubería con agua tratada mediante una bomba centrífuga de alta presión. En la estación de bombeo (Fig. 9) se dispondrá también de un dispositivo para introducir un "diablo" o "cerdo" de limpieza. Los controles previstos en cabeza incluyen tomas de presión y caudalímetro.

En caso de paradas repentinas de las bombas por caídas de tensión u otras causas, se dispondrá en la tubería de fangos un ramal de conexión, con clapeta antirretorno dispuesta inversamente para asegurar la inmediata entrada de agua en la tubería y evitar su puesta en vacío.

Para el control de las presiones de la tubería, se prevén arquetas de control distribuidas aproximadamente a razón de una arqueta/km, conteniendo, de forma general, manómetros de "manguito", "tés" con brida ciega para acceso y control, y válvulas de purga de aire manuales. Los puntos de control se distribuyen de manera que coinci-



① BOMBA DE PISTON Y MEMBRANA DE ACCIONAMIENTO CUADRUPLE.
② BOMBA CENTRIFUGA DE ALTA PRESION PARA LAVADO
③ DEPOSITO DE AGUA TRATADA
④ DEPOSITO DE FANGOS
⑤ CALDERIN DE ASPIRACION
⑥ VALVULAS ANTIRRETORNO
⑦ DISPOSITIVO PARA INTRODUCCION DE "DIABLO".
⑧ MEDIDOR DE PRESION
⑨ MEDIDOR DE CAUDAL
⑩ VALVULA PARA PURGA DE AIRE I GASES

Figura 9.—Estación de bombeos de fangos de la planta de Montcada.

dan con las acometidas controladas del interceptor de aguas residuales de la margen derecha del río Besós que discurre paralelamente a la conducción. Por cada punto de control se disponen instalaciones de automatismo local (PLC) que, a su vez, transmitirán las informaciones a los centros de control de las estaciones depuradoras de Montcada y Besós a través de una línea de telecomunicaciones proyectada.

5. CONCLUSIONES

1. El diseño óptimo de un transporte de fangos a gran distancia por tubería requiere la estimación correcta de las pérdidas de carga teniendo en cuenta las variaciones probables de las características físicas y reológicas del fango y la consideración minuciosa de los elementos de diseño controlables por el proyectista.

2. Los fangos de depuradora son fluídos que, a partir de una cierta concentración de sólidos (4—5%), exhiben un comportamiento no newtoniano. Su viscosidad no es constante, sino depende de las características a menudo incontrolables de fango.

3. La manera óptima de diseñar un bombeo de fangos es forzar velocidades lo suficientemente altas como para asegurar el movimiento turbulento y prever pérdidas de carga de un 50% más elevadas que las que se producen en un fluído newtoniano (agua). Debe tenerse en cuenta que la dificultad de alcanzar las condiciones turbulentas aumentan enormemente a partir de 4-5% de concentración de sólidos. Para la determinación de las pérdidas de carga lineales en movimiento laminar se propone un método práctico basado en el comportamiento no newtoniano y en las características reológicas reales del fango, utilizando el modelo de fluencia binghamiano. La presión de servicio de las bombas y de la tubería deben elegirse a partir de la combinación más desfavorable de los parámetros reológicos (caso llamado desfavorable).

4. Los elementos de diseño controlables por el proyectista incluyen:

a) La adopción de velocidades de paso adecuadas mediante la elección de los caudales unitarios de las bombas y del diámetro y material de la conducción.

b) La adecuación de la concentración de sólidos mediante el control de las instalaciones de purga y de tratamiento de fangos.

c) La alineación correcta de la tubería en planta y en alzado para evitar obstrucciones y daños en la conducción.

d) La adopción de una estrategia de bombeo adecuada (caudales, concentración de sólidos, horas de funcionamiento).

e) La limpieza y mantenimiento de la tubería (lavado, 'diablos', purgas de aire y gases).

f) La previsión de instalaciones de supervisión y control.

5. Finalmente, todas estas consideraciones se ilustran a través de su aplicación al diseño del transporte de fangos proyectado entre las plantas depuradoras de Montcada y Besós pertenecientes al PESM. La tubería tiene una longitud de 8.550 m, su diámetro es de Ø 200 mm y es de material de fundición dúctil. Se prevén dos bombas de pistón y membrana de accionamiento cuádruple con una capacidad unitaria de 70 m^3/h y 4 MPa de presión de servicio capaces de impulsar fangos espesados de hasta el 8% de concentración de sólidos.

