



Influência do Custo de Bombeamento em Cenários de Reutilização Hídrica na Indústria: Estudo de Caso de uma Refinaria de Petróleo

Allan Tonani Borges

Larissa da Silva Sardinha

Projeto de Final de Curso

Orientadores

Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.

Reinaldo Coelho Mirre, M.Sc.

Outubro de 2009

**INFLUÊNCIA DO CUSTO DE BOMBEAMENTO EM CENÁRIOS
DE REUTILIZAÇÃO HÍDRICA NA INDÚSTRIA: ESTUDO DE
CASO DE UMA REFINARIA DE PETRÓLEO**

Allan Tonani Borges

Larissa da Silva Sardinha

Projeto de Final de Curso submetido ao Corpo Docente da Escola de Química, como parte dos requisitos necessários para a obtenção do grau de Engenheiro Químico.

Aprovado por:

André Rodrigues Pereira, M.Sc.

Prof^a. Fabiana Valéria da Fonseca Araujo, D.Sc.

Bernadete E. P. da Costa Delgado, D.Sc.

Cauê Torres de O. Guedes Costa, Eng.

Orientado por:

Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.

Reinaldo Coelho Mirre, M.Sc.

Rio de Janeiro, RJ - Brasil

Outubro de 2009

Borges, Allan Tonani; Sardinha, Larissa da Silva.

Influência do Custo de Bombeamento em Cenários de Reutilização Hídrica na Indústria: Estudo de Caso de uma Refinaria de Petróleo / Allan Tonani Borges, Larissa da Silva Sardinha. Rio de Janeiro: UFRJ/EQ, 2009.

x, 110 p.; il.

(Projeto Final de Curso) – Universidade Federal do Rio de Janeiro, Escola de Química, 2009. Orientadores: Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Reinaldo Coelho Mirre.

1. Efluentes. 2. Minimização. 3. Custo de Bombeamento. 4. Projeto Final de Curso. (Graduação – UFRJ/EQ). 5. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa e Reinaldo Coelho Mirre.

I. Título.

Dedicamos a conclusão do nosso projeto final a Deus que sempre esteve presente em
nossas vidas e a todos os que nos apoiaram nesta trajetória.

Muito Obrigado!

AGRADECIMENTOS

Allan

Agradeço aos meus pais, por terem fornecido a estrutura de educação, saúde e princípios morais necessários para eu chegar até aqui, agradeço principalmente a minha mãe por sempre ter me apoiado incondicionalmente em todos os momentos.

Agradeço aos meus avós pelo grande carinho e por estarem sempre presente.

Aos orientadores que foram mais do que professores, sem vocês este trabalho não seria possível.

Larissa

Agradeço aos meus pais por estarem sempre ao meu lado, me apoiando nos momentos mais difíceis, por me ensinarem a ser determinada e forte, sem perder o respeito pelas pessoas. Dedico a vocês esta vitória!

Agradeço a minha irmã (Lu) pelo carinho e companheirismo.

Agradeço aos meus familiares e amigos que torceram muito por mim.

Agradeço aos meus orientadores pelo apoio e auxílio, dedicação e ensinamentos, e principalmente por acreditarem no nosso trabalho. Muito Obrigada!

Resumo do Projeto Final apresentado à Escola de Química como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Engenheiro Químico.

**INFLUÊNCIA DO CUSTO DE BOMBEAMENTO EM CENÁRIOS DE
REUTILIZAÇÃO HÍDRICA NA INDÚSTRIA: ESTUDO DE CASO DE UMA
REFINARIA DE PETRÓLEO**

Allan Tonani Borges

Larissa da Silva Sardinha

Outubro, 2009.

Orientadores: Prof. Fernando Luiz Pellegrini Pessoa, D.Sc.

Reinaldo Coelho Mirre, M.Sc.

A escassez da água, o alto custo do tratamento de efluentes e a real cobrança pelo uso e descarte da água vêm preocupando a sociedade e incentivando pesquisas na área de otimização do uso da água e minimização de efluentes. A indústria de refino de petróleo é um dos usuários de água de grande potencial e, conseqüentemente, gera volumes significativos de efluentes. Visando reduzir os impactos causados por estes empreendimentos, foram desenvolvidas diversas metodologias envolvendo reúso de água.

O presente trabalho faz uso de um procedimento algorítmico, o Diagrama de Fontes de Água, em desenvolvimento na Escola de Química / UFRJ, para realizar o reúso de água no sistema de utilidades de uma refinaria. Foram considerados quatro parâmetros (cloro, amônia, pH e fenol) simultaneamente, gerando diferentes fluxogramas onde foi obtida uma redução máxima de até 19,12% na vazão.

Muitos trabalhos existentes na literatura envolvendo a reutilização de água não consideraram o custo com tubulações, bombas e tanques equalizadores, ou seja, todo o custo adicional ocasionado pela nova configuração gerada para a reutilização hídrica.

O objetivo deste trabalho é avaliar a influência dos custos adicionais gerados pelo rearranjo das tubulações, e assim analisar a viabilidade dos cenários propostos pelo método de minimização de água. O estudo avaliou o custo do cenário base e de três cenários alternativos, traçando um comparativo entre o custo com os equipamentos adicionados e sem os mesmos.

SUMÁRIO

Capítulo 1 – INTRODUÇÃO -----	1
Capítulo 2 – DFA: UMA FERRAMENTA TECNOLÓGICA PARA A GERAÇÃO DE CENÁRIOS DE REUTILIZAÇÃO HÍDRICA -----	4
2.1 – Integração de Processos	4
2.2 – Cálculo do fator de atrito e perda de carga	7
2.3 – O procedimento algorítmico Diagrama de Fontes de Água	9
2.3.1 – DFA para múltiplos contaminantes: máximo reúso	13
Capítulo 3 – PROCEDIMENTO PARA CÁLCULO DE SISTEMA DE BOMBEAMENTO -----	16
3.1 – Determinação do diâmetro e da velocidade real	17
3.2 – Cálculo do fator de atrito e perda de carga	19
3.2.1 – Cálculo do fator de atrito	21
3.2.2 – Cálculo da perda de carga distribuída	22
3.2.3 – Cálculo da perda de carga localizada	23
3.2.4 – Cálculo da perda de carga total	23
3.3 – Dimensionamento das bombas	24
3.3.1 – A Equação de Bernoulli	24
3.3.2 – Pressão na sucção da bomba	24
3.3.3 – Pressão na descarga da bomba	25
3.3.4 – Altura manométrica total (AMT)	25
3.3.5 – Potência hidráulica	26
3.3.6 – Potência do motor	26
3.3.7 – Determinação do NPSH	26
3.3.8 – Seleção do tipo de bomba	28
Capítulo 4 – ESTUDO DO CASO BASE: REFINARIA ISAAC SABBÁ -----	30
4.1 – Descrição dos Processos da Refinaria	30
4.2 – Instalações consumidoras de água e geradoras de efluentes	31
4.3 – Cenário Base	34
Capítulo 5 – AVALIAÇÃO DOS CENÁRIOS ALTERNATIVOS -----	40
Capítulo 6 – AVALIAÇÃO ECONÔMICA -----	63
6.1 – Investimento total	64
6.2 – Custo operacional total	70

6.3 – Custo total anual	72
Capítulo 7 – CONCLUSÃO E SUGESTÕES	76
Referências Bibliográficas	78
Anexos	81

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Abordagens da Integração de Processos	6
Figura 2.2 – Equipamento de Transferência de Massa	11
Figura 2.3 – Representação do Diagrama de Fontes de Água (passo1)	11
Figura 2.4 – Representação do Diagrama de Fontes de Água (passo2)	12
Figura 2.5 – Representação do Diagrama de Fontes de Água (passo3)	12
Figura 2.6 – Representação no Diagrama de Fontes de Água das vazões consumidas (passo 4)	13
Figura 2.7 – Rede de transferência de massa para máximo reuso correspondente ao diagrama da Figura 2.6	13
Figura 3.1 – Sequência de cálculo para dimensionamento de sistema de bombeamento e seleção de diâmetros	17
Figura 3.2 – Diâmetros nominais e Schedules da tubulação	18
Figura 3.3 – Sequência para o cálculo do diâmetro e velocidade real do fluido	19
Figura 3.4 – Curva característica da bomba	28
Figura 3.5 – Sequência de cálculo para dimensionamento de bombas	29
Figura 4.1 – Esquema de refino	31
Figura 4.2 – Esquema do consumo de água	32
Figura 4.3 – Fluxograma de blocos do consumo de água na refinaria	35
Figura 5.1 – Fluxograma gerado pelo DFA para o primeiro caso	44
Figura 5.2 – Fluxograma gerado pelo DFA para o segundo caso	45
Figura 5.3 – Fluxograma gerado pelo DFA para o terceiro caso	46
Figura 5.4 – Fluxograma de blocos do sistema de utilidades gerados a partir da Figura 5.1	48
Figura 5.5 – Fluxograma de blocos do sistema de utilidades gerados a partir da Figura 5.2	53

Figura 5.6 – Fluxograma de blocos do sistema de utilidades gerados a partir da Figura 5.3	58
Figura 6.1 – Gráfico para comparação dos resultados da avaliação econômica	76

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Dados do problema exemplo	10
Tabela 3.1 – Velocidades máximas recomendadas para escoamento de líquido	17
Tabela 4.1 – Concentração dos contaminantes nas operações da refinaria	33
Tabela 4.2 – Cálculo do Diâmetro da tubulação e da velocidade real para o caso base	36
Tabela 4.3 – Comprimento da tubulação e seus acidentes no caso base	37
Tabela 4.4 – Cálculo da perda de carga total no caso base	38
Tabela 4.5 – Cálculo das pressões na sucção e descarga das bombas do caso base	39
Tabela 4.6 – Cálculo das bombas do caso base	39
Tabela 5.1 – Dados do sistema a ser analisado	41
Tabela 5.2 – Tratamento de amônia, eficiência e custo	42
Tabela 5.3 – Cálculo do Diâmetro da tubulação e da velocidade real para o caso I	49
Tabela 5.4 – Comprimento da tubulação e seus acidentes no caso I	50
Tabela 5.5 – Cálculo da perda de carga total no caso I	51
Tabela 5.6 – Cálculo das pressões de sucção e descargas das bombas do caso I	52
Tabela 5.7 – Cálculo das bombas do caso I	52
Tabela 5.8 – Cálculo do Diâmetro da tubulação e da velocidade real para o caso II	54
Tabela 5.9 – Comprimento da tubulação e seus acidentes no caso II	55
Tabela 5.10 – Cálculo da perda de carga total no caso II	56
Tabela 5.11 – Cálculo das pressões na sucção e descarga das bombas do caso II	57
Tabela 5.12 – Cálculo das bombas do caso II	57
Tabela 5.13 – Cálculo do Diâmetro da tubulação e da velocidade real para o caso III	59
Tabela 5.14 – Comprimento da tubulação e seus acidentes no caso III	60
Tabela 5.15 – Cálculo da perda de carga total no caso III	61
Tabela 5.16 – Cálculo das pressões na sucção e descarga das bombas do caso III	62
Tabela 5.17 – Cálculo das bombas do caso III	62

Tabela 6.1 – Cálculo do investimento total-----	65
Tabela 6.2 – Custo das bombas -----	67
Tabela 6.3 – Custo dos tanques de equalização-----	68
Tabela 6.4 – Custo do regenerador tipo Stripping -----	69
Tabela 6.5 – Preço de tubos de aço carbono com costura -----	69
Tabela 6.6 – Cálculo do custo de tubulação para os diferentes casos-----	70
Tabela 6.7 – Resultado do cálculo do investimento total-----	70
Tabela 6.8 – Dados adicionais para a Análise Econômica -----	71
Tabela 6.9 – Cálculo do custo operacional -----	72
Tabela 6.10 – Resultado do cálculo do custo operacional-----	72
Tabela 6.11 – Dados referentes aos fluxogramas gerados no Capítulo 5 -----	74
Tabela 6.12 – Custo total anual -----	74
Tabela 6.13 – Comparação dos resultados -----	75

CAPÍTULO 1

INTRODUÇÃO

A água é fundamental para o planeta; mais que um insumo indispensável à produção e um recurso estratégico para o desenvolvimento econômico. Ela é vital para a manutenção dos ciclos biológicos, geológicos e químicos, que mantêm em equilíbrio os ecossistemas. Atualmente, especula-se sobre a possibilidade da escassez deste recurso vital se tornar motivo de guerras entre países. É preciso haver consciência de que, exceto no caso de regiões do planeta em que há uma limitação natural da quantidade de água doce disponível, na maioria dos países o problema não é a quantidade, mas sim a qualidade desse recurso, cada vez pior devido ao mau uso e à sua gestão inadequada.

O uso mais importante da água é para o consumo humano (10%), mas destacam-se outros como: o uso industrial e a geração de energia (20%); e a irrigação (cerca de 70%), que representa a utilização mais intensa da água (COSTA e BARROS JÚNIOR, 2005). Dentre os principais consumidores industriais de água está a indústria do petróleo. A água é utilizada em praticamente todo o processo de refino de petróleo, principalmente nas unidades de dessalgação e resfriamento.

Segundo Sittling (*apud* PERES, 2003), os efluentes gerados em uma refinaria contêm grandes quantidades de óleo, enxofre, compostos nitrogenados e metais, e que são, normalmente, despejados em um corpo receptor. Nesse sentido, a resolução CONAMA (Conselho Nacional do Meio Ambiente) nº 357 de 2005, dispõe sobre a classificação dos corpos de água e diretrizes ambientais para o seu enquadramento, bem como estabelece as condições e padrões de lançamento de efluentes.

Para reduzir o impacto causado pelas etapas do processo de refino e para a adequação às novas legislações ambientais, o reúso vem sendo apontado como uma alternativa viável, tornando-se um tema muito referenciado em diversos trabalhos da literatura (GOMES, 2002; DELGADO, 2003; MIRRE, 2007). A reutilização da água por uma refinaria de petróleo pode ser considerada uma ação preventiva de combate à poluição, uma vez que contribui para a diminuição do consumo de água e da quantidade de efluentes despejados nos corpos d'água, contribuindo para a melhoria da qualidade dos mesmos.

De modo geral, a técnica de reúso de água propõe um realinhamento das correntes existentes no processo para um melhor aproveitamento da utilidade. Neste realinhamento, há implantação de novas bombas, tubulações e tanques equalizadores. Estes elementos são muito importantes, pois possibilitam a recirculação da água de volta para o processo, por isso devem ser considerados de forma mais efetiva.

As bombas podem ser definidas como máquinas operatrizes hidráulicas que conferem energia ao líquido com a finalidade de transportá-lo de um ponto para outro. Para que haja este transporte, é necessário que o uso de tubulações compatíveis com as condições de processo, como pressão e velocidade do líquido.

Tendo em vista a importância do sistema de bombeamento em processos industriais, o presente trabalho pretende analisar a influência da incorporação deste sistema no custo total anual, traçando um comparativo entre o caso base e os cenários de reúso de água.

Os cenários gerados através da aplicação do método Diagrama de Fontes de Água (DFA) a uma refinaria de petróleo são avaliados e selecionados de acordo com o menor custo, ou maior redução do consumo de água e efluentes aquosos gerados. Neste trabalho, a avaliação dos cenários irá considerar o custo adicional ocasionado pelos elementos implementados ao sistema a partir da aplicação do DFA, e assim caracterizar qual a influência desta aquisição na avaliação econômica. Ou seja, será analisado se estas considerações podem ou não impactar na inviabilidade do método.

O presente trabalho encontra-se estruturado em sete capítulos, incluindo este capítulo introdutório. No segundo capítulo é apresentada uma definição de Integração de Processos, os fundamentos teóricos da metodologia utilizada, o DFA. Além disso, é feita uma breve revisão bibliográfica sobre o diagrama de fontes de água, apresentando os estudos mais importantes e sua evolução. No terceiro capítulo, foi gerado um procedimento de cálculo capaz de dimensionar as linhas e bombas pertencentes ao sistema analisado. O quarto capítulo apresenta uma breve descrição dos processos de produção da Refinaria Isaac Sabbá (REMAN), é feita uma avaliação do sistema de bombeamento no cenário base com auxílio do fluxograma de processo desenvolvido e dos isométricos das tubulações de água, gerados a partir de um fluxograma de blocos das instalações consumidoras de água. Já no quinto capítulo, é aplicado o procedimento algorítmico do Diagrama de Fontes de Água para múltiplos contaminantes, gerando cenários alternativos de reúso de água. Com isso, foi possível traçar um comparativo entre o caso base e os cenários. No sexto capítulo, uma avaliação econômica foi realizada para que fosse possível escolher a melhor opção de reutilização, e assim analisar a viabilidade dos cenários propostos por Higa e Penha (2006). Por fim, no sétimo capítulo são apresentadas as conclusões sobre o trabalho desenvolvido e as sugestões para estudos futuros.

CAPÍTULO 2

DFA: UMA FERRAMENTA TECNOLÓGICA PARA A GERAÇÃO DE CENÁRIOS DE REUTILIZAÇÃO HÍDRICA

2.1 Integração de Processos

A Engenharia de Processos tem como foco o projeto de processos químicos, a partir da decisão de produzir determinado produto, mediante um plano bem definido para a construção e a operação de uma instalação industrial (PERLINGEIRO, 2005). Trata-se do seqüenciamento de um conjunto numeroso e diversificado de ações sistematizadas voltadas para o auxílio da execução do projeto de processos, e que se divide em duas etapas tradicionais: a análise e a síntese de processos. Na análise, o objetivo está em prever o desempenho físico e econômico de um processo já existente (em operação) ou ainda inexistente (em fase de projeto). Já a síntese consiste em gerar os fluxogramas plausíveis para um processo a partir do conjunto de equipamentos adequados para a finalidade a que se destinam, buscando o alcance da melhor estrutura (fluxograma).

A Integração de Processos (IP) surgiu como uma área da Engenharia de Processos para designar certas atividades orientadas para um sistema, no contexto dos processos químicos.

Seu advento é marcado pela necessidade de se desenvolver estudos ligados à recuperação de calor nos processos industriais (Integração Energética), com aplicações voltadas para a recuperação de calor rejeitado de uma turbina a gás, a campanha ótima do uso de um reator, a integração de um número de unidades de produção em uma refinaria de petróleo ou mesmo a integração completa de um complexo industrial (QUEIROZ e PESSOA, 2005). Anos mais tarde, teve seu enfoque ampliado para outras aplicações, como a síntese de redes de equipamentos de transferência de massa e, em particular, o gerenciamento hídrico em processos. Os benefícios da sua aplicação traduzem-se na generalidade em processos mais competitivos e atualizados em vários setores de atividade industrial, além de exercer um papel determinante na prevenção de danos ambientais através da redução da emissão de efluentes. A área de impacto da Engenharia Química alargou-se englobando não só o projeto de equipamento, mas também a Síntese e a Integração de todo o processo, baseadas em decisões particulares cujo interesse fulcral é a otimização técnico-econômica do conjunto do processo químico (RELVAS *et al.*, 2002).

A Síntese de Processos dispõe de uma abordagem sistemática para a seleção e a interconexão de operações unitárias, com a finalidade de desenvolver um fluxograma conceitual. A multiplicidade de soluções envolvida, dada as diferentes possibilidades de se estabelecer a estrutura de um processo (decorrente da natureza combinatorial – “explosão combinatoria”), torna esta etapa altamente dependente de fatores como a criatividade e a experiência.

A Figura 2.1 apresenta as abordagens da Integração de Processos (IP), segundo os campos de estudo referidos às integrações mássica e energética.

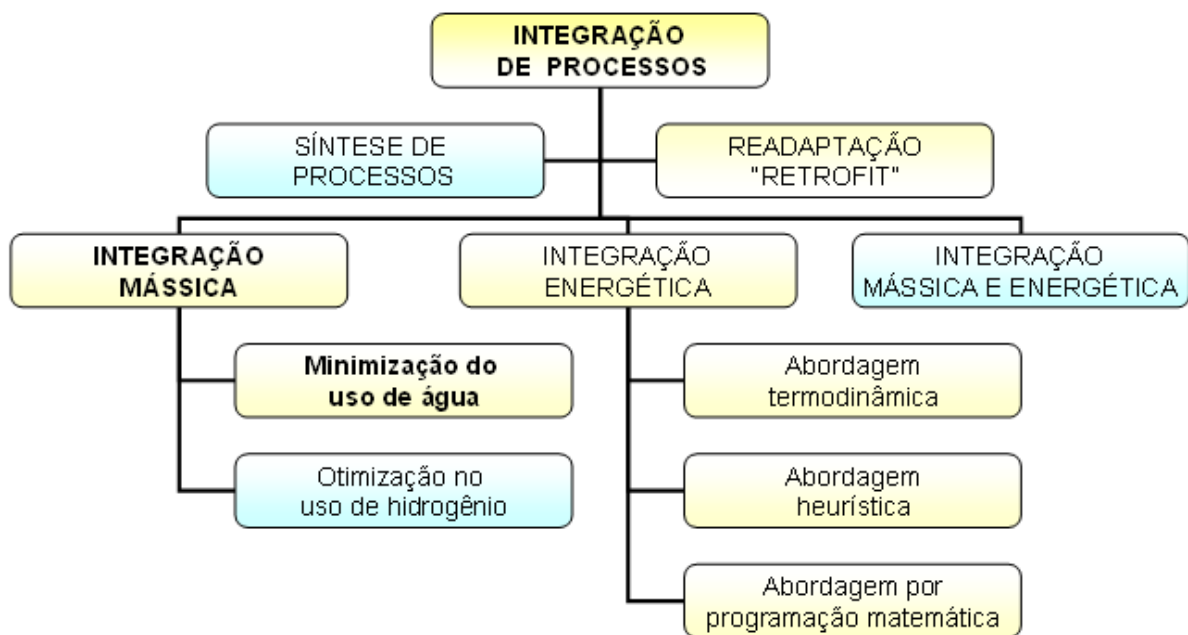


Figura 2.1 – Abordagens da Integração de Processos (www.teclim.ufba.br)

O fator chave para expansão da IP foi a aplicação dos conceitos básicos utilizados na Integração Energética em outras áreas, por analogia. Por exemplo, o uso destes conceitos para estudar redes de equipamentos de transferência de massa em geral e, em particular, no gerenciamento de água em processos. Sendo assim, a Integração de Processos tornou-se uma importante ferramenta para as indústrias, como principal estratégia para a tecnologia de planejamento e de projeto. Com isso, é possível reduzir significativamente o custo operacional de plantas existentes, enquanto os novos processos podem ser projetados com redução nos custos operacionais e de investimento (QUEIROZ e PESSOA, 2005). De acordo com Hallale (2001), a Integração de Processos cobre quatro grandes áreas de aplicação, dentre as quais: uso eficiente de matérias-primas; eficiência energética; redução de emissões; e operacionalidade do processo. Em cada uma das áreas citadas, o autor apresenta e relaciona as subdivisões referentes às respectivas aplicações industriais da Integração de Processos. Um dos maiores desafios desta especialidade está em assegurar a viável praticidade através da adoção de suas ferramentas metodológicas.