6. AGRADECIMIENTOS

El contenido del presente trabajo ha sido desarrollado durante la realización del Proyecto del colector-interceptor de la margen derecha del Río Besós, promovido y gestionado por la Empresa Metropolitana de Sanejament (EMSSA) y redactado por AQUA/PLAN, S.A. El proyecto ha sido dirigido por los Ingenieros de Caminos Antoni Sala y Fernando Gutiérrez de EMSSA. Los autores expresan su gratitud a Michel Bürli de la Sociedad Degrémont (Rueil, Francia) por la valiosa ayuda prestada en la definición de las obras contenidas en el citado proyecto.

7. REFERENCIAS

ANNEN, G. (1.963), Zur Berechnung der Reibungsverluste von Klarschlamm, Das Gas-und Wasserfach, 104. Jahrg., Heft 12, 342-346.

BINNIE & PARTNERS (1.971), "Appendices to report on a sludge pipeline scheme", Sludge Disposal Consortium of South Lancashire and North Cheshire, England.

COMISION DE LAS COMUNIDADES EUROPEAS (1.989), Propuesta de Directiva del Consejo sobre el tratamiento de las aguas residuales municipales, COM (89) 519 final, Diario Oficial de las Comunidades Europeas, n.º C300, Bruselas, 29 noviembre 1.989.

FISICHELLI, A.P. (1.970), Raw sludge pumping problems and interdisciplinary solutions, Journal of the Water Pollution Control Federation, Vol. 42, No. 11, 1.916-1.921.

HANITSCH, P.H. (1.981), Rohrreibungsverluste bei der Forderung von Klarschlamm, Korrespondanz Abwasser, 28. Jahrg., 7/81, 493-497.

HOLLAND, F.A. (1.973), *Fluid flow for chemical engineers*, Edward Arnold (Publishers), Ltd., London.

METCALF-EDDY (1.985), Ingeniería sanitaria, Editorial Labor, S.A., Barcelona.

METZNER, A.B. (1.961), Flow of non-Newtonian fluids, in: *Handbook of fluid dynamics* (ed. V.L. STETTNER), Mc Graw Hill Book Company, New York-Toronto-London.

MULBARGER, M.C., COPAS, S.R., KORDIC, J.R., CASH, F.M. (1.981), Pipeline friction losses for wastewater sludges, Journal of the Water Pollution Control Federation, Vol.53, No. 8, 1.303-1.313.

O'BRIEN, J.S., JULIEN, P.Y. (1.987), Laboratory analysis of mudflow properties, Journal of Hydraulic Engineering, vol. 114, No. 8, pp. 877-887.

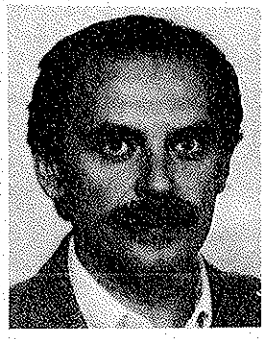
RAYNES, B.C. (1.970), Economic transport of digested sludge slurries, Journal of the Water Pollution Control Federation, Vol. 42, No. 7, 1.379-1.386.

SPARR, A.E. (1.971), Pumping sludge long distances, Journal of the Water Pollution Control Federation, Vol. 43, N.º 8, 1.702-1.711.

SWAMEE, P.K., JAIN, A.K. (1.976), Explicit equations for pipe-flow problems, Journal of the Hydraulics Division, ASCE, Vol. 102, No. HY5, 657-664.

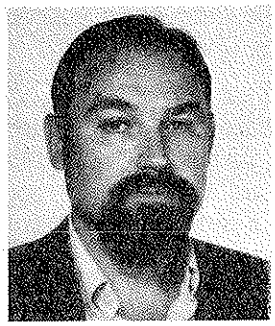
VESILIND, P.A. (1.974), *Treatment and disposal of wastewater sludges*, Ann Arbor Science Publishers Inc., Ann Arbor, Mich., USA.

Zsigmond Kovács Dani



Ingeniero Civil por la Universidad Politécnica de Budapest, Hungría (1974). Ingeniero de Caminos, Canales y Puertos por la Universitat Politècnica de Catalunya (1986). Subdirector y Coordinador del Area de Ingeniería Hidráulica de AQUA/PLAN, S.A. Toda su vida profesional la ha dedicado a la realización de estudios y proyectos en diversos campos de la ingeniería hidráulica y sanitaria en varios países, principalmente en Hungría, Argelia y España.

Jesús Vivar Cantallops



Arquitecto Superior por la ETSA de Barcelona (1973), Aparejador y Arquitecto Técnico. Pertenece a la plantilla de AQUA/PLAN, S.A., desde el año 1968. Su experiencia laboral está dedicada casi en exclusividad al proyecto y dis- exclusividad al proyecto y diseño de obras hidráulicas y de plantas de tratamiento de aguas potables, depósitos, estaciones depuradoras de aguas residuales, alcantarillados y colectores. Está desarrollando tareas de investigación en el campo de la corrosión de armaduras del hormigón armado con adiciones activas.