Dentre as ferramentas utilizadas para minimização do consumo de água e a geração de efluentes, o Diagrama de Fontes de Água (GOMES, 2002; GOMES *et al.*, 2007),

desenvolvido na Escola de Química da UFRJ, é um dos mais promissores e bem-sucedidos, especialmente pela sua simplicidade e praticidade nas aplicações. O método procura determinar a melhor combinação possível entre as correntes de efluentes aquosos dos diversos processos, com o objetivo de minimizar a geração total de efluentes e, com isso, os custos a eles vinculados. Para tanto, utiliza princípios da Tecnologia *Pinch* (LINNHOFF e HINAMARSH, 1993; WANG e SMITH, 1994) e incorpora um conjunto de regras heurísticas, as quais vem tendo constantes aprimoramentos, visando adequar-se ao máximo à realidade dos processos industriais.

2.2 DFA: Uma breve Revisão

Segundo Neto (2005 *apud* PEREIRA, 2007), as principais características dos métodos de integração de processos são: uso de regras heurísticas (conjunto de regras e métodos relacionados com a experiência), fundamentos termodinâmicos e técnicas de otimização matemática. Os trabalhos disponíveis na literatura distribuem-se em dois grupos, de acordo com o método sistemático de síntese utilizado: Programação Matemática e Procedimento Algorítmico. Os métodos de Programação Matemática resolvem problemas de otimização numérica equacionados por uma função objetivo. Já a categoria do procedimento algorítmico, utiliza a Tecnologia *Pinch* como ferramenta para se atingir os objetivos desejados, bem como a incorporação de regras heurísticas na identificação e análise das alternativas de minimização da vazão de água através de reúso e/ou reciclo das correntes.

Utilizando métodos baseados em programação matemática, Takama *et al* (1980) propôs uma solução de otimização do consumo de água em uma refinaria de petróleo. O trabalho resultou em uma superestrutura, considerando todas as possibilidades de reúso e regeneração. Porém, muitos parâmetros ainda necessitavam ser discutidos, além da falta de ferramentas computacionais da época que impossibilitou a simplificação da abordagem do problema.

Wang e Smith (1994), os precursores da aplicação dos conceitos da tecnologia do ponto de estrangulamento (Tecnologia *Pinch*) em sistemas de água e efluentes, desenvolveram um método gráfico para minimizar o consumo de água limpa utilizando o conceito de curva composta limite e transferência vertical no perfil limite de água obtido a partir de concentrações máximas de entrada e de saída de contaminantes. O método foi

aplicado a sistemas com um contaminante e múltiplos contaminantes, porém não é adequado para todas as situações. Uma das falhas deste método é a necessidade de dividir operações para atingir a meta de consumo mínimo de água, além disso, a presença de múltiplos contaminantes torna o método muito complexo.

Castro *et al.* (1999) propuseram uma metodologia na qual a meta de consumo mínimo de água de fontes externas fosse alcançada, maximizando o reúso. Assim o conceito de múltiplos pontos de estrangulamento (*pinch*) foi introduzido simultaneamente com a síntese da Rede de Transferência de Massa. Este método não é aplicado a casos de múltiplos contaminantes e, além disso, considera apenas o reúso como alternativa para reduzir a vazão de efluentes líquidos.

Gomes (2002) apresentou o procedimento algorítmico Diagrama de Fontes de Água (DFA) para minimização de efluentes aquosos, considerado como um aperfeiçoamento do trabalho de Castro e colaboradores. O DFA permitiu sintetizar redes de transferência de massa, sendo capaz de considerar diversas situações como: reúso; múltiplas fontes de água; perdas de vazão ao longo do processo; restrição de vazão; regeneração e reúso; e regeneração e reciclo. O algoritmo proposto por Gomes utiliza concentrações máximas de entrada e saída e desta forma possibilita a localização dos ótimos locais.

Delgado (2003), a fim de considerar a regeneração diferenciada dos contaminantes, propôs um novo procedimento para selecionar regeneradores com eficiência diferenciada para cada contaminante. As concentrações de água regenerada foram calculadas a partir da eficiência dos regeneradores selecionados. A concentração de água regenerada foi inserida no DFA como uma nova fonte de água externa para reúso ou reciclo.

Higa e Penha (2006) aplicaram o procedimento algorítmico do DFA, ao sistema de utilidades de uma refinaria de petróleo, por ser responsável pela maior parte do consumo total de água. Assim, levando-se em consideração quatro contaminantes/parâmetros (cloro, amônia, pH e fenol) conseguiram reduzir o consumo de água em cerca de 5,53%.

Santos (2007) automatizou o DFA através do desenvolvimento de programação em planilhas eletrônicas (MINEA – Minimização de Efluentes Aquosos). Além disso,

desenvolveu algoritmos para a escolha do contaminante e da operação de referência para os casos de múltiplos contaminantes.

Mirre (2007) aplicou o procedimento algorítmico DFA para o caso de uma refinaria de petróleo visando a meta de consumo mínimo de água de processo. No estudo foi considerada a avaliação de correntes com múltiplos contaminantes e foram propostos diferentes cenários, envolvendo reúso e/ou reciclo de correntes, incluindo regeneração. De acordo com a avaliação econômica realizada, uma redução de 20% nos custos totais foi obtida em virtude das configurações propostas.

Marques (2008) aplicou o DFA em indústrias dos diversos segmentos, verificando a viabilidade econômica dos cenários propostos no trabalho, considerando apenas o custo do tratamento de efluentes e o custo operacional para suprimento de água externa e para regeneração das correntes de efluentes. Através de seu trabalho foram verificadas boas indicações de viabilidade econômica em todos os cenários gerados, chegando a obter aproximadamente 92% de economia dos custos totais anuais.

Delgado (2008), utilizando o DFA, propôs algoritmos para a síntese de sistemas de regeneração e de tratamento final distribuído de efluentes, visando o consumo mínimo de água e a determinação e seleção da sequência de técnicas de tratamento. Outro algoritmo também foi desenvolvido (Diagrama de Fontes de Rejeitos) na síntese de tratamento distribuído, e considerou restrições como múltiplos contaminantes, múltiplos tratamentos, tratamentos com concentração de entrada máxima, tratamento com vazão máxima.

Na revisão bibliográfica realizada acima foi possível contextualizar sucintamente o surgimento do DFA e sua evolução ao longo dos anos; entretanto, existiam algumas necessidades a serem atendidas para que o método se aproximasse da realidade dos processos industriais. Neste sentido, Mirre (2007) e Marques (2008) realizaram avaliações econômicas nos cenários propostos em seus trabalhos e obtiveram reduções significativas no custo total anual. Porém, estas avaliações econômicas não consideraram elementos importantíssimos adicionados no realinhamento das correntes hídricas: tubulações, bombas e tanques de equalização. Portanto, essa necessidade em aprimorar a abordagem dos problemas, principalmente relativa a um estudo mais detalhado da avaliação econômica, é de grande importância para analisar a viabilidade da metodologia, uma vez que permite selecionar

cenários promissores de reutilização hídrica de modo mais completo e preciso, sob a ótica econômica.

2.3 O procedimento algorítmico Diagrama de Fontes de Água

O Diagrama de Fontes de Água (DFA) (GOMES, 2002; GOMES *et al.*, 2007) é um procedimento algorítmico-heurístico baseado em equações de balanço material e em regras heurísticas que procuram estabelecer conexões ótimas entre fontes e sumidouros de água, dentro do processo industrial. O procedimento divide o problema em intervalos de concentração, cujos limites são considerados como fontes internas de água, enquanto que a água primária e a água regenerada são definidas como fontes externas. As concentrações são ordenadas e representadas em um diagrama de concentrações. As regras heurísticas adotadas estabelecem que: i) as fontes externas são utilizadas somente na indisponibilidade de fontes internas; ii) é necessário que a maior quantidade de massa seja transferida dentro do intervalo de concentração; e iii) quando uma operação é dividida em vários intervalos, a prioridade de alocação provém da corrente da mesma operação. A metodologia gera fluxogramas de processos em diferentes situações de reúso e regeneração, incluindo reciclo. Possui ainda a vantagem da geração simultânea de fluxogramas alternativos para o processo.

Como exemplo de aplicação do procedimento DFA, a **Tabela 2.1** apresenta os dados necessários de vazão (f_k) e cargas de contaminantes das respectivas correntes. Os dados são do clássico problema apresentado no trabalho de Wang e Smith (1994), para o caso de máximo reúso, ou seja, considerando concentrações máximas de entrada e de saída do contaminante ($C_{ik,max}$, e $C_{fk,max}$) nas operações. A resolução deste problema pelo procedimento DFA encontra-se descrito detalhadamente no trabalho de Gomes (2002).

Tabela 2.1 – Dados do problema exemplo (WANG e SMITH, 1994)

Operação k	f_k (t/h)	$C_{ik,max}$ (ppm)	$C_{fk,max}$ (ppm)	Δm (kg/h)
1	20	0	100	2
2	100	50	100	5
3	40	50	800	30
4	10	400	800	4

A operação k representa um equipamento de transferência de massa, conforme representado na Figura 2.2. A corrente de processo na entrada da operação encontra-se rica em determinado contaminante, que é então transferido para a corrente aquosa no interior do equipamento (trocador de massa). A quantidade de contaminante transferido entre as correntes (Δm_k) é determinada pelo balanço de massa em relação ao contaminante (Equação 2.1).

$$\Delta m_k = G_k \cdot x(C_{PROC,ik} - C_{PROC,fk}) = f_k \cdot x(C_{fk} - C_{ik}) \quad (2.1)$$

onde C é dado em ppm, G e f em t/h, e, portanto, Δm em g/h.

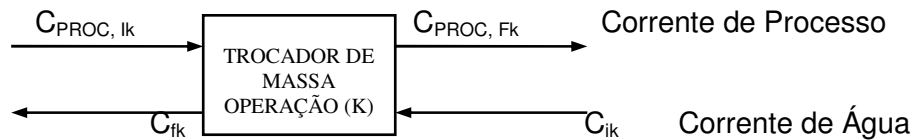


Figura 2.2 – Equipamento de transferência de massa

O procedimento proposto é apresentado a seguir de forma seqüencial.

Passo 1: ordem crescente de concentração e definição dos intervalos de concentração

$$C' = C'_{fea} \cup C'_{fia} = C' = \{0, 50, 100, 400, 800\}$$

onde:

C' – concentração de todas as fontes disponíveis de água

C'_{fea} – concentração da fonte externa

C'_{fia} – concentração da fonte interna

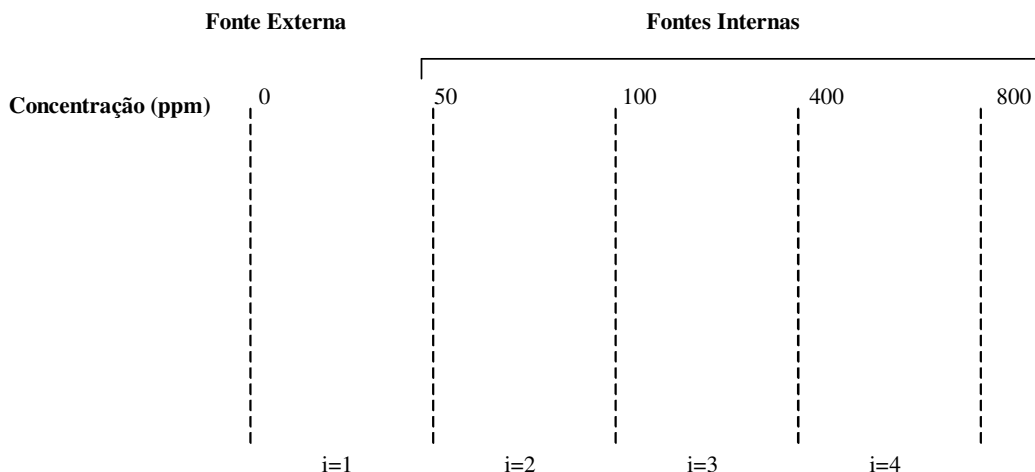


Figura 2.3 – Representação do diagrama de fontes de água (passo 1)

Passo 2: identificar as operações no DFA, delimitando a concentração de entrada e de saída através de uma seta, onde a ponta da seta indica a concentração de saída.

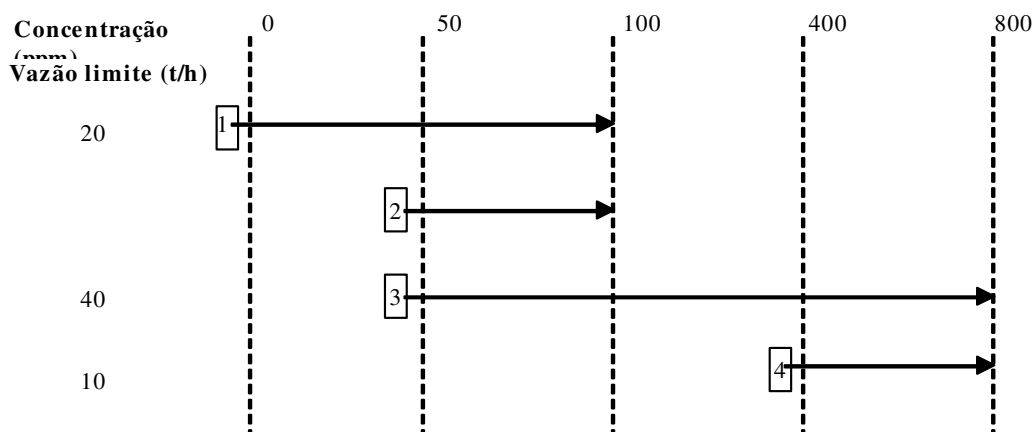


Figura 2.4 – Representação das operações no diagrama de fontes de água (passo 2)

Passo 3: A quantidade de massa transferida em cada processo k e em cada intervalo i (Δm_{ki}) é calculada pela Equação 2.2.

$$\Delta m_{ki} = f_k x (C_{fi} - C_{ii}) \quad (2.2)$$

onde C_{fi} é a concentração final do intervalo i, C_{ii} é a concentração inicial do intervalo i, f_k é a vazão mássica limite da corrente k, $k=1, \dots, Nop$ e $i=1, \dots, Nint$. Os resultados obtidos para o

problema exemplo podem ser observados na Figura 2.4 entre parênteses sobre as setas, sendo expressos em kg/h.

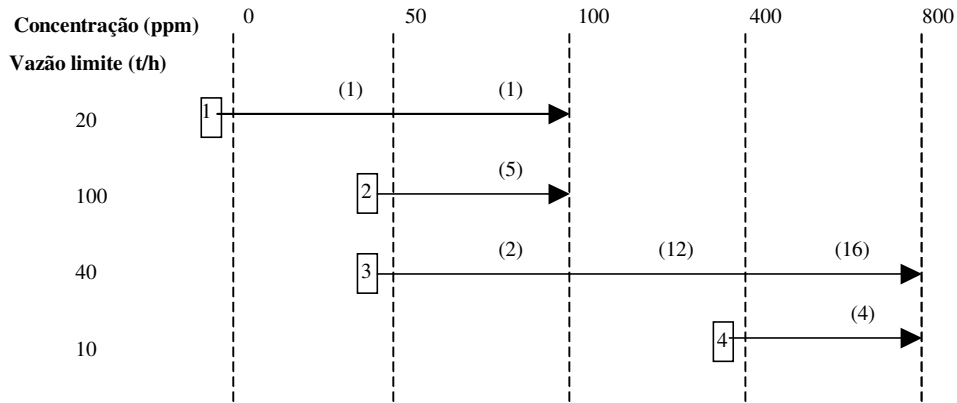


Figura 2.5 – Representação das operações no diagrama de fontes de água (passo 3)

Passo 4: cálculo da vazão necessária para a remoção dos contaminantes, considerando a fonte externa e as oportunidades de reúso/reciclo de água, conforme ilustra a Figura 2.6.

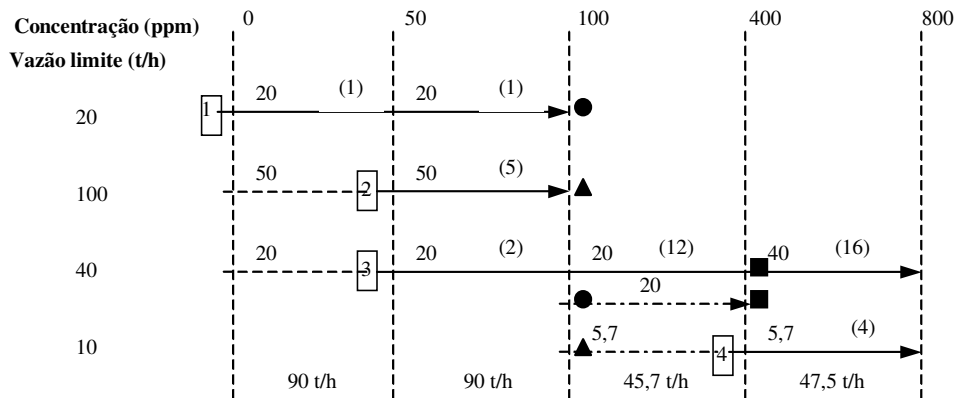


Figura 2.6 – Representação no diagrama de fontes de água das vazões consumidas (passo 4)

Ao final das quatro etapas realizadas para a determinação da quantidade de água necessária para as operações, é possível a construção de um fluxograma representativo do consumo de água e da geração de efluente, ilustrado na Figura 2.7.

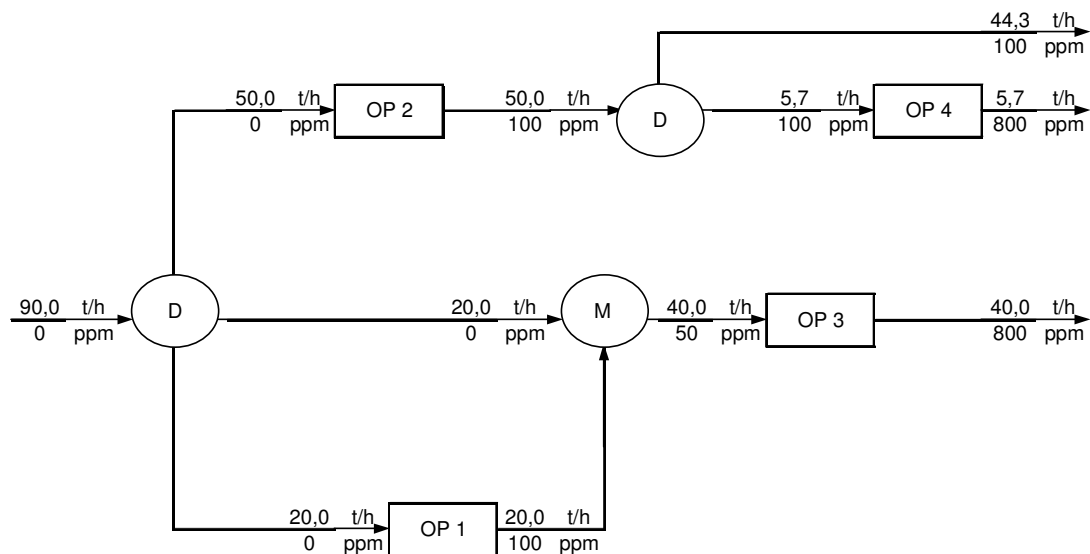


Figura 2.7 – Rede de transferência de massa para máximo reúso correspondente ao diagrama da Figura 2.6

2.3.1 DFA para múltiplos contaminantes: máximo reúso

As considerações feitas para um contaminante também podem ser estendidas para problemas com múltiplos contaminantes, situação que mais se aproxima das características da realidade industrial. Neste caso, considera-se que a transferência dos contaminantes ocorra simultaneamente. Existe a possibilidade de, ao se analisar um contaminante, as concentrações de entrada dos demais serem violadas. Visando garantir o mínimo consumo de água no processo, deve-se permitir que a carga mássica de cada contaminante a ser assimilada entre as correntes (Δm_k) seja atendida. Assim, faz-se necessária a análise dos dados de entrada e seu possível ajuste (para um menor valor de concentração de entrada), de modo a não violar a referida carga de contaminantes entre as correntes, nem mesmo ultrapassar a mínima concentração de entrada na operação.

Para efeito de cálculo, considera-se que os contaminantes transferidos seguem uma linearidade na relação de transferência de massa, como uma simplificação do processo. Isto significa que todos os contaminantes são transferidos na mesma proporção, como representado pela Equação 2.3.

$$\frac{\Delta C_{jk}}{\Delta C_{ik}} = cte \quad (2.3)$$

onde i, j representam os contaminantes e k representa a operação.

Definidos os limites de concentração de um contaminante, podem-se determinar os limites de concentrações dos outros contaminantes na mesma operação.

Para garantir o máximo reúso de água no processo, um dos contaminantes deve ter seus limites de concentração mantidos como limitante do processo. Esse contaminante é então chamado de contaminante de referência. Os cálculos são efetuados com base neste contaminante e todos os demais necessitarão da mesma vazão de água para atender às restrições do processo.

Um dos critérios adotados para a escolha do contaminante de referência considera a menor concentração de saída dos contaminantes das operações que usam água limpa e compara com a maior concentração de entrada dos contaminantes das operações que podem usar água contaminada. Aquele que tiver a maior diferença de concentração será então definido com o contaminante de referência (MIRRE *et al.*, 2006). Após definir o contaminante de referência, as concentrações dos demais são ajustadas obedecendo-se aos limites máximos e à relação de transferência adotada na definição do problema.

Em função da natureza deste estudo, não cabe aqui apresentar uma discussão mais ampla acerca da utilização do DFA para o caso de múltiplos contaminantes, uma vez que o objetivo deste trabalho refere-se a uma abordagem analítica dos cenários após a sua aplicação. Sendo assim, uma descrição mais detalhada do procedimento para o caso de correntes hídricas com múltiplos contaminantes pode ser encontrada nos diversos trabalhos discutidos anteriormente na breve revisão bibliográfica sobre o tema, como, por exemplo, nas contribuições de Gomes (2002), Delgado (2003), Santos (2007) e Mirre (2007).

CAPÍTULO 3

PROCEDIMENTO PARA CÁLCULO DE SISTEMA DE BOMBEAMENTO

Nos próximos capítulos, será avaliada a influência dos custos do sistema de bombeamento em cenários de reaproveitamento hídrico em uma refinaria de petróleo (REMAN). A determinação dos custos é feita em função de algumas variáveis como o diâmetro das tubulações e as potências das bombas. O cálculo destes parâmetros é feito de forma sistematizada como poderá ser observado na **Figura 3.1**.

Para que seja possível traçar um comparativo entre o caso base e os cenários propostos, também serão dimensionadas as bombas e tubulações já existentes na refinaria.

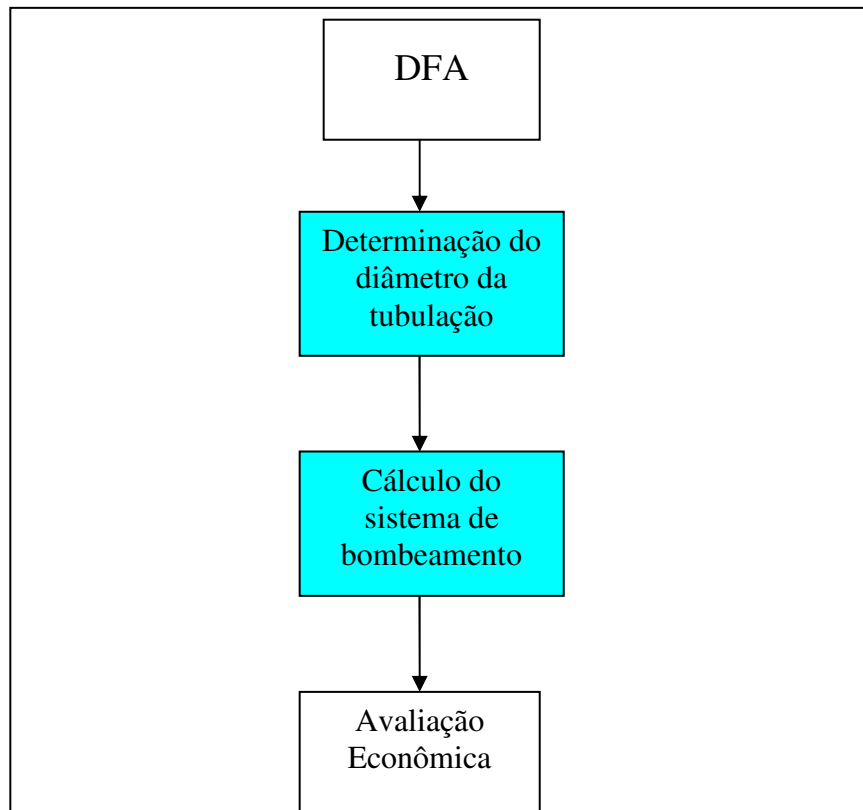


Figura 3.1 – Sequência de cálculo para dimensionamento de sistema de bombeamento e seleção de diâmetros

No diagrama da **Figura 3.1**, pode ser observado que é necessário realizar o cálculo dos diâmetros das tubulações, para, posteriormente, dimensionar o do sistema de bombeamento, entretanto ainda para proceder como é feito na **Figura 3.1**, é preciso fornecer maiores detalhes a respeito dos cálculos do sistema de bombeamento e do diâmetro das tubulações.

3.1. Determinação do diâmetro e da velocidade real

Para o cálculo dos diâmetros mencionados acima, primeiro é necessário saber qual a velocidade recomendada para o escoamento dos fluidos (no caso o fluido é água) no interior da tubulação. De acordo com a **Tabela 3.1**, são observadas algumas velocidades recomendadas por (TELLES, 1998). A partir desta tabela, as seguintes velocidades econômicas serão utilizadas nos cálculos: 3 m/s (para linhas em geral) e 1,5 m/s (para linhas de sucção da bomba).

Tabela 3.1 – Velocidades máximas recomendadas para escoamento de líquido (TELES, 1998).

Fluido (líquido)	Velocidade econômica (m/s)	Material da tubulação
Água em redes industriais	2 a 4	Aço carbono
Água em sucção de bombas	1 a 2,5	Aço carbono

Então, com a velocidade apropriada calcula-se o diâmetro da tubulação através da **Equação 3.1**, segundo Mattos e De Falco (1998).

$$V_{rec} = \frac{Q}{A} = \frac{4.Q}{\pi.Dc^2} \longrightarrow Dc = \sqrt{\frac{4.Q}{\pi.V_{rec}}} \quad (3.1)$$

onde,

Dc – diâmetro interno calculado, m

Q – vazão volumétrica do líquido, m³/s

Vrec – velocidade recomendada, m/s

Com o diâmetro interno calculado, e de acordo com a **Figura 3.2**, um diâmetro nominal poderá ser selecionado cujo diâmetro interno correspondente (D_I) seja maior ou igual ao calculado (Dc) e a velocidade real (V_{rI}) não ultrapasse a velocidade máxima recomendada (Vrec).

DIMENSOES PARA TUBOS DE AÇO CARBONO E LIGA (ALLOY)															
TAMANHO NOMINAL	DIAMETRO NOMINAL	DIAMETRO EXTERNO	SCHEDULE 10	SCHEDULE 20	SCHEDULE 30	STANDARD STD	SCHEDULE 40	EXTRA STRONG XS	SCHEDULE 60	SCHEDULE 80	SCHEDULE 100	SCHEDULE 120	SCHEDULE 140	SCHEDULE 160	EXTRA STRONG XXS
POL	MM	MM	MM	MM	MM	MM	MM	MM	MM	MM	MM	MM	MM	MM	MM
8	1/4"	13,70	-	-	-	2,24	2,24	3,02	-	3,02	-	-	-	-	-
10	3/8"	17,10	-	-	-	2,31	2,31	3,20	-	3,20	-	-	-	-	-
15	1/2"	21,30	-	-	-	2,77	2,77	3,73	-	3,73	-	-	-	4,76	7,47
20	3/4"	26,70	-	-	-	2,87	2,87	3,91	-	3,91	-	-	-	5,56	7,82
25	1"	33,40	-	-	-	3,38	3,38	4,55	-	4,55	-	-	-	6,35	9,09
35	1.1/4"	42,20	-	-	-	3,56	3,56	4,85	-	4,85	-	-	-	6,35	9,70
40	1.1/2"	48,30	-	-	-	3,68	3,68	5,08	-	5,08	-	-	-	7,14	10,15
50	2"	60,30	-	-	-	3,91	3,91	5,54	-	5,54	-	-	-	8,74	11,07
65	2.1/2"	73,00	-	-	-	5,16	5,16	7,01	-	7,01	-	-	-	9,53	14,02
80	3"	88,90	-	-	-	5,49	5,49	7,62	-	7,62	-	-	-	11,13	15,24
90	3.1/2"	101,60	-	-	-	5,74	5,74	8,08	-	8,08	-	-	-	-	-
100	4"	114,30	-	-	-	6,02	6,02	8,56	-	8,56	-	11,13	-	13,49	17,12
125	5"	141,30	-	-	-	6,55	6,55	9,53	-	9,53	-	12,70	-	15,88	19,05
150	6"	168,30	-	-	-	7,11	7,11	10,97	-	10,97	-	14,27	-	18,26	21,95
200	8"	219,10	-	6,35	7,04	8,18	8,18	12,70	10,31	12,70	15,09	18,26	20,62	23,01	22,23
250	10"	273,00	-	6,35	7,80	9,27	9,27	12,70	12,70	15,09	18,26	21,44	25,40	28,58	25,40
300	12"	323,80	-	6,35	8,38	9,53	10,31	12,70	14,27	17,48	21,44	25,40	28,58	33,32	25,40
350	14"	355,60	6,35	7,92	9,53	9,53	11,13	12,70	15,09	19,05	23,83	27,79	31,75	35,71	-
400	16"	406,40	6,35	7,92	9,53	9,53	12,70	12,70	16,66	21,44	26,19	30,96	36,53	40,49	-
450	18"	457,00	6,35	7,92	11,13	9,53	14,27	12,70	19,05	23,83	29,36	34,93	39,67	45,24	-
500	20"	508,00	6,35	9,53	12,70	9,53	15,09	12,70	20,62	26,19	32,54	38,10	44,45	50,01	-
550	22"	559,00	6,35	9,53	12,70	9,53	-	12,70	22,23	-	-	-	-	-	-
600	24"	610,00	6,35	9,53	14,27	9,53	17,48	12,70	24,61	-	-	-	-	-	-
650	26"	660,00	7,92	12,70	-	9,53	-	12,70	-	-	-	-	-	-	-
700	28"	711,00	7,92	12,70	15,88	9,53	-	12,70	-	-	-	-	-	-	-
750	30"	762,00	7,92	12,70	15,88	9,53	-	12,70	-	-	-	-	-	-	-
800	32"	813,00	7,92	12,70	15,88	9,53	17,48	12,70	-	-	-	-	-	-	-
850	34"	864,00	7,92	12,70	15,88	9,53	17,48	12,70	-	-	-	-	-	-	-
900	36"	914,00	7,92	12,70	15,88	9,53	19,05	12,70	-	-	-	-	-	-	-

Figura 3.2 – Diâmetros nominais e Schedules da tubulação

Fonte: Norma técnica ASME/ANSI B36.10

A velocidade real pode ser calculada pela **Equação 3.2**, baseada na **Equação 3.1**. A nova velocidade será utilizada em cálculos futuros como cálculo do número de Reynolds, determinação do tipo de escoamento e cálculo da perda de carga.

$$V_{rl} = \frac{4.Q}{\pi.DI^2} \longrightarrow \boxed{V_{rec} > V_{rl}} \quad (3.2)$$

onde,

V_{rl} – velocidade real do líquido, m/s

Q – vazão volumétrica do líquido, m³/h

D_I – diâmetro interno real do trecho, m

A **Figura 3.3** representa a sequência de cálculos necessária para a determinação do diâmetro.

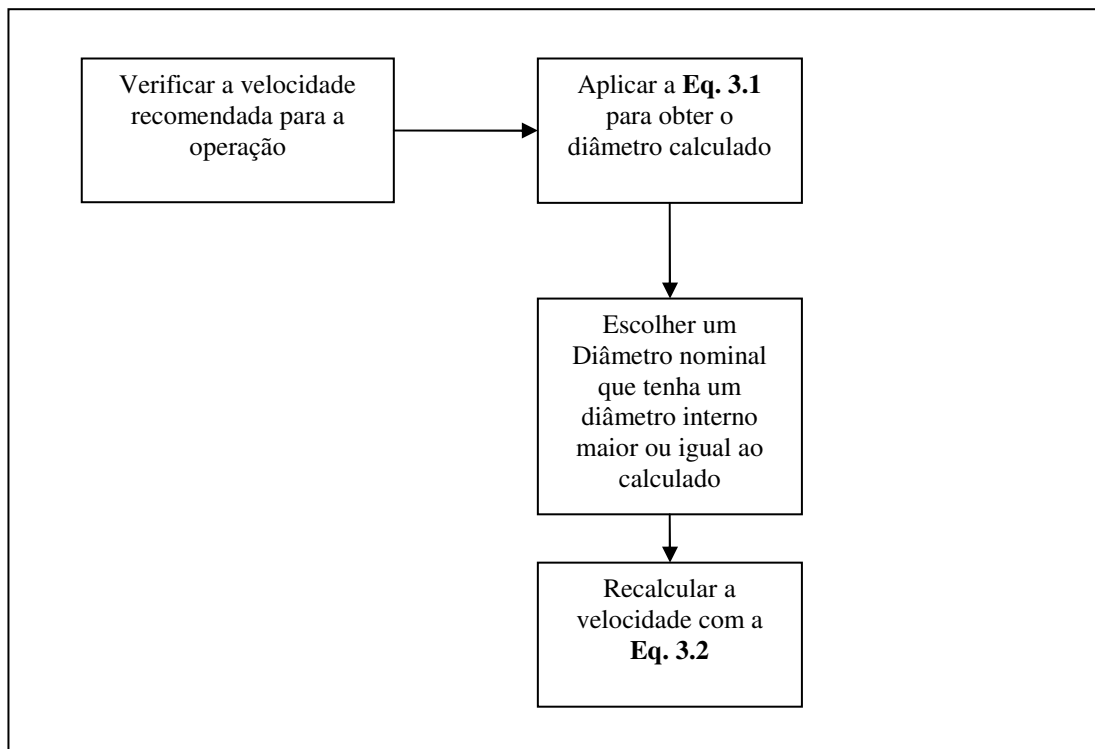


Figura 3.3 – Sequência para o cálculo do diâmetro e velocidade real do fluido

3.2. Cálculo do fator de atrito e perda de carga

Para terminarmos a sequência de cálculo da **Figura 3.1** ainda é necessário realizar os cálculos referentes aos sistemas de bombeamento. Para a realização destes cálculos, primeiramente, é preciso conhecer as propriedades físicas dos fluidos e a rugosidade absoluta do material utilizado na fabricação da tubulação, neste estudo foram utilizadas somente tubulações

fabricadas em aço carbono e por isso, será utilizado o mesmo valor para rugosidade absoluta em todos os cálculos em que esta variável for exigida.

Rugosidade absoluta: $e = 0,000045 \text{ m}$ (CRANE, 1979)

Nos cálculos, foram consideradas as propriedades físicas da água a 25° C e pressão ambiente (CRANE, 1979).

Viscosidade: $\mu = 0,9 \text{ cP} = 0,0009 \text{ kg/m.s}$

Densidade: $\rho = 0,996 \text{ g/cm}^3 = 996 \text{ kg/m}^3$

O primeiro passo para o cálculo do sistema de bombeamento é a determinação do tipo de escoamento. A experiência de Reynolds (1883) demonstrou a existência de dois tipos, o escoamento laminar e o escoamento turbulento.

a) **Escoamento laminar:** é definido como aquele no qual o fluido se move em camadas, ou lâminas, uma camada escorregando sobre a adjacente havendo somente troca de quantidade de movimento molecular. Qualquer tendência para instabilidade e turbulência é amortecida por forças viscosas de cisalhamento que dificultam o movimento relativo entre as camadas adjacentes do fluido.

Para escoamento laminar: $Re < 2000$ Regime laminar

b) **Escoamento turbulento** é aquele no qual as partículas apresentam movimento caótico macroscópico, isto é, a velocidade apresenta componentes transversais ao movimento geral do conjunto ao fluido. O escoamento turbulento apresenta também as seguintes características importantes:

Se $Re > 4000$ Regime turbulento

O número de Reynolds mencionado acima pode ser calculado através da **Equação 3.3** (MATTOS & DE FALCO, 1998).

$$\text{Re} = \frac{D_I \cdot V_{rl} \cdot \rho}{\mu} \quad (3.3)$$

onde,

Re – Número de Reynolds, adimensional

D_I – diâmetro interno real do trecho, m

V_{rl} – velocidade real do líquido, m/s

ρ – massa específica do líquido, kg/m^3

μ – viscosidade do líquido, kg/m.s

No caso em análise, o escoamento é predominantemente turbulento, isto pode ser confirmado através dos resultados dos cálculos do número de Reynolds encontrados nos próximos capítulos.

3.2.1 Cálculo do Fator de Atrito

O fator de atrito é um fator adimensional obtido através de análise dimensional e dados experimentais (FALCO E MATTOS, 1998) e pode ser calculado através das **Equações 3.4, 3.5, 3.6 e 3.7** ou interpolando manualmente no Diagrama de Moody. No caso deste trabalho, a forma escolhida foi a utilização das **Equações 3.5, 3.6 e 3.7** (FALCO E MATTOS, 1998).

Para escoamento laminar:

$$f = \frac{64}{\text{Re}} \quad (3.4)$$

Para escoamento turbulento:

$$f = 8 * \left[\left(\frac{8}{\text{Re}} \right)^{12} + \frac{1}{(A + B)^{3/2}} \right]^{1/12} \quad (3.5)$$

onde,

$$A = \left[2,457 \ln \frac{1}{\left(\frac{7}{Re}\right)^{0,9} + 0,27 \left(\frac{Rugosidade}{Diâmetro\ interno}\right)} \right]^{16} \quad (3.6)$$

$$B = \left(\frac{37530}{Re}\right)^{16} \quad (3.7)$$

Equação do fator de atrito proposta por Churchill

onde,

f – fator de atrito, adimensional

e – rugosidade absoluta do material, m

DI – diâmetro interno real do trecho, m

Re – número de Reynolds, adimensional

A e B – parâmetros da **Equação 3.5**

3.2.2 Cálculo da Perda de Carga Distribuída

É a perda de pressão que ocorre em trechos retos da tubulação. Para tubulações industriais, a equação mais utilizada para o cálculo da perda de carga é a de Darcy (ou fórmula universal), válida para qualquer líquido, está representada na **Equação 3.8**.

$$h_1 = \frac{f \times L \times V_{rl}^2}{DI \times 2 \times g} \quad (3.8)$$

onde:

h₁ – perda de carga no trecho reto, m

f – fator de atrito, adimensional

L – comprimento reto da tubulação, m

V_{rl} – velocidade real do líquido, m/s

DI – diâmetro interno do tubo, m

g – aceleração da gravidade, m/s²

3.2.3 Cálculo da Perda de Carga Localizada

São perdas de carga ocasionadas pelas peças e singularidades ao longo da tubulação. É calculada a partir da **Equação 3.9**.

$$h_2 = \frac{\sum Leq \times V_{rl}^2}{DI \times 2 \times g} \quad (3.9)$$

onde,

h_2 – perda de carga em acidentes, m

Leq – comprimento equivalente, m

DI – diâmetro interno do tubo, m

V_{rl} – velocidade real do líquido, m/s

g – aceleração da gravidade, m/s^2

O comprimento equivalente encontra-se tabelado em Crane (1979).

3.2.4 Cálculo da Perda de Carga Total

A perda de carga total é o somatório das perdas de carga distribuída e localizada, como pode ser visto na **Equação 3.10**. É esta perda de carga que será utilizada para calcular as pressões de sucção e descarga das bombas dimensionadas.

$$h_T = h_1 + h_2 \quad (3.10)$$

Onde:

h_T – perda de carga total, m

h_1 – perda de carga distribuída, m

h_2 – perda de carga localizada, m

3.3 Dimensionamento das Bombas

O dimensionamento das bombas é a etapa final da sequência de cálculos da **Figura 3.1**. Para isso, será necessário obter as pressões de sucção e descarga através das **Equações 3.12 e**

3.13, respectivamente. Neste t3pico, ser3o abordadas algumas equa33es que forne3am meios para a utiliza33o da **Figura 3.4**.

3.3.1 A Equa33o de Bernoulli

Segundo Crane (1979), a **Equa33o 3.11** descreve o comportamento de um fluido que se move ao longo de um tubo.

$$\frac{\Delta P}{\rho g} + \frac{\Delta V^2}{2g} + \Delta Z = -H_{LT} \quad (3.11)$$

Onde:

ΔP – Diferen3a de Press3o na entrada e sa3da da tubula33o

ΔV – Diferen3a de velocidade na entrada e sa3da da tubula33o

ΔZ – Diferen3a de altura na entrada e sa3da da tubula33o

H_{LT} – Perda de carga total

Com o desenvolvimento da **Equa33o 3.11**, e transforma33es de unidades encontram-se as equa33es para determinar a press3o na suc33o (**Equa33o 3.12**) e descarga (**Equa33o 3.13**).

3.3.2 Press3o na Suc33o da Bomba

$$P_s = P_{ops} + (0,0001 * \rho_{suc} * H_s) + \Delta P_{suc} \quad (3.12)$$

Onde:

P_s – Press3o na suc33o da bomba, kgf/cm²

P_{ops} – Press3o de opera33o na suc33o da bomba, kgf/cm²

ρ_{suc} – Massa espec3fica do l3quido na temperatura da suc33o, kg/m³

H_s – Altura est3tica na suc33o da bomba, m

ΔP_{suc} – Perda de carga na suc33o da bomba, kgf/cm²

3.3.3 Press3o na Descarga da Bomba

$$P_d = P_{opd} + (0,0001 * \rho_{des} * H_d) + \Delta P_{des} \quad (3.13)$$

onde,

P_d – Pressão na descarga da bomba, kgf/cm^2

P_{opd} – Pressão de operação na descarga da bomba, kgf/cm^2

P_{des} – Massa específica do líquido na temperatura da descarga, kg/m^3

H_d – Altura estática na descarga da bomba, m

ΔP_{des} – Perda de carga na descarga da bomba, kgf/cm^2

3.3.4 Altura Manométrica Total (AMT)

É definida como sendo a altura geométrica da instalação somadas às perdas de carga ao longo da trajetória do fluxo. Altura geométrica é a soma das alturas de sucção e recalque. Fisicamente, é a quantidade de energia hidráulica que a bomba deverá fornecer à água, para que a mesma seja recalçada a uma certa altura, vencendo, inclusive, as perdas de carga. Esta altura manométrica é calculada, segundo Mattos e De Falco (1998), através da **Equação 3.14**.

$$H = 9996,6 * (P_d - P_s) / \rho_{\text{suc}} \quad (3.14)$$

onde,

H – Altura Manométrica, mcl

P_d – Pressão da descarga da bomba, kgf/cm^2

P_s – Pressão na sucção da bomba, kgf/cm^2

ρ_{suc} – Massa específica do líquido na temperatura da sucção, kg/m^3

3.3.5 Potência Hidráulica

É a energia total fornecida ao fluido, pode ser calculada, segundo Mattos e De Falco (1998), a partir da **Equação 3.15**.

$$P_c = \frac{2,724069 * Q * (P_d - P_s)}{100} \quad (3.15)$$

onde,

Pc - Potência hidráulica, kW

Q – Vazão, m³/h

Pd - Pressão na descarga, kgf/cm²a

Ps - Pressão na sucção, kgf/cm²a

3.3.6 Potência do Motor

A potência consumida pela bomba depende do seu rendimento ou eficiência, e pode ser calculada através da **Equação 3.16** (FALCO E MATTOS, 1998).

$$Pot = \frac{P_c}{\eta} \quad (3.16)$$

onde,

Pot - Potência do motor, kW

Pc - Potência hidráulica, kW

η - eficiência (% 75)

3.3.7 DETERMINAÇÃO DO NPSH

A sigla NPSH, vem da expressão *Net Positive Suction Head*, a qual sua tradução literal para o Português não expressa clara e tecnicamente o que significa na prática. No entanto, é de vital importância para fabricantes e usuários de bombas o conhecimento do comportamento desta variável, para que a bomba tenha um desempenho satisfatório.

Quanto maior for a vazão da bomba e a altura de sucção negativa, maior será a possibilidade da bomba cavitarem em função do NPSH. Em termos técnicos, o NPSH é definido por altura total de sucção referida à pressão atmosférica local existente no centro da conexão de sucção, menos a pressão de vapor do líquido.

Para que o NPSH proporcione uma sucção satisfatória à bomba, é necessário que a pressão em qualquer ponto da linha nunca venha reduzir-se à pressão de vapor do fluido bombeado. Isto é evitado tomando-se providências na instalação de sucção para que a pressão útil para a movimentação do fluido, seja sempre maior que a soma das perdas de carga na tubulação com a altura de sucção, mais as perdas internas na bomba.

Para garantir que a bomba funcione de forma satisfatória e sem que ocorra o fenômeno da cavitação é necessário avaliar os dois tipos de NPSH existentes, o disponível e o requerido, conforme explicados a seguir:

Requerido:

É uma característica da bomba, determinada em seu projeto de fábrica, através de cálculos e ensaios de laboratório. Tecnicamente, é a energia necessária para vencer as perdas de carga entre a conexão de sucção da bomba e as pás do rotor, bem como criar a velocidade desejada no fluido nestas pás. Este dado deve ser obrigatoriamente fornecido pelo fabricante através das curvas características das bombas (curva de NPSH), como mostra a **Figura 3.4**.

Disponível:

É uma característica da instalação hidráulica. É a energia que o fluido possui, num ponto imediatamente anterior ao flange de sucção da bomba, acima da sua pressão de vapor. Esta variável deve ser calculada através da Equação 3.17, utilizando-se de coeficientes tabelados e dados da instalação.

$$NPSH_{real} = 9996,6 \cdot (P_s - P_v) / \rho_{suc} \quad (3.17)$$

onde,

P_s - Pressão na sucção da bomba, $\text{kgf/cm}^2\text{a}$

ρ_{suc} - Massa específica do líquido na temperatura da sucção, kg/m^3

P_v - Pressão de vapor na temperatura de sucção, $\text{kgf/cm}^2\text{a}$

$NPSH_{real}$ - Net Positive Suction Head real, mcl

Quando o $NPSH_{disp} > NPSH_{req}$, provavelmente não ocorrerá o fenômeno da cavitação então, por medida de segurança, adota-se 80% do valor calculado do $NPSH_{real}$ para determinação do $NPSH_{disp}$, como pode ser visto nas **Equação 3.18**.

$$NPSH_{disp} = 0,8 \cdot NPSH_{real} \quad (3.18)$$

As equações utilizadas para o cálculo de perda de carga e dimensionamento de bombas podem ser encontradas no trabalho de Mattos e De Falco (1998).

3.3.8 Seleção do tipo de bomba

A escolha do modelo das turbobombas (centrífugas, mistas ou axiais) é feita através de catálogos que possuem as características principais das bombas. Estes catálogos de seleção apresentam, em geral, um gráfico de altura manométrica em função da vazão, que permite enquadrar a bomba ao modelo adequado para atender às necessidades do processo. A **Figura 3.4** representa um exemplo deste gráfico.

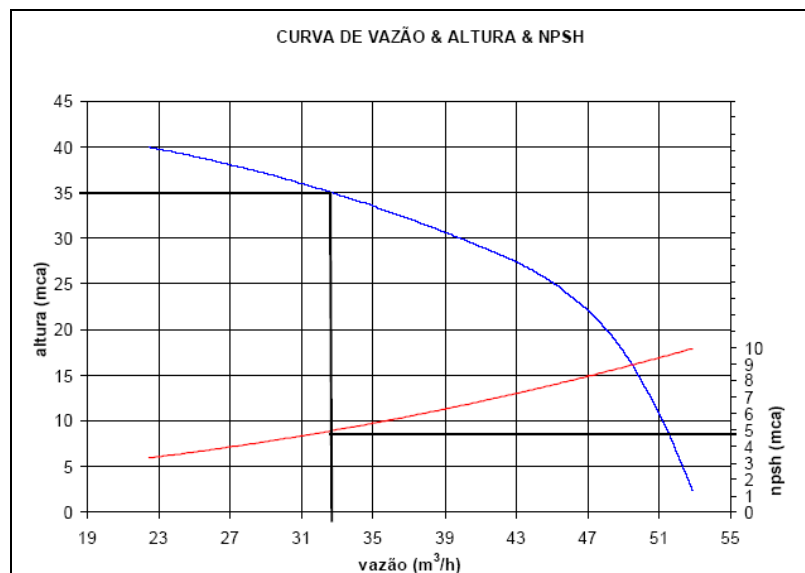


Figura 3.4 – Curva característica da bomba (Schneider)

Neste trabalho, será considerado que todas as bombas são centrífugas, pela falta de dados de fabricantes e por estas bombas serem equipamentos mais comumente utilizados.

As **Figuras 3.3** e **3.5** representam sequências de cálculos ordenadas para facilitar o dimensionamento de bombas e linhas de processo.

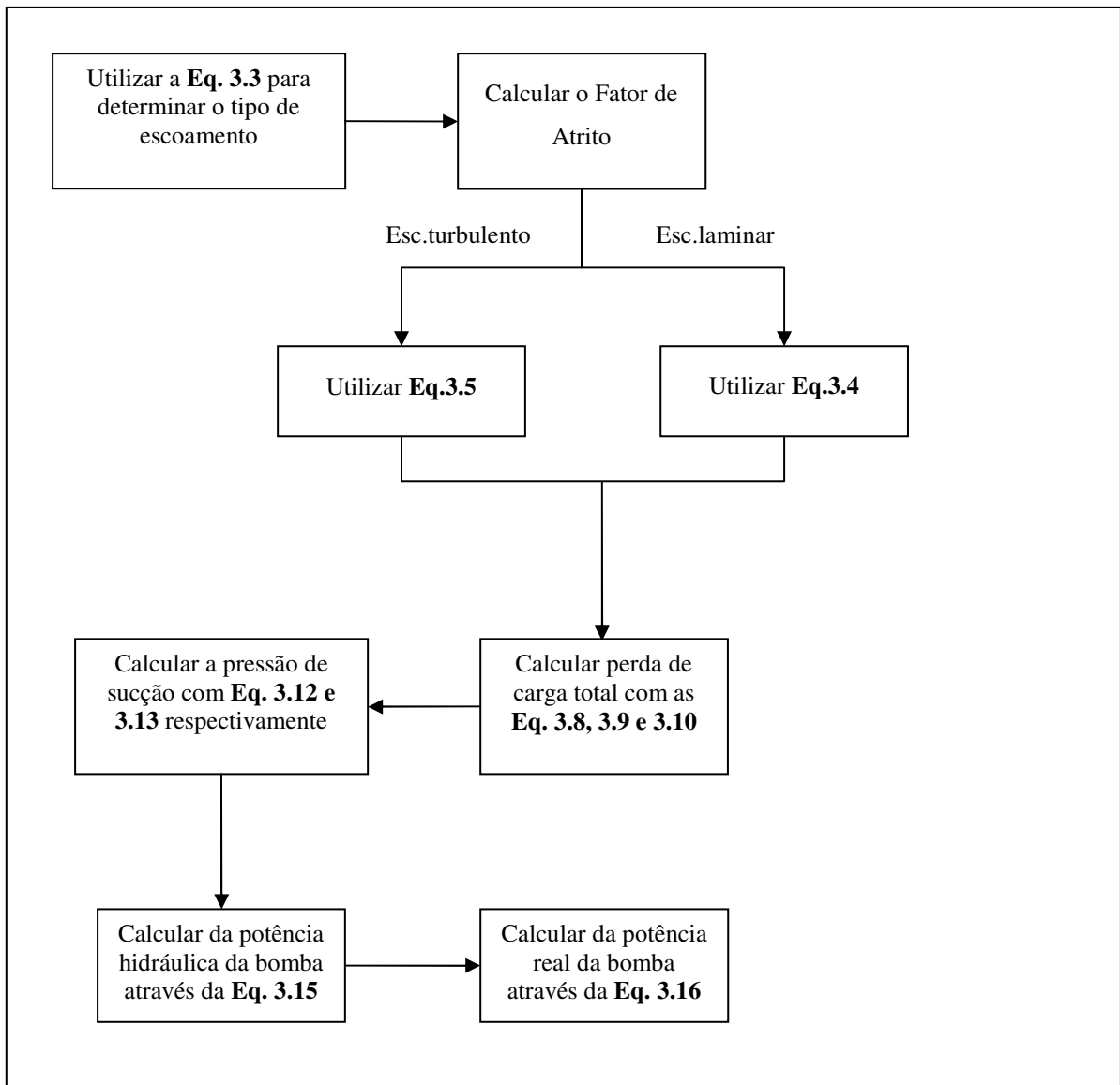


Figura 3.5 – Sequência de cálculo para dimensionamento de bombas.

Nos capítulos seguintes, serão utilizados estes métodos para realizar os cálculos das tubulações e bombas para o caso base e dos cenários propostos pelo DFA, entretanto será realizado de forma direta, sem detalhar cada passo.

CAPÍTULO 4

ESTUDO DO CASO BASE: REFINARIA ISAAC SABBÁ

4.1 Descrição dos Processos da Refinaria

Uma refinaria de petróleo é composta por uma combinação complexa de operações e sistemas independentes, chamados de processos industriais. A instalação destes processos industriais pode variar de refinaria a refinaria, em função das características do petróleo processado e dos tipos e qualidades dos derivados produzidos, ou seja, do seu *esquema de refino*.

A refinaria Isaac Sabbá, ou Refinaria de Manaus (REMAN), possui um esquema de refino pouco complexo que processa basicamente petróleo de Urucu, conforme apresentado na **Figura 4.1**. Dentre as unidades que compõem este sistema de refino estão: Unidades de destilação, atmosférica e a vácuo; Unidades de craqueamento catalítico (UFCC); Estação de tratamento de água (ETA); Sistema de utilidades; Estação de tratamento de efluentes (EDTI); Torre de resfriamento (TRG); e Sistema de geração de vapor (SGV).

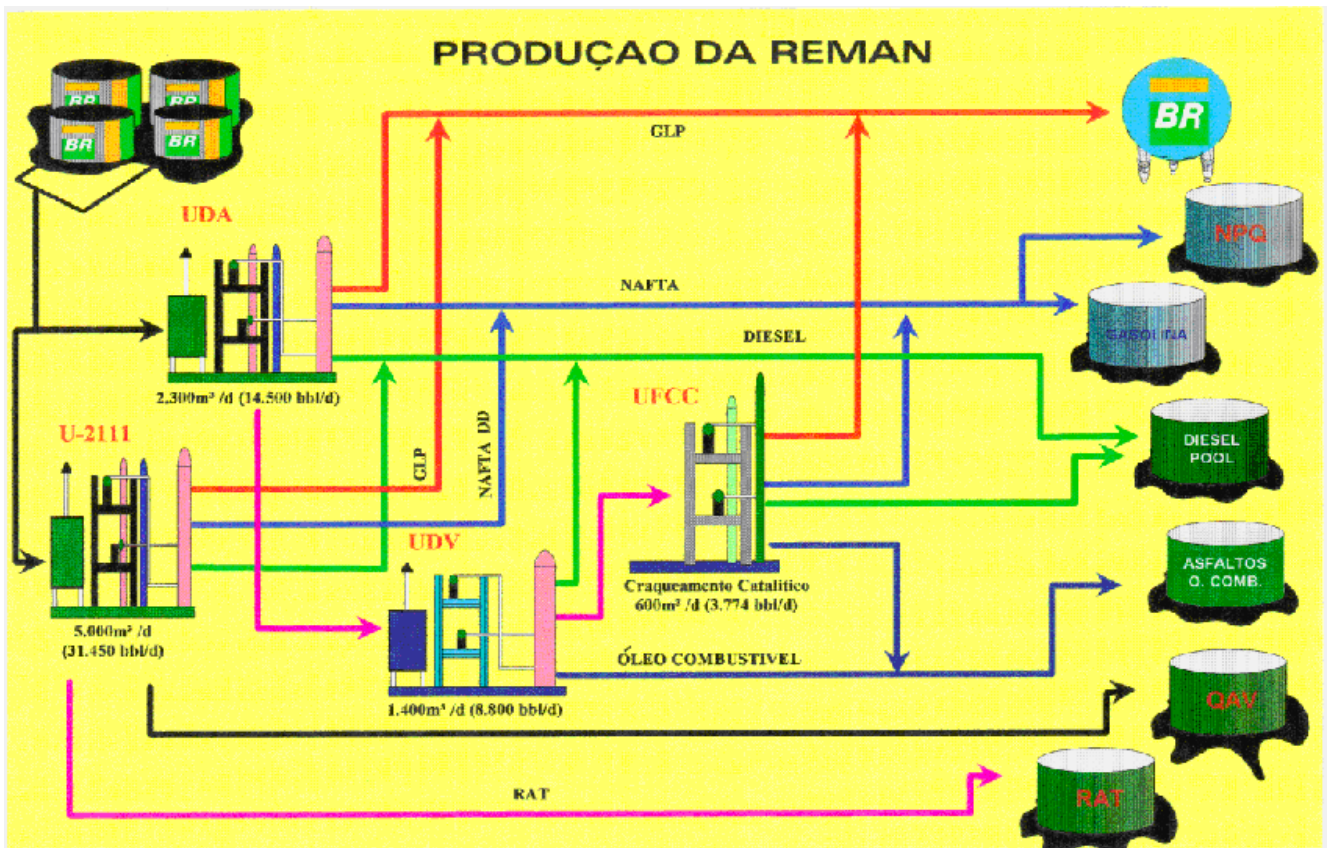


Figura 4.1 – Esquema de Refino (Petrobras, In: HIGA e PENHA, 2006)

4.2 Instalações consumidoras de água e geradoras de efluentes

Neste trabalho, define-se por geradores de efluentes as instalações que enviam efluentes aquosos para a estação de tratamento de despejos industriais, a ETDI. As correntes que saem dos equipamentos dos processos da refinaria apresentam efluentes com contaminantes específicos em quantidade e qualidade, de acordo com o processo de origem. Porém, independentemente da característica do efluente, todas as correntes se unem em um tanque de equalização a montante da ETDI.

Em geral, as instalações que consomem água são as mesmas que geram efluentes aquosos, a exceção do efluente da estação de tratamento de água, a ETA. Na refinaria referenciada neste trabalho, existem sete operações que utilizam água em seus processos: ETA; Desmineralização; SGV; UFCC; Torre de Resfriamento; Dessalgação; e EDTI (Higa e Penha, 2006). Na **Figura 4.2**, estão representadas todas as operações consumidoras de água.

A estação de tratamento de água (ETA) tem como finalidade tornar a água bruta, que entra no sistema de refino, apta a atender às restrições impostas pelas operações e equipamentos onde serão utilizadas. As Torres de resfriamento têm como objetivo promover o contato entre o ar e a água proveniente dos sistemas de resfriamento do processo. Na Unidade de craqueamento catalítico, ocorre o fracionamento dos gasóleos, que se dá pela quebra das cadeias moleculares dos hidrocarbonetos com o auxílio de um catalisador a elevadas temperaturas. Já o sistema de geração de vapor, é um conjunto de geradores de vapor compostos por uma seção de fornos e uma seção de caldeiras. A geração de vapor requer a alimentação de água de alta qualidade, praticamente isenta de íons, que poderiam incrustar as caldeiras. O processo de dessalinização do óleo consiste em remover os sais corrosivos. Na dessalgadora, esta remoção de sais é realizada a partir da mistura do óleo com a água para promover a dissolução dos sais na água. Por fim, encontra-se a estação de tratamento de despejos industriais.

Na **Tabela 4.1**, estão apresentadas as operações consumidoras de água, com os respectivos contaminantes e suas quantidades.

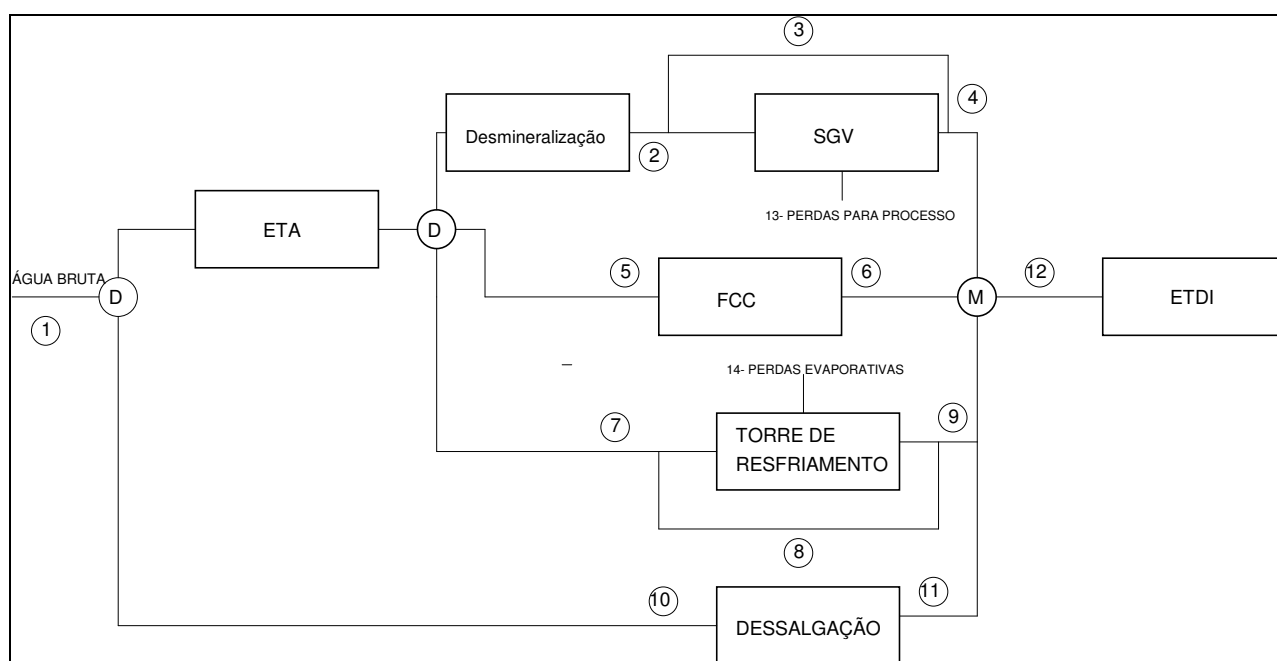


Figura 4.2 - Esquema do consumo de água.

(Petrobras In: Higa e Penha, 2006)

Tabela 4.1 – Concentração dos contaminantes nas operações da refinaria
(Petrobras In: Higa e Penha, 2006)

Operação	Vazão (t/h)	Contaminante	Cin (ppm)	Cout (ppm)
Água Bruta	163,4	Alcalinidade	6,50	6,50
		Cloretos	2,10	2,10
		SS	70,00	70,00
		Magnésio	4,50	4,50
		Cálcio	5,50	5,50
		Dureza total	10,00	10,00
		Ferro	1,50	1,50
		Sílica	3,00	3,00
		DQO	10,00	10,00
		pH	5,50	5,50
Água de Poço	(*)	(*)	(*)	(*)
ETA - Ultrafiltração	155	SS	70,00	<1,00
		SDI	-	<3,00
		Ferro	1,50	<0,10
		DQO	10,00	55% de remoção
		Sílica	3,00	<3,00
ETA - Abrandamento	155	pH	5,5	6,5-7,5
		Dureza Total	20,00	<0,20
Desmineralização	50	(**)	(**)	(**)
Dessalgadora	8,4	Cloretos	100,00	1660,00
		Amônia	50,00	100,00
		Fenol	75,00	5,00
		Cianetos	-	-
		Enxofre	-	-
		Óleo	-	-
		pH	7,00	8,00
Caldeiras	50	Amônia	0,00	0,00
		Cianetos	-	-
		Cloretos	0,50	300,00
		Óleo	-	-
		Enxofre	-	-
UFCC	5	pH	7,00	10,50
		Cloretos	10,00	50,00
		Amônia	0,50	600,00
		Fenol	0,00	150,00
		Cianetos	-	-
		Enxofre	-	-
		Óleo	-	-
Torre de Resfriamento	100	pH	7,00	9,00
		Amônia	0,00	5,00
		Fenol	0,00	0,50
		Cianetos	-	-
		Cloretos	0,50	8,00
		Enxofre	-	-
		Óleo	-	-
ETDI - Primário	43,4	pH	7,00	9,00
		Cloretos	-	<1800,00
		Fenol	-	<1,00
		Amônia	-	<25,00
		DQO	-	<700,00
		Óleo	-	<10,00
ETDI - Secundário	43,4	pH	-	<8,5-10,0
		Amônia	-	-
		DQO	-	-
		DBO	-	-
		Cloretos	-	-
		Fenol	-	-
		Óleo	-	-
Cianetos	-	-		
pH	-	-		

(*) Valores não fornecidos.

(**) Operação não avaliada no trabalho. Nesta operação ocorre a adequação da água que alimenta as caldeiras (sistema de geração de vapor).

4.3 Cenário base

Neste estudo são utilizados os dados de processo apresentados por Higa e Penha (2006). Segundo as autoras, para simplificar os cálculos e por não influenciar na aplicação da metodologia, foram adotadas algumas restrições no processo. Foram desconsideradas a corrente de reciclo da caldeira e a operação de desmineralização. Além disso, foram considerados apenas os parâmetros cloro (A), amônia (C), pH (B) e fenol (D) simultaneamente.

A partir da **Figura 4.2**, foi gerado o fluxograma de blocos apresentado na **Figura 4.3**. Porém, na Figura 4.3, as divisões das correntes foram feitas de acordo com o arranjo da refinaria, obtido a partir dos isométricos da tubulação apresentados em anexo. As vazões de cada corrente foram obtidas a partir da **Tabela 4.1**, onde se encontram os dados de cada operação.

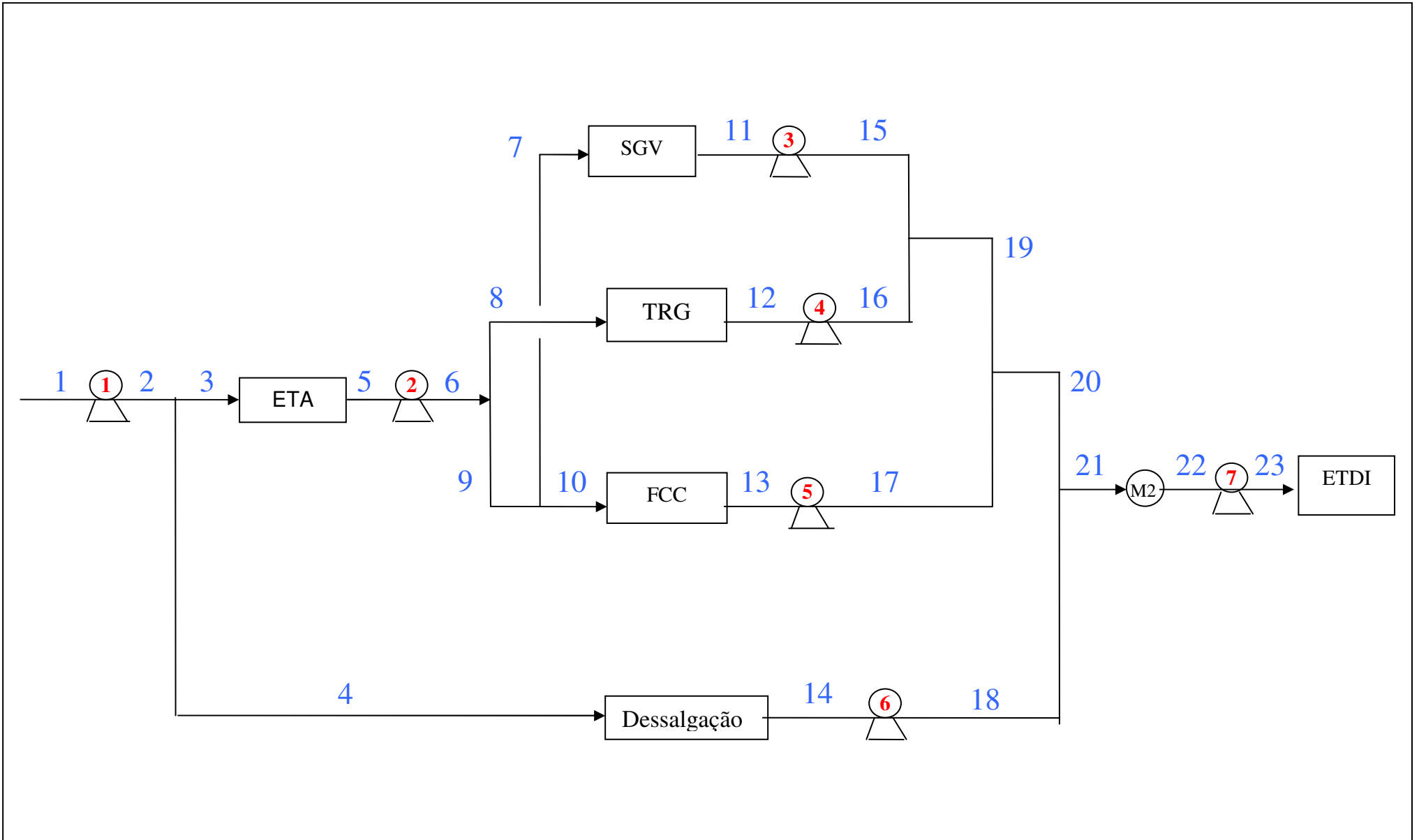


Figura 4.3 - Fluxograma de Blocos do Consumo de água na Refinaria

De acordo com o procedimento de cálculo apresentado no capítulo anterior, foi calculado o diâmetro das linhas presentes na **Figura 4.3**. Os resultados destes cálculos estão representados na **Tabela 4.2**, que garante, além do diâmetro, o valor da velocidade de cada corrente para que seja possível compara com a velocidade máxima encontrada na literatura, e assim confirmar o diâmetro nominal escolhido.

Tabela 4.2 – Cálculo do diâmetro da tubulação e da velocidade real para o caso base

Corrente	Vazão Mássica (t/h)	Vazão Volumétrica (m ³ /s)	Diâmetro nominal (in)	Diâmetro Calculado (m)	Diâmetro Interno Real (m)	Schedule	Velocidade Real (m/s)
1	163,4	0,0456	8	0,1967	0,2027	40	1,4117
2	163,4	0,0456	6	0,1391	0,1541	40	2,4441
3	155	0,0432	6	0,1355	0,1541	40	2,3185
4	8,4	0,0023	1 1/4	0,0315	0,0351	40	2,4239
5	155	0,0432	8	0,1355	0,2027	40	1,3391
6	155	0,0432	6	0,1355	0,1541	40	2,3185
7	50	0,0139	3	0,0770	0,0779	40	2,9244
8	100	0,0279	5	0,1088	0,1282	40	2,1606
9	55	0,0153	4	0,0807	0,1023	40	1,8677
10	5	0,0014	1	0,0243	0,0266	40	2,5018
11	5	0,0014	1 1/4	0,0344	0,0351	40	1,4428
12	25	0,0070	3	0,0770	0,0779	40	1,4622
13	5	0,0014	1 1/2	0,0344	0,0779	40	0,2924
14	8,4	0,0023	2	0,0446	0,0525	40	1,0831
15	5	0,0014	1	0,0243	0,0266	40	2,5018
16	25	0,0070	2 1/2	0,0544	0,0627	40	2,2596
17	5	0,0014	1	0,0243	0,0266	40	2,5018
18	8,4	0,0023	1 1/4	0,0315	0,0351	40	2,4239
19	30	0,0084	2 1/2	0,0596	0,0627	40	2,7116
20	35	0,0098	3	0,0644	0,0779	40	2,0471
21	43,4	0,0121	3	0,0717	0,0779	40	2,5383
22	43,4	0,0121	3	0,0717	0,0779	40	2,5383

Através dos diâmetros e velocidades reais encontrados na **Tabela 4.2**, foi possível calcular o número de Reynolds e o fator de atrito de cada linha, como pode ser visto na **Tabela 4.4**.

A partir dos isométricos, é possível observar os acidentes presentes nas tubulações e assim foi gerada a **Tabela 4.3**, onde é apresentada a quantidade de cada tipo de acidente presente em trechos de sucção ou descarga. E através destes dados é possível obter os comprimentos equivalentes (CRANE, 1979), de cada acidente em particular.

Tabela 4.3 - Comprimento da tubulação e seus acidentes no caso base

Corrente	Comprimento Tubulação (m)	ACIDENTES					
		Válvula de pé	Válvula Gaveta	Válvula de Retenção	Válvula Globo	Joelho 90° Raio Longo	Diâmetro nominal (in)
1	8	1	1	-	-	1	8
2	40,67	-		1	1	9	6
3	82,5		1			5	6
4	73,6	-	1	-	-	8	1,25
5	3	-	1	-	-	-	8
6	48,3	-		1	1	3	6
7	233,5	-	1	-	-	6	3
8	21,3	-	1	-	-	3	5
9	31,2	-	-	-	-	1	4
10	59,3	-	1	-	-	8	1
11	3	-	1	-	-	-	1,25
12	3	-	1	-	-	-	3
13	3		1				1,5
14	3	-	1	-	-	-	2
15	112,7	-	-	1	1	6	1
16	53,7	-	-	1	1	6	2,5
17	18,9	-	-	1	1	4	1
18	18,9	-	-	1	1	4	1,25
19	28,4	-	-	-	-	4	2,5
20	15	-	-	-	-	-	3
21	159	-	1	-	-	-	3
22	3	-	1	-	-	-	3
23	6	-	1	1	1	1	3

E com os valores calculados na **Tabela 4.2** (diâmetro e velocidade) e na **Tabela 4.3** (comprimento da tubulação e comprimento equivalente), foi possível construir a **Tabela 4.4**, e assim obter os valores das perdas de carga nas tubulações.

Tabela 4.4 – Cálculo da perda de carga total no caso base

Corrente	Velocidade Real (m/s)	Diâmetro Interno Real (m)	Nº de Reynolds	Fator de atrito	Comprimento da tubulação (m)	ΣL_{eq}	Perda de Carga Distribuída (m)	Perda de Carga Localizada (m)	Perda de carga total (kgf/cm ²)
1	1,4117	0,2027	316729,30	0,0164	8	57,7	0,0658	0,4743	0,538
2	2,4441	0,1541	416755,50	0,0165	40,67	100,9	1,3299	3,2993	4,611
3	2,3185	0,1541	395331,10	0,0166	82,5	18,1	2,4376	0,5348	2,961
4	2,4239	0,0351	94101,23	0,0234	73,6	18,1	14,7142	3,6186	18,259
5	1,3391	0,2027	300447,00	0,0165	3	1,4	0,0223	0,0104	0,033
6	2,3185	0,1541	395331,10	0,0166	48,3	80,5	1,4271	2,3785	3,790
7	2,9244	0,0779	252171,90	0,0190	233,5	10,1	24,8209	1,0736	25,791
8	2,1606	0,1282	306540,30	0,0174	21,3	9	0,6877	0,2906	0,974
9	1,8677	0,1023	211364,70	0,0185	31,2	2,1	1,0054	0,0677	1,069
10	2,5018	0,0266	73758,38	0,0251	59,3	6,6	17,8208	1,9834	19,725
11	1,4428	0,0351	56012,64	0,0246	3	0,2	0,2238	0,0149	0,238
12	1,4622	0,0779	126085,90	0,0202	3	0,5	0,0848	0,0141	0,099
13	0,2924	0,0779	25217,19	0,0259	3	0,3	0,0044	0,0004	0,005
14	1,0831	0,0525	62901,51	0,0230	3	0,4	0,0788	0,0105	0,089
15	2,5018	0,0266	73758,38	0,0251	112,7	16,2	33,8686	4,8684	38,582
16	2,2596	0,0627	156742,40	0,0204	53,7	36,9	4,5511	3,1273	7,648
17	2,5018	0,0266	73758,38	0,0251	18,9	14,6	5,6798	4,3876	10,027
18	2,4239	0,0351	94101,23	0,0234	18,9	18,1	3,7785	3,6186	7,367
19	2,7116	0,0627	188090,90	0,0201	28,4	5,2	3,4148	0,6252	4,024
20	2,0471	0,0779	176520,30	0,0195	15	0	0,8042	0,0000	0,801
21	2,5383	0,0779	218885,20	0,0192	159	0,5	12,8717	0,0405	12,861
22	2,5383	0,0779	218885,20	0,0192	3	0,5	0,2429	0,0405	0,282
23	2,5383	0,0779	218885,20	0,0192	6	37,8	0,4857	3,0601	3,532

Com base nos resultados das perdas de carga obtidos na **Tabela 4.4** e com as elevações de tanques, bombas e equipamentos presentes nos isométricos em anexo, os cálculos finais do sistema de bombeamento podem ser realizados. Os resultados destes cálculos, como as pressões de sucção e descarga, a altura manométrica total, a potência cedida, a potência do motor e o NPSH disponível, são apresentados nas **Tabelas 4.5 e 4.6**.

Tabela 4.5 – Cálculo das pressões na sucção e descarga das bombas do caso base

Bomba	Sucção				Descarga			
	P_{OPS} (kgf/cm ²)	H_S (m)	ΔP_S (kgf/cm ²)	P_S (kgf/cm ²)	P_{OPD} (kgf/cm ²)	H_D (m)	ΔP_D (kgf/cm ²)	P_D (kgf/cm ²)
1	1,32	3,5	0,0538	1,6148	1,03	7,5	0,4611	2,2381
2	1,03	0	0,0033	1,0267	3,5	7,5	3,0650	7,3120
3	3,5	0	0,0099	3,4901	1,03	11,1	4,3689	6,5045
4	1,03	0	0,0099	1,0201	5,74	7,5	3,8582	10,3449
5	1,03	0	0,0005	1,0295	5,34	9,9	1,0027	7,3261
6	1,03	0	0,0089	1,0211	1,03	9,9	0,7367	2,7528
7	1,03	0	0,0282	1,0018	1,03	7,5	0,3532	2,1302

Tabela 4.6 – Cálculo das bombas do caso base

Bomba	AMT (mcl)	P_{cedida} (kw)	P_{motor} (kw)	$NPSH_D$ (mca)
1	6,2555	2,7854	3,7139	12,6791
2	63,0837	26,6456	35,5275	7,9676
3	30,2542	0,4122	0,5496	27,7043
4	93,5906	6,3760	8,5013	7,9147
5	63,1970	0,8611	1,1481	7,9899
6	17,3805	0,3978	0,5305	7,9224
7	11,3253	1,3394	1,7859	7,7676

No Capítulo 6, serão utilizados valores como diâmetro nominal, potências das bombas e a vazão de água, presente nas **Tabelas 4.2, 4.5 e 4.6**, para realizar uma avaliação dos custos do sistema de bombeamento e de tubulações utilizadas no processo.

CAPÍTULO 5

AVALIAÇÃO DOS CENÁRIOS ALTERNATIVOS

Neste capítulo, será aplicada a metodologia do Diagrama de Fontes de Águas (DFA) ao caso base, descrito no capítulo anterior. O procedimento do DFA será aplicado na resolução do problema com múltiplos contaminantes, pois desta forma serão propostos cenários mais próximos da realidade.

Na **Tabela 5.1** encontram-se todos os dados referentes às fontes e operações do sistema analisado, onde:

$$A = \textit{cloro} \quad B = \textit{pH} \quad C = \textit{amônia} \quad D = \textit{fenol}$$

No caso da refinaria em análise, foi questionada apenas a possibilidade de três contaminantes poderem ser o contaminante de referência, pois o pH será avaliado após a execução do DFA para múltiplos contaminantes e a elaboração do fluxograma.

Tabela 5.1 - Dados do sistema a ser analisado (Higa e Penha, 2006)

Operação	Vazão (t/h)	C _{in} (ppm)	C _{out} (ppm)	Δm _k (kg/h)
Água Bruta	-	A = 2,1 B = 5,5 C = 0,0 D = 0,0	- - - -	- - - -
ETA	-	A = 2,1 B = 5,5 C = 0,0 D = 0,0	A = 0,5 B = 7,0 C = 0,0 D = 0,0	- - - -
I – SGV	45* + 5	A = 0,5 B = 7,0 C = 0,0 D = 0,0	A = 300 B = 10,5 C = 0,0 D = 0,0	1,4975 - 0,0000 0,0000
II – FCC	5	A = 10 B = 7,0 C = 0,5 D = 0,0	A = 50 B = 9,0 C = 600 D = 150	0,2000 - 2,9975 0,7500
III – TRG	75* + 25	A = 0,5 B = 7,0 C = 0,0 D = 0,0	A = 8,0 B = 9,0 C = 5,0 D = 0,5	0,1875 - 0,1250 0,1250
IV - Dessalgadora	8,4	A = 100 B = 7,0 C = 50 D = 75	A = 1660 B = 8,0 C = 100 D = 5,0	13,1040 - 0,4200 -0,5880
V – ETDI	43,4	A = 450 B = 9,0 C = 100 D = 25	A = 100 B = 7,0 C = 5,0 D = 0,0	-13,020 - -4,1230 -1,085

* Os valores destacados correspondem às perdas evaporativas e para o processo.

Obedecendo às restrições de processo da refinaria, foram gerados fluxogramas a partir da aplicação do DFA ao sistema para os contaminantes relacionados, simultaneamente, permitindo a elaboração dos fluxogramas dos três cenários alternativos gerados, representados nas **Figuras 5.1, 5.2 e 5.3**. No fluxograma do primeiro caso (**Figura 5.1**), considerou-se apenas o reúso da operação II (UFCC) e I (SGV) na dessalgadora (operação IV). No fluxograma do segundo caso (**Figura 5.2**), considerou-se a possibilidade de reúso da operação III (TRG) e I (SGV) na dessalgadora (operação IV). E no fluxograma

do terceiro caso (**Figura 5.3**), considerou-se a hipótese de reciclar água da ETDI (operação V) para a dessalgadora (operação IV).

No primeiro caso, a redução foi de 43,4 t/h para 35,3 t/h de água bruta, ou seja, 18,66 %. No segundo caso, a redução foi de 18,43% . E no terceiro caso, a redução observada foi de 19,2%.

No primeiro caso, apesar de o objetivo ser o de utilizar toda a água disponível na operação II para a operação IV isso não é possível devido aos limites de concentração. Assim, algumas alternativas foram analisadas e discutidas.

Para o fluxograma da **Figura 5.1**, uma opção foi utilizar um regenerador para o contaminante que está inviabilizando o reúso, no caso, a amônia (C). Na **Tabela 5.2** são apresentados tratamentos para a mesma com suas respectivas eficiências e custo operacional. A eficiência do regenerador exigida para que não haja necessidade de acrescentar água limpa ao processo ou diminuir a vazão de água proveniente da operação II é de 72%.

Tabela 5.2 – Tratamento de amônia, eficiência e custo (DOERR *et al.*, 1998).

Tratamento	Eficiência (%)	Custo (US\$/m ³)
Lodos Ativados	> 90	0,0106 – 0,1321
Coagulação/Sedimentação Floculação	= 25	0,0132 – 0,1320
Filtração após A/S	= 25	0,0053 – 0,0264
Adsorção em carvão	= 30	0,0185 – 0,2642
Stripping	> 90	0,0106 – 0,0660
Osiose	> 50	183,24 – 305,42

Assim, baseado na **Tabela 5.2**, escolheu-se *stripping* para remoção do contaminante amônia (C), devido a sua alta eficiência e baixo custo operacional.

No segundo caso, o fluxograma reusa água da operação I e III na dessalgadora e, por isso, não necessita do regenerador. Porém, todo o fenol gerado na corrente é tratado na ETDI, ao contrário do primeiro caso proposto.

O terceiro caso proposto, utiliza a ETDI como nova fonte interna de água. Ao considerar esta hipótese, obteve-se uma redução de 8,3 t/h. Neste fluxograma, a corrente proveniente da operação II foi parcialmente reutilizada na operação IV, necessitando também da adição do regenerador.

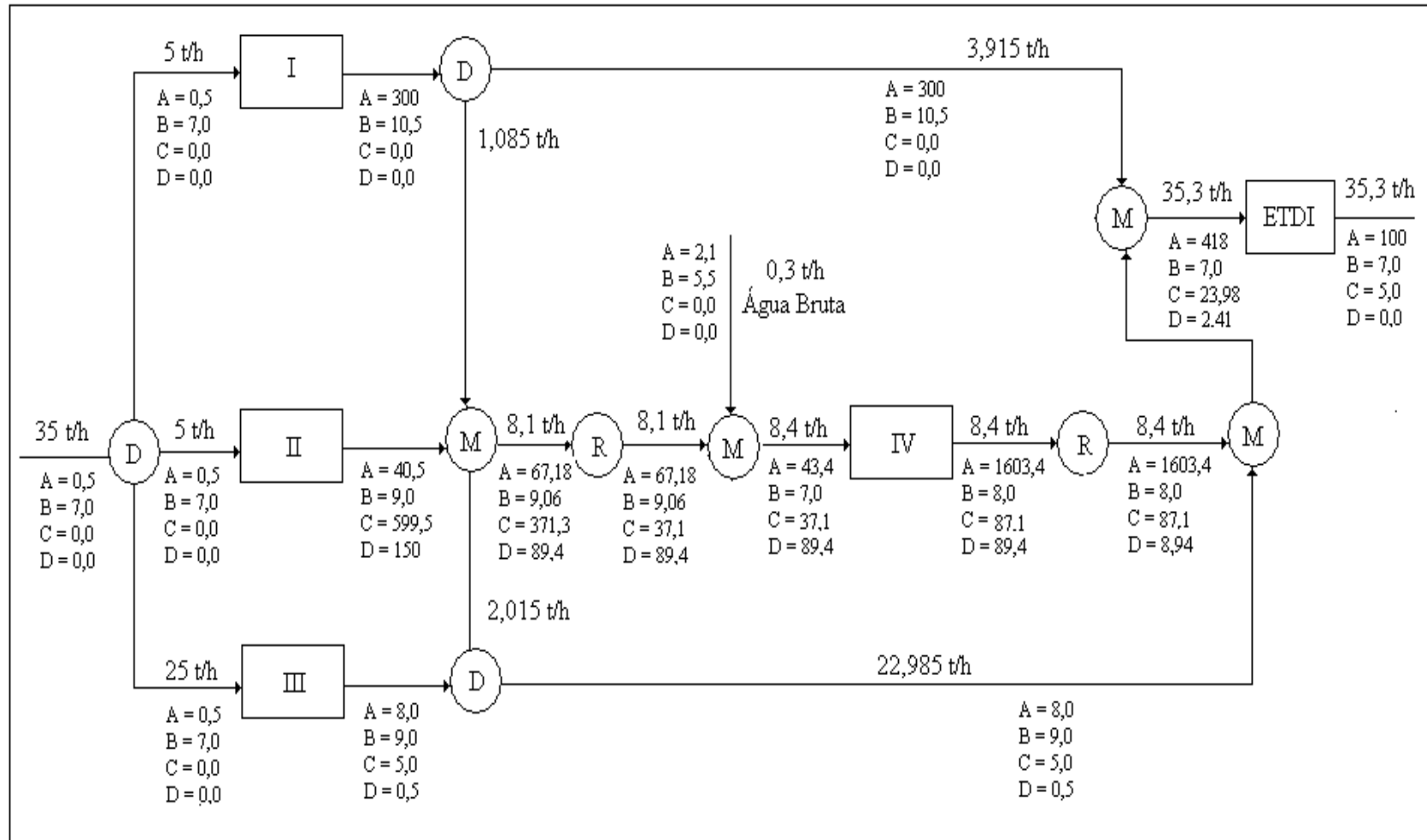


Figura 5.1 – Fluxograma gerado pelo DFA após ajuste das concentrações. (OPÇÃO I)

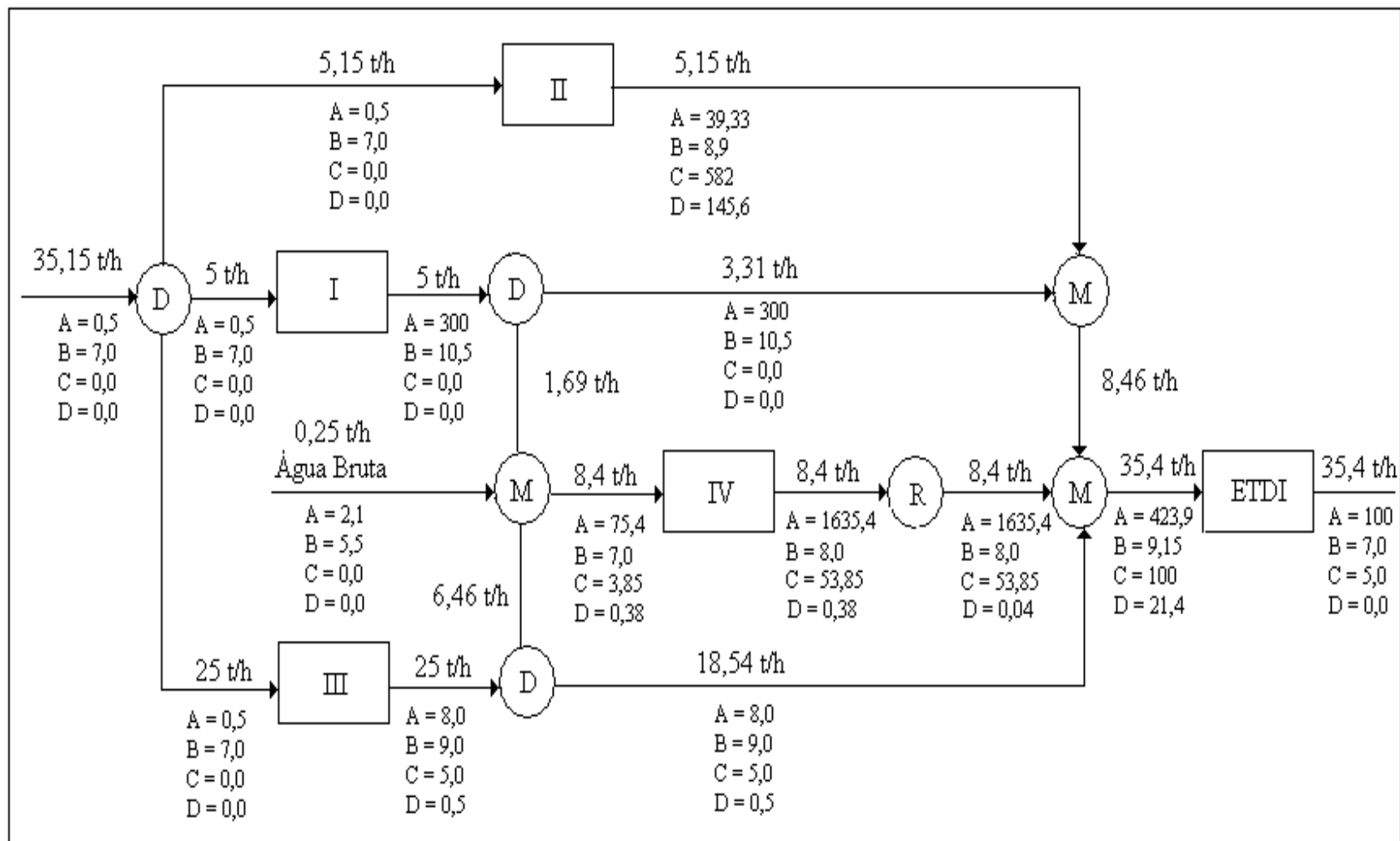


Figura 5.2 – Fluxograma gerado pelo DFA após ajuste das concentrações. (OPÇÃO II)

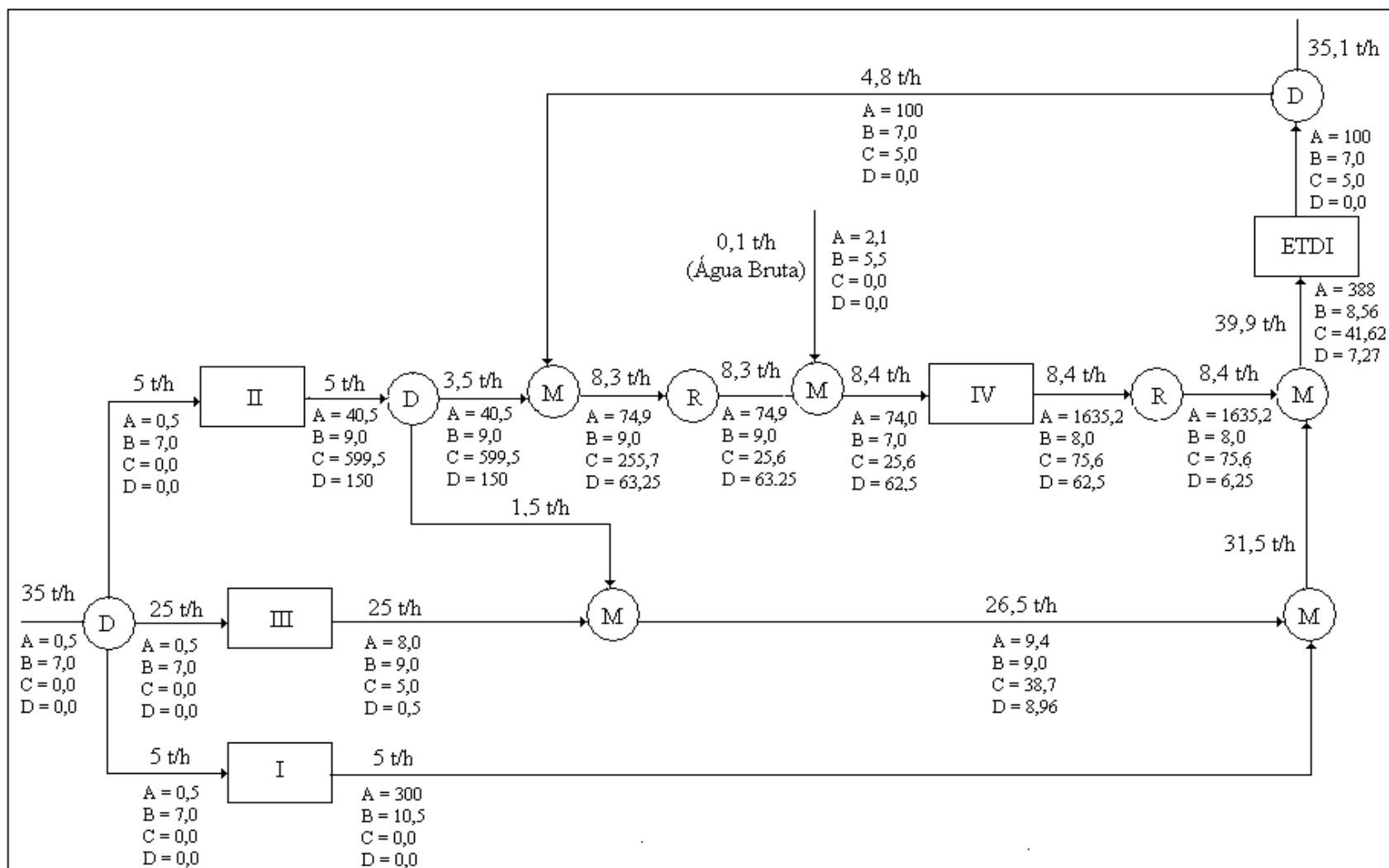


Figura 5.3 – Fluxograma com reciclo da ETDI após correção. (OPÇÃO III)

O melhor fluxograma proposto, segundo Higa e Penha (2006), analisando apenas a quantidade de água consumida é a que considera o reciclo da ETDI, apresentada na **Figura 5.3**.

Uma análise econômica será realizada considerando-se todos os custos com investimento e operação, aliado a quantidade de água consumida e geração de efluente. Além disso, os três fluxogramas gerados neste capítulo foram avaliados, principalmente, considerando o custo com tubulações e bombeamento envolvidos no sistema, para isto todas as linhas e bombas foram dimensionadas.

Para dimensionar as linhas, cada fluxograma obtido através do método do DFA (Figuras **5.1**, **5.2** e **5.3**) foi transformado em fluxograma de blocos, representados nas **Figuras 5.4**, **5.5**, **5.6**, de acordo com o arranjo dos respectivos isométricos das tubulações, apresentados em anexo. Estes isométricos foram elaborados a partir da planta de arranjo da refinaria, onde foram extraídas as elevações e comprimentos da tubulação. Nos fluxogramas de blocos (**Figura 5.4**, **5.5** e **5.6**), são indicadas todas as correntes e bombas envolvidas no sistema.

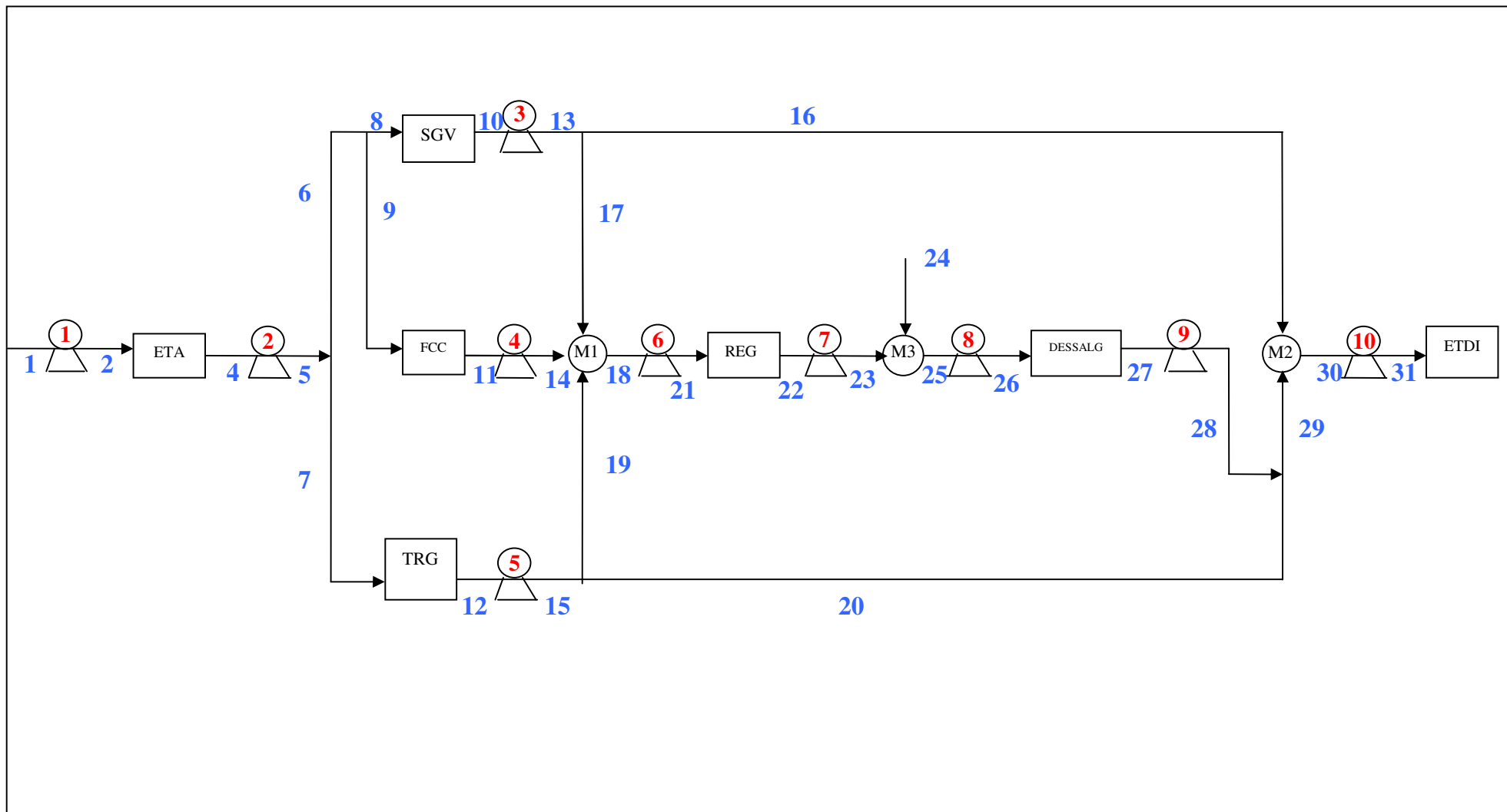


Figura 5.4 – Fluxograma de blocos do sistema de utilidades a partir do DFA (OPÇÃO I)

Nas **Tabelas 5.3 a 5.7** encontram-se, para cada corrente do fluxograma presente na **Figura 5.4**, os dados operacionais e seus respectivos cálculos a fim de dimensionar as linhas e as bombas envolvidas no processo. O procedimento desenvolvido para a realização dos cálculos é o mesmo proposto no capítulo 3.

Na **Tabela 5.3**, estão apresentados os resultados do cálculo do diâmetro interno e velocidade real.

Tabela 5.3 – Cálculo do Diâmetro da tubulação e da velocidade real para o caso I

Corrente	Vazão Mássica (t/h)	Vazão Volumétrica (m ³ /s)	Diâmetro nominal (in)	Diâmetro Calculado (m)	Diâmetro Interno Real (m)	Schedule	Velocidade Real (m/s)
1	155	0,0432	8	0,1916	0,2027	40	1,3391
2	155	0,0432	6	0,1355	0,1541	40	2,3185
4	155	0,0432	8	0,1916	0,2027	40	1,3391
5	155	0,0432	6	0,1355	0,1541	40	2,3185
6	55	0,0153	4	0,0807	0,1023	40	1,8677
7	100	0,0279	5	0,1088	0,1282	40	2,1606
8	50	0,0139	4	0,0770	0,1023	40	1,6979
9	5	0,0014	1	0,0243	0,0266	40	2,5018
10	50	0,0139	5	0,1088	0,1282	40	1,0803
11	5	0,0014	1 ¼	0,0344	0,0351	40	1,4428
12	25	0,0070	3	0,0770	0,0779	40	1,4622
13	50	0,0140	3	0,0770	0,0779	40	2,9244
14	5	0,0014	1	0,0243	0,0266	40	2,5018
15	25	0,0070	2.1/2	0,0544	0,0627	40	2,2596
16	3,915	0,0011	1	0,0215	0,0266	40	1,9589
17	1,085	0,0003	½	0,0113	0,0158	40	1,5512
18	8,1	0,0023	2	0,0438	0,0525	40	1,0444
19	2,015	0,0006	½	0,0154	0,0158	40	2,8809
20	22,985	0,0064	2	0,0521	0,0525	40	2,9636
21	8,1	0,0023	1 ¼	0,0310	0,0351	40	2,3374
22	8,1	0,0023	2	0,0438	0,0525	40	1,0444
23	8,1	0,0023	1 ¼	0,0310	0,0351	40	2,3374
25	8,4	0,0023	2	0,0446	0,0525	40	1,0831
26	8,4	0,0023	1 ¼	0,0315	0,0351	40	2,4233
27	8,4	0,0023	2	0,0446	0,0525	40	1,0831
28	8,4	0,0023	1 ¼	0,0315	0,0351	40	2,4239
29	33,385	0,0093	3	0,0629	0,0779	40	1,9526
30	35,3	0,0098	4	0,0914	0,1023	40	1,1988
31	35,3	0,0098	3	0,0647	0,0779	40	2,0646

Na **Tabela 5.4**, encontram-se o comprimento da tubulação para cada corrente e a quantidade de cada tipo de válvula e joelho existente em cada corrente.

Tabela 5.4 - Comprimento da tubulação e seus acidentes no caso I

Corrente	Comprimento Tubulação (m)	ACIDENTES					
		Válvula de pé	Válvula Gaveta	Válvula de Retenção	Válvula Globo	Joelho 90° Raio Longo	Diâmetro nominal (in)
1	8	1	-	-	-	1	8
2	406,7	-	-	1	1	9	6
4	3	-	1	-	-	-	8
5	48,3	-	-	1	1	3	6
6	31,2	-	1	-	-	3	4
7	21,3	-	1	-	-	3	5
8	233,5	-	1	-	-	6	4
9	59,3	-	1	-	-	8	1
10	3	-	1	-	-	-	5
11	3	-	1	-	-	-	1 1/4
12	3	-	1	-	-	-	3
13	275,4	-	-	1	1	9	3
14	22	-	1	1	1	4	1
15	94,4	-	-	1	1	9	2.1/2
16	181,1	-	1	-	-	11	1
17	10,4	-	1	-	-	4	1/2
18	3	-	1	-	-	-	2
19	10,4	-	1	-	-	4	1/2
20	7,5	-	-	-	-	-	2
21	60,3	-	1	1	1	7	1 1/4
22	3	-	1	-	-	-	2
23	21,5	-	1	1	1	4	1 1/4
25	3	-	1	-	-	-	2
26	58,8	-	1	1	1	7	1 1/4
27	3	-	1	-	-	-	2
28	18,9	-	-	1	1	2	1 1/4
29	148,6	-	1	-	-	11	3
30	3	-	1	-	-	-	4
31	11,5	-	1	1	1	2	3

Com o auxílio dos resultados encontrados na **Tabela 5.3** e os dados obtidos a partir da **Tabela 5.4**, calcula-se a perda de carga total de cada linha, como está ilustrado no resultado da **Tabela 5.5**.

Tabela 5.5 – Cálculo da perda de carga total no caso I

Corrente	Velocidade Real (m/s)	Diâmetro Interno Real (m)	Nº de Reynolds	Fator de atrito	Comprimento da tubulação (m)	ΣLeq (m)	h_1 - Perda de Carga Distribuída (m)	h_2 - Perda de Carga Localizada (m)	Perda de carga Total (k/cm^2)
1	1,3391	0,2027	300446,9840	0,0165	8,000	56,300	0,060	0,419	0,0476
2	2,3185	0,1541	395331,1366	0,0166	406,700	100,900	12,017	2,981	1,4938
4	1,3391	0,2027	300446,9840	0,0165	3,000	1,400	0,022	0,010	0,0033
5	2,3185	0,1541	395331,1366	0,0166	48,300	79,420	1,427	2,347	0,3759
6	1,8677	0,1023	211364,7176	0,0185	31,200	7,000	1,005	0,226	0,1226
7	2,1606	0,1282	306540,2925	0,0174	21,300	9,000	0,688	0,291	0,0974
8	1,6979	0,1023	192149,7433	0,0187	233,500	13,300	6,275	0,357	0,6606
9	2,5018	0,0266	73758,3812	0,0251	59,300	1,280	17,821	0,385	1,8133
10	1,0803	0,1282	153270,1463	0,0187	3,000	0,900	0,026	0,008	0,0034
11	1,4428	0,0351	56012,6361	0,0246	3,000	0,200	0,224	0,015	0,0238
12	1,4622	0,0779	126085,9391	0,0202	3,000	0,500	0,085	0,014	0,0099
13	2,9244	0,0779	252171,8782	0,0190	275,400	50,100	29,275	5,326	3,4462
14	2,5018	0,0266	73758,3812	0,0251	22,000	14,000	6,611	4,207	1,0775
15	2,2596	0,0627	156742,4438	0,0204	94,400	40,800	8,000	3,458	1,1412
16	1,9589	0,0266	57752,8125	0,0256	181,100	1,760	34,127	0,332	3,4321
17	1,5512	0,0158	27055,0984	0,0304	10,400	1,300	2,466	0,308	0,2763
18	1,0444	0,0525	60655,0249	0,0231	3,000	0,400	0,074	0,010	0,0083
19	2,8809	0,0158	50245,1827	0,0286	10,400	1,300	7,999	1,000	0,8963
20	2,9636	0,0525	172117,9934	0,0208	7,500	0,000	1,334	0,000	0,1328
21	2,3374	0,0351	90740,4705	0,0235	60,300	20,400	11,245	3,804	1,4989
22	1,0444	0,0525	60655,0249	0,0231	3,000	0,400	0,074	0,010	0,0083
23	2,3374	0,0351	90740,4705	0,0235	21,500	18,300	4,009	3,413	0,7392
25	1,0831	0,0525	62901,5073	0,0230	3,000	0,400	0,079	0,011	0,0089
26	2,4239	0,0351	94101,2287	0,0234	58,800	20,400	11,755	4,078	1,5770
27	1,0831	0,0525	62901,5073	0,0230	3,000	0,400	0,079	0,011	0,0089
28	2,4239	0,0351	94101,2287	0,0234	18,900	16,700	3,778	3,339	0,7089
29	1,9526	0,0779	168375,1631	0,0196	148,600	18,100	7,280	0,887	0,8135
30	1,1987	0,1023	135657,7188	0,0194	3,000	0,700	0,042	0,010	0,0051
31	2,0646	0,0779	178033,3460	0,0195	11,500	39,400	0,627	2,147	0,2763

A partir da perda de carga calculada na **Tabela 5.6**, foram obtidos os dados de dimensionamento da bomba: NPSH e Potência. Estes dados estão apresentados na **Tabela 5.7**, e foram calculados a partir das pressões de sucção e descarga das bombas presentes na **Tabela 5.6**.

Tabela 5.6 – Cálculo das pressões na sucção e descarga das bombas do caso I

Bomba	Sucção				Descarga			
	P_{OPS} (kgf/cm ²)	H_S (m)	ΔP_S (kgf/cm ²)	P_S (kgf/cm ²)	P_{OPD} (kgf/cm ²)	H_D (m)	ΔP_D (kgf/cm ²)	P_D (kgf/cm ²)
1	1,32	3,5	0,0476	1,6210	1,03	7,5	1,4938	3,2708
2	1,03	0	0,0033	1,0267	3,5	7,5	1,1591	5,4061
3	1,03	0	0,0034	1,0266	1,03	11,1	6,8783	9,0139
4	1,6	0	0,0238	1,5762	1,03	7,5	1,0775	2,8545
5	1,03	0	0,0099	1,0201	1,03	11,1	1,9630	4,0986
6	1,03	0	0,0083	1,0217	1,03	9,9	1,4989	3,5149
7	1,03	0	0,0083	1,0217	1,03	7,5	0,7393	2,5162
8	1,03	0	0,0089	1,0211	1,03	9,9	1,5770	3,5931
9	1,03	0	0,0089	1,0211	4,57	9,9	0,7089	6,2609
10	1,03	0	0,0051	1,0249	1,03	7,5	0,2763	2,0533

Tabela 5.7 – Cálculo das bombas do caso I

Bomba	Dados da bomba			
	AMT (mcl)	P_{cedida} (KW)	P_{motor} (kW)	NPSH _D (mca)
1	16,5590	6,9943	9,3257	12,7285
2	43,9545	18,5657	24,7543	7,9676
3	80,1657	33,8607	45,1476	7,9667
4	12,8302	0,1748	0,2331	12,3700
5	30,8973	2,1049	2,8066	7,9147
6	25,0239	3,4096	4,5461113	7,9271
7	15,0002	0,2044	0,2725	7,9271
8	25,8142	3,5173	4,6897	7,9224
9	52,5907	0,7166	0,9554	7,9224
10	10,3219	0,7032	0,9376	7,9526

Assim como foi feito para o caso I, um fluxograma de blocos foi esquematizado para o caso II. Neste fluxograma (**Figura 5.5**), estão representadas as correntes e as respectivas bombas.

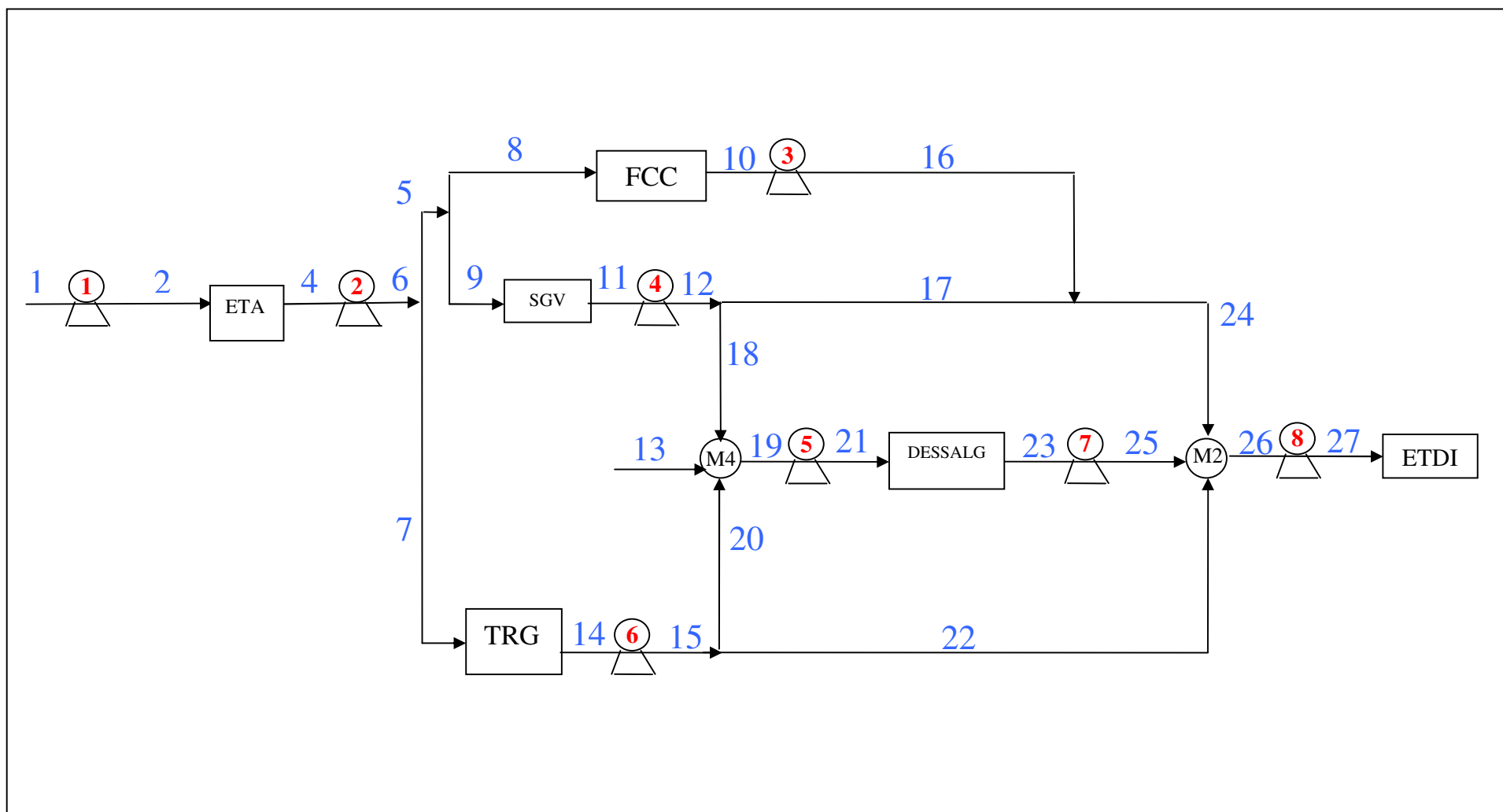


Figura 5.5 – Fluxograma de blocos do sistema de utilidades a partir do DFA (OPÇÃO II)

O fluxograma apresentado na **Figura 5.5** reusa água da operação SGV e Torre de Resfriamento na Dessalgadora e, por isso, não necessita do regenerador. Porém, todo o fenol gerado na corrente é tratado na ETDI, ao contrário do primeiro fluxograma proposto (**Figura 5.4**).

As **Tabelas 5.8 a 5.18** apresentam os resultados dos cálculos de dimensionamento de linhas e bombas presentes no fluxograma da **Figura 5.5**. Estes resultados irão auxiliar no cálculo dos custos destes equipamentos.

Na **Tabela 5.8**, calcula-se o diâmetro interno e a velocidade real.

Tabela 5.8 – Cálculo do Diâmetro da tubulação e da velocidade real para o caso II

Corrente	Vazão Mássica (t/h)	Vazão Volumétrica (m³/s)	Diâmetro nominal (in)	Diâmetro Calculado (m)	Diâmetro Interno Real (m)	Schedule	Peso da tubulação (kg/m)	Velocidade Real (m/s)
1	155	0,0432	8	0,1916	0,2027	40	42,55	1,3391
2	155	0,0432	6	0,1355	0,1541	40	28,26	2,3185
4	155	0,0432	8	0,1916	0,2027	40	42,55	1,3391
5	55	0,0153	4	0,0807	0,1023	40	16,07	1,8677
6	155	0,0432	6	0,1355	0,1541	40	28,26	2,3185
7	100	0,0279	6	0,1088	0,1541	40	28,26	1,4958
8	5	0,0014	1	0,0243	0,0266	40	2,5	2,5018
9	50	0,0139	3	0,0770	0,0779	40	11,29	2,9244
10	5	0,0014	1.1/4	0,0344	0,0351	40	3,39	1,4428
11	5	0,0014	1.1/4	0,0344	0,0351	40	3,39	1,4428
12	5	0,0014	1	0,0243	0,0266	40	2,5	2,5018
14	25	0,0070	3	0,0770	0,0779	40	11,29	1,4622
15	25	0,0070	2.1/2	0,0544	0,0627	40	8,63	2,2596
16	5	0,0014	1	0,0243	0,0266	40	2,5	2,5018
17	3,31	0,0009	3/4	0,0198	0,0210	40	1,69	2,6755
18	1,69	0,0005	1/2	0,0141	0,0158	40	1,27	2,4162
19	8,4	0,0023	2	0,0446	0,0525	40	5,44	1,0831
20	6,46	0,0018	1.1/4	0,0277	0,0351	40	3,39	1,8641
21	8,4	0,0023	1.1/4	0,0315	0,0351	40	3,39	2,4239
22	18,54	0,0052	2	0,0469	0,0525	40	5,44	2,3905
23	8,4	0,0023	2	0,0446	0,0525	40	5,44	1,0831
24	8,31	0,0023	1.1/4	0,0314	0,0351	40	3,39	2,3980
25	8,4	0,0023	1.1/4	0,0315	0,0351	40	3,39	2,4239
26	35,25	0,0098	4	0,0914	0,1023	40	16,07	1,1970
27	35,25	0,0098	3	0,0646	0,0779	40	11,29	2,0617

Na **Tabela 5.9** estão listados os comprimentos de cada linha e seus acidentes ao longo da tubulação.

Tabela 5.9 - Comprimento da tubulação e seus acidentes no caso II

Corrente	Comprimento Tubulação (m)	ACIDENTES					
		Válvula de pé	Válvula Gaveta	Válvula de Retenção	Válvula Globo	Joelho 90° Raio Longo	Diâmetro nominal (in)
1	8	1	1			1	8
2	489,2		1	1	1	14	6
4	3		1				8
5	31,2					1	4
6	48,3			1	1	3	6
7	21,3		1			3	6
8	59,3		1			8	1
9	233,5		1			6	3
10	3		1				1.1/4
11	3		1				1.1/4
12	261,9			1	1	9	1
14	3		1				3
15	80,9			1	1	9	2.1/2
16	18,9			1	1	2	1
17	6						0,75
18	10,4		1			4	0,5
19	3		1				2
20	10,4		1			4	1.1/4
21	55,8		1	1	1	9	1.1/4
22	194,6		1			11	2
23	3		1				2
24	188,6		1			11	1.1/4
25	192,5		1	1	1	14	1.1/4
26	3		1				4
27	11,5		1	1	1	2	3

Com os comprimentos equivalentes calculados a partir dos dados da **Tabela 5.9**, com o diâmetro e velocidade, Tabela 5.8, e fator de atrito, encontrado na **Tabela 5.10**, calcula-se a perda de carga total em cada corrente, e o resultado encontra-se na **Tabela 5.10**.

Tabela 5.10 – Cálculo da perda de carga total no caso II

Corrente	Velocidade Real (m/s)	Diâmetro Interno Real (m)	Nº de Reynolds	Fator de atrito	Comprimento da tubulação (m)	Σl_{eq} (m)	Perda de Carga Distribuída (m)	Perda de Carga Localizada (m)	Perda de carga total (kgf/cm ²)
1	1,3391	0,2027	300446,984	0,0165	8	139,60	0,0595	1,0384	0,1094
2	2,3185	0,1541	395331,1366	0,0166	489,2	106,40	14,4544	3,1438	1,7528
4	1,3391	0,2027	300446,984	0,0165	3	1,40	0,0223	0,0104	0,0033
5	1,8677	0,1023	211364,7176	0,0185	31,2	2,90	1,0054	0,0934	0,1094
6	2,3185	0,1541	395331,1366	0,0166	48,3	77,80	1,4271	2,2988	0,3711
7	1,4958	0,1541	255052,3462	0,0173	21,3	8,60	0,2727	0,1101	0,0381
8	2,5018	0,0266	73758,3812	0,0251	59,3	6,60	17,8208	1,9834	1,9725
9	2,9244	0,0779	252171,8782	0,0190	233,5	8,30	24,8209	0,8823	2,5600
10	1,4428	0,0351	56012,63612	0,0246	3	2,00	0,2238	0,1492	0,0372
11	1,4428	0,0351	56012,63612	0,0246	3	2,00	0,2238	0,1492	0,0372
12	2,5018	0,0266	73758,3812	0,0251	261,9	18,60	78,7062	5,5897	8,3959
14	1,4622	0,0779	126085,9391	0,0202	3	0,50	0,0848	0,0141	0,0099
15	2,2596	0,0627	156742,4438	0,0204	80,9	38,10	6,8563	3,2290	1,0045
16	2,5018	0,0266	73758,3812	0,0251	18,9	13,00	5,6798	3,9068	0,9548
17	2,6755	0,0210	62060,07672	0,0266	6	0,00	2,7804	0,0000	0,2769
18	2,4162	0,0158	42141,121	0,0291	10,4	1,30	5,7120	0,7140	0,6400
19	1,0831	0,0525	62901,50728	0,0230	3	0,40	0,0788	0,0105	0,0089
20	1,8641	0,0351	72368,32587	0,0240	10,4	2,60	1,2600	0,3150	0,1569
21	2,4239	0,0351	94101,22868	0,0234	55,8	20,90	11,1556	4,1783	1,5273
22	2,3905	0,0525	138832,6125	0,0212	194,6	10,30	22,8985	1,2120	2,4014
23	1,0831	0,0525	62901,50728	0,0230	3	0,40	0,0788	0,0105	0,0089
24	2,3980	0,0351	93093,00123	0,0234	188,6	6,80	36,9355	1,3317	3,8114
25	2,4239	0,0351	94101,22868	0,0234	192,5	23,90	38,4847	4,7781	4,3090
26	1,1970	0,1023	135465,569	0,0194	3	0,70	0,0416	0,0097	0,0051
27	2,0617	0,0779	177781,1741	0,0195	11,5	36,80	0,6250	2,0001	0,2615

A partir da perda de carga, calcula-se as pressões de sucção e descarga de cada bomba (**Tabela 5.11**), visando calcular o NPSH e potência de cada uma (**Tabela 5.12**).

Tabela 5.11 - Cálculo das pressões de sucção e descargas das bombas do caso II

Bomba	Sucção				Descarga			
	P _{OPS} (kgf/cm ²)	H _S (m)	ΔP _S (kgf/cm ²)	P _S (kgf/cm ²)	P _{OPD} (kgf/cm ²)	H _D (m)	ΔP _D (kgf/cm ²)	P _D (kgf/cm ²)
1	1,32	3,5	0,1094	1,5592	1,03	7,5	1,7528	3,5298
2	1,03	0	0,0033	1,0267	3,5	7,5	2,5600	6,8070
3	1,6	0	0,0372	1,5628	1,03	11,1	4,7662	6,9018
4	3,5	0	0,0372	3,4628	4,96	9,9	8,6728	14,6188
5	1,03	0	0,0089	1,0211	1,03	9,9	1,5273	3,5433
6	1,03	0	0,0099	1,0201	1,03	11,1	3,4059	5,5415
7	1,03	0	0,0089	1,0211	1,03	11,1	4,3090	6,4445
8	1,03	0	0,0051	1,0249	1,03	7,5	2,0001	3,7771

Tabela 5.12 – Cálculo das bombas do caso II

Bomba	Dados da Bomba			
	AMT (mcl)	P _{cedida} (kw)	P _{motor} (kw)	NPSH _D (mca)
1	19,7777	8,3538	11,1384	12,2340
2	58,0154	24,5048	32,6731	7,9676
3	53,5857	0,7301	0,9735	12,2628
4	111,97	1,5256	2,0342	27,4856
5	25,3146	0,5795	0,7726	7,9224
6	45,3793	3,0915	4,1220	7,9147
7	54,4336	1,2460	1,6614	7,9224
8	27,6232	2,6534	3,5379	7,9527

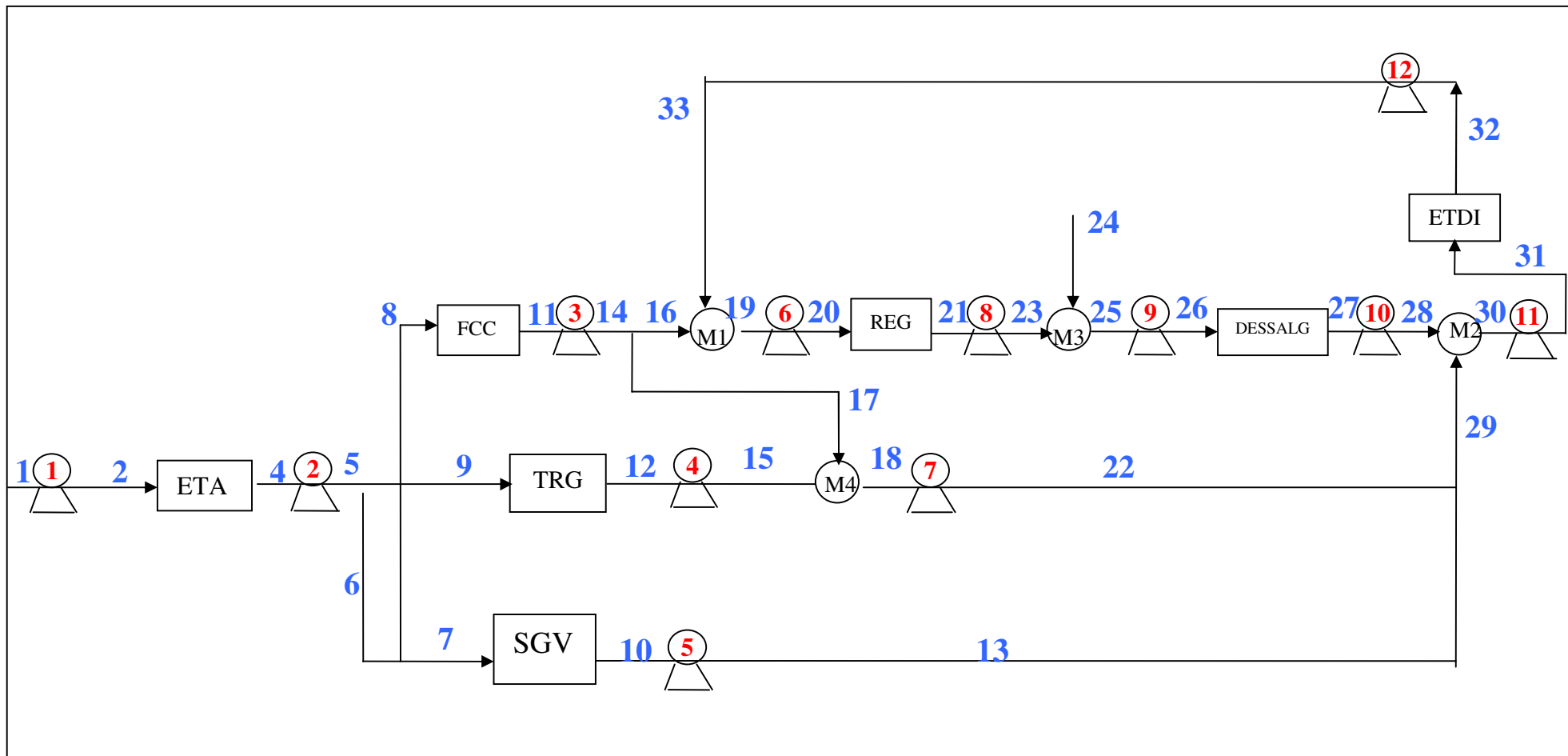


Figura 5.6 – Fluxograma de blocos do sistema de utilidades gerado a partir do DFA (OPÇÃO III)

O fluxograma da **Figura 5.6**, utiliza a ETDI como nova fonte interna de água. Neste caso, a corrente proveniente da operação craqueamento catalítico fluido foi parcialmente reutilizada na Dessalgadora, causando a violação da concentração máxima de amônia permitida na entrada da operação IV, por isso foi necessária a adição do regenerador. Nas **Tabelas 5.13 a 5.17**, encontram-se os resultados dos cálculos propostos no capítulo 3 para as correntes presentes no fluxograma da **Figura 5.6**.

Tabela 5.13 – Cálculo do Diâmetro da tubulação e da velocidade real para o caso III

Corrente	Vazão Mássica (t/h)	Vazão Volumétrica (m ³ /s)	Diâmetro nominal (in)	Diâmetro Calculado (m)	Diâmetro Interno Real (m)	Schedule	Velocidade Real (m/s)
1	155	0,0432	8	0,1916	0,2027	40	1,3391
2	155	0,0432	6	0,1355	0,1541	40	2,3185
4	155	0,0432	8	0,1916	0,2027	40	1,3391
5	155	0,0432	6	0,1355	0,1541	40	2,3185
6	105	0,0293	6	0,1115	0,1541	40	1,5706
7	100	0,0279	6	0,1088	0,1541	40	1,4958
8	5	0,0014	1	0,0243	0,0266	40	2,5018
9	50	0,0139	3	0,0770	0,0779	40	2,9244
10	5	0,0014	1.1/4	0,0344	0,0351	40	1,4428
11	5	0,0014	1.1/4	0,0344	0,0351	40	1,4428
12	25	0,0070	3	0,0770	0,0779	40	1,4622
13	5	0,0014	1	0,0243	0,0266	40	2,5018
14	5	0,0014	1	0,0243	0,0266	40	2,5018
15	25	0,0070	2.1/2	0,0544	0,0627	40	2,2596
16	3,5	0,0010	3/4	0,0204	0,0210	40	2,8291
17	1,5	0,0004	1/2	0,0133	0,0158	40	2,1446
18	26,5	0,0074	3	0,0686	0,0779	40	1,5499
19	8,3	0,0023	2	0,0443	0,0525	40	1,0702
20	8,3	0,0023	1.1/4	0,0314	0,0351	40	2,3951
21	8,3	0,0023	2	0,0443	0,0525	40	1,0702
22	26,5	0,0074	2.1/2	0,0560	0,0627	40	2,3952
23	8,3	0,0023	1.1/4	0,0314	0,0351	40	2,3951
25	8,4	0,0023	2	0,0446	0,0525	40	1,0831
26	8,4	0,0023	1.1/4	0,0315	0,0351	40	2,4239
27	8,4	0,0023	2	0,0446	0,0525	40	1,0831
28	8,4	0,0023	1.1/4	0,0315	0,0351	40	2,4239
29	31,5	0,0088	2.1/2	0,0611	0,0627	40	2,8472
30	39,9	0,0111	4	0,0972	0,1023	40	1,3549
31	39,9	0,0111	3	0,0687	0,0779	40	2,3336
32	4,8	0,0013	1	0,0337	0,0266	40	2,4018
33	4,8	0,0013	1	0,0238	0,0266	40	2,4018

Na **Tabela 5.13**, encontra-se o resultado do cálculo do diâmetro interno e velocidade real para cada corrente numerada da **Figura 5.6**. Na **Tabela 5.14**, estão apresentados os dados necessários para o cálculo da perda de carga.

Tabela 5.14 – Comprimento da tubulação e seus acidentes no casoIII

Corrente	Comprimento Tubulação (m)	ACIDENTES					
		Válvula de pé	Válvula Gaveta	Válvula de Retenção	Válvula Globo	Joelho 90° Raio Longo	Diâmetro nominal (in)
1	8	1	1			1	8
2	406,7			1	1	9	6
4	3		1				8
5	48,3			1	1	3	6
6	31,2					1	6
7	21,3		1			8	6
8	233,5		1			3	1
9	59,3		1			6	3
10	3		1				1.1/4
11	3		1				1.1/4
12	3		1				3
13	261,9			1	1	9	1
14	18,9			1	1	2	1
15	91,3		1	1	1	14	2.1/2
16	17,9		1			5	3/4
17	16,4		1			5	1/2
18	3		1				3
19	3		1				2
20	60,3		1	1	1	9	1.1/4
21	3		1				2
22	15,9			1	1	2	2.1/2
23	21,5		1	1	1	4	1.1/4
25	3		1				2
26	58,8		1	1	1	7	1.1/4
27	3		1				2
28	192,5		1	1	1	14	1.1/4
29	194,6		1			11	2.1/2
30	3		1				4
31	11,5		1	1	1	2	3
32	3		1				1
33	201		1	1	1	20	1

A **Tabela 5.15**, caracteriza o cálculo da perda de carga existente em cada linha do fluxograma da **Figura 5.6**.

Tabela 5.15 - Cálculo da perda de carga total no caso III

Corrente	Velocidade Real (m/s)	Diâmetro Interno Real (m)	Nº de Reynolds	Fator de atrito	Comprimento da tubulação (m)	ΣLeq	h_1 - Perda de Carga Distribuída (m)	h_2 - Perda de Carga Localizada (m)	Perda de carga total (kgf/cm ²)
1	1,3391	0,2027	300446,984	0,0165	8	57,7	0,0595	0,4292	0,0487
2	2,3185	0,1541	395331,1366	0,0166	406,7	100,9	12,0168	2,9813	1,4938
4	1,3391	0,2027	300446,984	0,0165	3	1,4	0,0223	0,0104	0,0033
5	2,3185	0,1541	395331,1366	0,0166	48,3	80,5	1,4271	2,3785	0,3790
6	1,5706	0,1541	267804,9635	0,0172	31,2	3,4	0,4382	0,0478	0,0484
7	1,4958	0,1541	255052,3462	0,0173	21,3	28,3	0,2727	0,3623	0,0632
8	2,5018	0,0266	73758,381	0,0251	233,5	2,6	70,1715	0,7814	7,0669
9	2,9244	0,0779	252171,8782	0,0190	59,3	5,3	6,3036	0,5634	0,6839
10	1,4428	0,0351	56012,636	0,0246	3	0,2	0,2238	0,0149	0,0238
11	1,4428	0,0351	56012,63612	0,0246	3	0,2	0,2238	0,0149	0,0238
12	1,4622	0,0779	126085,9391	0,0202	3	0,5	0,0848	0,0141	0,0099
13	2,5018	0,0266	73758,3812	0,0251	261,9	18,6	78,7062	5,5897	8,3959
14	2,5018	0,0266	73758,3812	0,0251	18,9	13	5,6798	3,9068	0,9548
15	2,2596	0,0627	156742,4438	0,0204	91,3	47,7	7,7377	4,0426	1,1733
16	2,8291	0,0210	65622,43762	0,0265	17,9	2,1	9,2322	1,0831	1,0274
17	2,1446	0,0158	37403,36184	0,0294	16,4	1,6	7,1760	0,7001	0,7845
18	1,5499	0,0779	133651,0955	0,0201	3	0,5	0,0947	0,0158	0,0110
19	1,0702	0,0525	62152,67982	0,0231	3	0,4	0,0771	0,0103	0,0087
20	2,3951	0,0351	92980,97596	0,0234	60,3	21,8	11,7820	4,2595	1,5977
21	1,0702	0,0525	62152,67982	0,0231	3	0,4	0,0771	0,0103	0,0087
22	2,3952	0,0627	166146,9904	0,0203	15,9	31,7	1,5066	3,0038	0,4492
23	2,3951	0,0351	92980,97596	0,0234	21,5	18,3	4,2009	3,5756	0,7745
25	1,0831	0,0525	62901,50728	0,0230	3	0,4	0,0788	0,0105	0,0089
26	2,4239	0,0351	94101,22868	0,0234	58,8	20,4	11,7553	4,0784	1,5770
27	1,0831	0,0525	62901,50728	0,0230	3	0,4	0,0788	0,0105	0,0089
28	2,4239	0,0351	94101,22868	0,0234	192,5	25,3	38,4847	5,0580	4,3369
29	2,8472	0,0627	197495,4792	0,0200	194,6	14,7	25,7018	1,9415	2,7533
30	1,3549	0,1023	153335,4952	0,0191	3	2,1	0,0526	0,0368	0,0089
31	2,3336	0,0779	201233,1588	0,0193	11,5	39,4	0,7923	2,7144	0,3493
32	2,4018	0,0266	70808,04595	0,0252	3	0,2	0,8338	0,0556	0,0886
33	2,4018	0,0266	70808,04595	0,0252	201	27,6	55,8655	7,6711	6,3282

Por fim, está a Tabela 5.16, que irá calcular as pressões de sucção e descarga das bombas e a Tabela 5.17, que irá calcular o NPSH e a potência da bomba.

Tabela 5.16 – Cálculo das pressões de sucção e descargas das bombas do caso III

Bomba	Sucção				Descarga			
	P _{OPS} (Kgf/cm ²)	H _s (m)	ΔP _s (Kgf/cm ²)	P _s (Kgf/cm ²)	P _{OPD} (Kgf/cm ²)	H _D (m)	ΔP _D (Kgf/cm ²)	P _D (Kgf/cm ²)
1	1,32	3,5	0,0487	1,6199	1,03	7,5	1,4938	3,2708
2	1,03	0	0,0033	1,0267	3,5	7,5	7,4943	11,7413
3	1,03	0	0,0238	1,0062	1,03	11,1	1,9822	4,1178
4	1,6	0	0,0099	1,5901	1,03	7,5	1,1733	2,9503
5	1,03	0	0,0238	1,0062	1,03	11,1	11,1491	13,2847
6	1,03	0	0,0087	1,0213	1,03	9,9	1,5977	3,6138
7	1,03	0	0,0110	1,0190	1,03	7,5	0,4492	2,2262
8	1,03	0	0,0087	1,0213	1,03	9,9	0,7745	2,7906
9	1,03	0	0,0089	1,0211	4,57	9,9	1,5770	7,1291
10	1,03	0	0,0089	1,0211	1,03	7,5	4,3369	6,1139
11	1,03	0	0,0089	1,0211	1,03	7,5	0,3493	2,1263
12	1,03	0	0,0886	0,9414	1,03	7,5	0,0886	1,8656

Tabela 5.17 – Cálculo das bombas do caso III

Bomba	Dados da bomba			
	AMT (mcl)	Pcedida (KW)	Pmotor (KW)	NPSHD (mca)
1	16,5695	6,9987	9,3316	12,7202
2	107,5398	45,4231	60,5642	7,9676
3	31,2301	13,1911	17,5881	7,8032
4	13,6517	0,1860	0,2480	12,4815
5	123,2361	8,3956	11,1942	7,8032
6	26,0200	3,5453	4,7271	7,9240
7	12,1168	0,1651	0,2201	7,9055
8	17,7578	2,4196	3,2261	7,9240
9	61,3043	0,8353	1,1137	7,9224
10	51,1146	3,4823	4,6430	7,9224
11	11,0922	1,5114	2,0151	7,9224
12	9,2756	0,1264	0,1685	7,2839

Os resultados encontrados neste capítulo são imprescindíveis para que seja realizado o cálculo dos custos com tubulação e bombas presentes em cada cenário alternativo.

CAPÍTULO 6

AVALIAÇÃO ECONÔMICA

A implantação das propostas de racionalização e reutilização de efluentes apresentadas no trabalho de Higa e Penha (2006) reduz significativamente o consumo de águas e geração de efluentes. Conseqüentemente, os gastos utilizados na captação, estação de tratamento de água e estação de tratamento de efluentes também serão reduzidos. Neste trabalho, será considerado também o gasto com bombas, tubulação e tanques de equalização que são adicionados ao processo a partir da aplicação pela metodologia de minimização de água.

Este capítulo tem como objetivo promover uma análise econômica a fim de avaliar a viabilidade dos cenários de reúso propostos pelo método do DFA. Na análise econômica descrita neste capítulo, são analisados os seguintes fatores: investimento total, custo operacional e custo anual.

6.1 Investimento Total

O fator investimento integra um conjunto de recursos financeiros necessários para a instalação de um empreendimento, no caso uma unidade industrial. Representa o fator de produção capital, desembolsado ao longo do prazo de implantação, que vai dos primeiros estudos para o projeto até o final dos testes operacionais que liberam a fábrica para a operação comercial (MILFONT Jr., 1999).

O Investimento Total requerido por uma fábrica é constituído do Investimento Fixo, do Capital de Giro e do Investimento para a Partida.

O capital de giro compreende despesas a serem efetuadas para manter a empresa em funcionamento durante as interrupções ocasionais de produção. O investimento para a partida serve para cobrir os custos que ocorrem antes e durante a partida do processo, como contratação antecipada de certo tipo de pessoal e a operação ineficiente do processo durante essa fase inicial (PACHECO, 2009).

O investimento fixo corresponde aos recursos necessários à construção do processo e engloba os investimentos direto e indireto. O investimento direto inclui os recursos para adquirir o material necessário para a montagem das instalações, e está relacionado com investimentos em ISBL (*Inside Battery Limits*) e OSBL (*Outside Battery Limits*). Este investimento em instalações físicas se deterioram durante a vida útil do processo; portanto, para que haja um ajuste de custo anual, multiplica-se o investimento direto por uma taxa denominada, de taxa de depreciação (d). O investimento indireto inclui apenas despesas com o projeto (PERLINGEIRO, 2005).

O investimento direto relacionado aos equipamentos instalados, neste trabalho, não está considerando os equipamentos das unidades já existentes. Este investimento engloba apenas os equipamentos adicionados ao sistema após a aplicação da metodologia.

Neste trabalho, a estimativa de investimento total foi calculada segundo Perlingeiro (2005), e seu equacionamento representado na **Tabela 6.1**. Os resultados desta estimativa encontram-se na **Tabela 6.7**.

Tabela 6.1 – Cálculo do Investimento Total (Adaptado de PERLINGEIRO, 2005)

ISBL	I_1
OSBL	$I_2 = 0,45 * I_1$
Investimento Direto	$I_3 = I_1 + I_2 = 1,45 * I_1$
Investimento Indireto	$I_4 = 0,25 * I_3$
Investimento Fixo	$I_5 = I_3 + I_4 = 1,81 * I_1$
Investimento de Giro	$I_6 = 0,15 * I_{TOTAL}$
Investimento para a Partida	$I_7 = 0,1 * I_5$
Investimento Total	$I_{TOTAL} = I_5 + I_6 + I_7 = 2,52 * I_1$
Investimento Total Anual	$I_{Anual} = I_{TOTAL} * d$

O custo referente ao ISBL é calculado a partir do Método “*Study Estimate*”, proposto por Seider *et al.* (2004). Este método baseia-se no fator experimental de Lang (f_{LTCI}) com base na estimativa dos custos dos principais equipamentos da instalação e está representado na **Equação 6.1**.

$$ISBL = 1,05 * f_{LTCI} * \Sigma (I_{2009} / I_{2000}) * C_p \quad (6.1)$$

Onde,

I_{2009} – valor do índice atual

I_{2000} – valor do índice para o ano base

f_{LTCI} – fator de Lang, transforma o preço de compra em custo instalado

C_p – estimativa do custo de investimento do equipamento

O valor do fator de Lang para capital fixo utilizado é igual a 4,74, e foi obtido a partir de Seider *et al.* (2004). Os índices de atualização de custo mais recomendados são o *Chemical Engineering Cost Index (CE)* e o *Marshall & Swift Index (M&S)*, ambos divulgados mensalmente na revista *Chemical Engineering*. Segundo o *CE Cost Index*, o valor de I_{2000} é igual a **394** e o de I_{2009} igual a **509,2**, referente ao mês de maio de 2009 (<http://www.che.com/>), o valor final mais atual.

Bombas centrífugas

De acordo com Chauvel *et al.*, 2003, o cálculo do custo das bombas é feito a partir da **Equação 6.2**. Os resultados deste cálculo encontram-se na **Tabela 6.2**.

$$C_{\text{bomba}} = \text{preço base} * f_d * f_e * f_m * f_t * f_p \quad (6.2)$$

Onde:

C_{bomba} – custo da bomba, €\$

f_d – fator característico do tipo de bomba

f_e – fator característico do tipo do motor

f_m – fator característico do tipo de material utilizado

f_t – fator de correção de temperatura

f_p – fator de correção para pressão de sucção

Dados da bomba

Tipo de bomba: horizontal

Tipo de material: aço carbono

Temperatura de operação: 25°C

Os fatores de correção são tabelados, de acordo com os dados da bomba. (CHAUVEL *et al.*, 2003)

$$f_d = 1,0 ; f_e = 1,0 ; f_m = 1,0 ; f_t = 1,0 ; f_p = 1,0$$

O preço base foi obtido a partir do gráfico de custo (CHAUVEL *et al.*, 2003). Este gráfico relaciona o custo com a vazão de descarga da bomba.

Tabela 6.2 – Custo das bombas

Bombas	Custo Unitário (€\$)			
	Sem Reúso (Caso Base)	Máximo Reúso (Opção I)	Máximo Reúso (Opção II)	Máximo Reúso (Opção III)
1	15.000	15.000	15.000	15.000
2	18.000	18.000	18.000	18.000
3	6.000	19.000	7.000	7.500
4	13.000	5.500	10.000	7.000
5	7.000	7.000	6.000	6.000
6	6.000	9.000	8.500	6.000
7	8.000	6.000	7.000	7.000
8	-	8.500	7.500	6.000
9	-	7.000	-	7.000
10	-	7.000	-	6.000
11	-	-	-	8.000
12	-	-	-	5.500
Custo Total de Bombas (R\$)	189.654,00	264.996,00	205.242,00	257.202,00

Tanque de Equalização

De acordo com Chauvel *et al.* (2003), o cálculo do custo dos tanques equalizadores é obtido através da **Equação 6.3**, sendo que os resultados deste cálculo encontram-se na **Tabela 6.3**.

$$C_{\text{tanque}} = \text{preço base} * f_m \quad (6.3)$$

onde:

C_{tanque} – custo do tanque equalizador, €\$

f_m – fator de correção para o material do equipamento

O fator de correção, f_m , e o preço base do tanque são obtidos a partir de tabela e gráfico de custo, respectivamente. (CHAUVEL *et al.*, 2003). O valor encontrado para f_m é igual a 1,0, em função do material do equipamento escolhido ser aço carbono porque o fluido que passa no equipamento é água.

Tabela 6.3 – Custo dos Tanques de Equalização

Tanques Equalizadores	Custo Unitário (€\$)			
	Sem Reúso (Caso Base)	Máximo Reúso (Opção I)	Máximo Reúso (Opção II)	Máximo Reúso (Opção III)
1	-	19.000	-	19.000
2	29.000	29.000	29.000	29.000
3	-	19.000	-	19.000
4	-	-	19.000	19.000
Custo Total de Tanques (R\$)	75.342,00	174.066,00	124.704,00	223.428,00

Regenerador do Tipo Stripping (98,79%)

De acordo com Wang e Smith (1994), o cálculo do custo de investimento para um equipamento deste tipo é dado pela **Equação 6.4**, e os resultados estão representados na **Tabela 6.4**.

$$C_{\text{reg}} = 16800 * fr^{0,7} \quad (6.4)$$

onde:

C_{reg} – custo do regenerador, US\$

fr – vazão da água regenerada, t/h

Tabela 6.4 – Custo do Regenerador tipo Stripping

	Sem Reúso (Caso Base)	Máximo Reúso (Opção I)	Máximo Reúso (Opção II)	Máximo Reúso (Opção III)
Vazão da água regenerada (t/h)	-	8,1	-	8,3
Custo Total de Regenerador (US\$)	-	72.652,2	-	73.903,3
Custo Total de Regenerador (R\$)	-	129.248,26	-	131.473,97

Tubulações

O custo das tubulações foi estimado através de uma tabela de preços atualizados cotada por um fornecedor de tubulação (Multiduto), **Tabela 6.5**. Os resultados dos custos de cada tubulação estão representados na **Tabela 6.6**. Neste caso, o valor do custo encontrado não necessitará de nenhum fator de atualização de preço.

Tabela 6.5 – Preço de tubos de aço carbono com costura

BITOLA	PREÇO POR BARRA 6 metros/com costura (R\$)	PREÇO POR METRO (R\$)
1/2"	23,88	3,98
3/4"	35,51	5,92
1"	45,39	7,57
1 1/4"	58,70	9,78
1 1/2"	75,75	12,63
2"	106,32	17,72
2 1/2"	135,84	22,64
3"	157,98	26,33
4"	204,90	34,15
5"	282,17	47,03
6"	336,44	56,07
8"	527,26	87,88

Fonte: Catálogo eletrônico da Multiduto

Tabela 6.6 – Cálculo do custo de tubulação para os diferentes casos.

Diâmetro (in)	Comprimento (m)			
	Sem Reúso (Caso Base)	Máximo Reúso (Opção I)	Máximo Reúso (Opção II)	Máximo Reúso (Opção III)
1/2"	-	20,8	10,4	16,4
3/4"	-	-	6	17,9
1"	172	262,4	340,1	718,3
1.1/2"	3	-	-	-
1.1/4"	76,6	162,5	453,3	339,1
2"	3	19,5	200,6	12
2.1/2"	-	94,4	80,9	301,8
3"	236,5	438,5	248	76,8
4"	31,2	267,7	34,2	3
5"	21,3	24,3	-	-
6"	171,47	45,5	558,8	507,5
8"	11	11	11	11
Custo com tubulação (R\$)	21.017,5	31.489,5	50.240,4	47.517,36

Com base nos custos de bombas, tanques equalizadores, regeneradores e tubulação, representados nas tabelas anteriores, foi constituída a Tabela 6.7.

Tabela 6.7 – Resultado do cálculo do investimento total

	Sem Reúso (Caso Base)	Máximo Reúso (Opção I)	Máximo Reúso (Opção II)	Máximo Reúso (Opção III)
ISBL (R\$)	1.809.112,44	3.624.128,21	2.372.326,47	3.982.350,09
Investimento Total (R\$)	4.558.963,35	9.132.803,09	5.978.262,70	10.035.522,22

6.2 Custo Operacional anual

Os custos operacionais são todos os gastos ligados diretamente à atividade industrial e equivalem ao somatório de custos e despesas incorridas durante a operação regular de uma planta industrial. Compreendem os custos de produção propriamente ditos, diretamente relacionados com a planta; despesas gerais e administrativas; impostos incidentes sobre os produtos da planta; depreciação e amortização legal das instalações, que não constituem propriamente um custo.

O custo total operacional anual é a soma dos custos operacionais dos processos de tratamento e regeneração, dos custos de consumo de água limpa (ETA), de água bruta e energia.

Neste trabalho, foram utilizados os dados obtidos por Wang e Smith (1994) presentes na **Tabela 6.8**. O cálculo do custo operacional foi desenvolvido como está representado na **Tabela 6.9** e apresenta os resultados na **Tabela 6.10**.

Tabela 6.8 – Dados Adicionais para a Análise Econômica.

Custo da Água tratada (equivalente ETA)	4,25 US\$/t
Custo da Água industrial (água bruta) ²	-
Custo de Captação (água bruta)	0,05 US\$/t
Energia elétrica ¹	0,25 R\$/kWh
Custo do Efluente de descarte ³	0,03 US\$/t
Depreciação anual do custo de investimento	0,1
Operação Anual	8600 h/ano
Fator de conversão R\$/US\$ ⁴	1,779
Fator de conversão R\$/ €\$ ⁴	2,598

Fontes: 1 – Para fins industriais, informado pela ANEEL (Agência Nacional de Energia Elétrica – <http://www.aneel.gov.br/>)

2 – A água industrial bruta utilizada na refinaria é proveniente do Rio Negro, logo, não há custo.

3 – Adaptado de Takama *et al.* (1980)

4 – Informado pelo site do Banco Central do Brasil (<http://www.bcb.gov.br/>), em 05/10/2009.

Tabela 6.9 – Cálculo do Custo Operacional (Adaptado de PERLINGEIRO, 2005)

Investimento Fixo	$I_3 = 1,81 * I_1$
Custo Fixo	$C_1 = 0,03 * I_3$
Custo com utilidades	$C_2 = \text{Custo água bruta} + \text{Custo energia elétrica}$
Custo com manutenção	$C_3 = 0,04 * I_3$
Custos com suprimentos	$C_4 = 0,006 * I_3$
Custo com mão-de-obra	$C_5 = 0,2 * C_7$
Custo Direto	$C_6 = C_2 + 0,046 * I_3 + 0,20 * C_7$
Custo Operacional	$C_7 = 1,25 * C_2 + 0,172 * I_1$

Tabela 6.10 – Resultado do cálculo do custo operacional

	Sem Reúso (Caso Base)	Máximo Reúso (Opção I)	Máximo Reúso (Opção II)	Máximo Reúso (Opção III)
ISBL (R\$)	1.809.112,44	3.624.128,21	2.372.326,47	3.982.350,09
Custo anual com utilidades (R\$/ano)	129.946,00	216.569,00	137.578,50	220.783,50
Custo Operacional (R\$/ano)	473.599,84	894.061,30	580.013,28	960.943,59

6.3 Custo Total Anual

O custo total anual é a soma do custo total operacional (US\$/ano) com o custo de investimento em base anual (US\$/ano).

Neste trabalho, adotou-se a metodologia para o cálculo dos custos totais encontrada em Módenes *et al.* (2003) que, por sua vez, basearam-se nos trabalhos de Takama *et al.* (1980) e

Wang e Smith (1994). Neste caso, as parcelas correspondentes aos custos operacionais (manutenção) e de investimento (tubulações, misturadores e bombas) totalizariam os custos totais, conforme as **Equações 6.5, 6.6 e 6.7**.

$$\text{Custo operacional anual} = \text{Custo operacional} + \text{Custo de água limpa} + \text{Custo de água contaminada} \quad (6.5)$$

$$\text{Custo de investimento anual} = \text{Custo de investimento} * \text{depreciação anual} \quad (6.6)$$

$$\text{Custo total anual} = \text{Custo operacional anual} + \text{Custo de Investimento anual} \quad (6.7)$$

No capítulo 5, foram gerados, a partir da metodologia do DFA, três fluxogramas. O primeiro, apesar de reusar toda a água proveniente da operação II, reduzindo a quantidade de fenol destinada a ETDI, utiliza um regenerador de amônia, “*stripper*”, para reduzir a concentração deste contaminante na corrente destinada a dessalgadora. A redução de água proposta neste fluxograma é de 8,1 t/h.

O segundo fluxograma reusa água da operação I e III na dessalgadora e, por isso, não necessita do regenerador. Porém, todo o fenol gerado na corrente é tratado na ETDI, ao contrário do primeiro fluxograma proposto. A redução proposta foi de 8 t/h.

O terceiro fluxograma proposto utiliza a ETDI como nova fonte interna de água, pois recicla água da EDTI para a dessalgadora. Ao considerar esta hipótese, obteve-se uma redução de 8,3 t/h. Neste fluxograma, a corrente proveniente da operação II foi parcialmente reutilizada na operação IV, porém a mesma violou a concentração máxima de amônia permitida na entrada da dessalgadora, havendo a necessidade de adicionar o regenerador.

Assim, com base nos dados apresentados nas **Tabelas 6.8 e 6.11**, foi realizada uma análise econômica apresentada pela **Tabela 6.12**.

Tabela 6.11 – Dados referentes aos fluxogramas gerados no capítulo 5.

	Sem reúso (Caso Base)	Máximo Reúso (Opção I)	Máximo Reúso (Opção II)	Máximo Reúso (Opção III)
Vazão de água bruta (t/h)	163,4	155,0	155,0	155,0
Vazão de água ETA (t/h)	155,0	155,0	155,0	155,0
Vazão de água regenerada (t/h)	-	8,4	-	8,4
Vazão do efluente final (t/h)	43,4	35,3	35,25	35,1
Consumo de energia elétrica (kWh/ano)	445.136	805.562	489.426	822.762
Redução na vazão (%)	-	18,66	18,78	19,12

Tabela 6.12 – Custo total anual referente aos fluxogramas gerados no capítulo 5.

	Sem Reúso (Caso Base)	Máximo Reúso (Opção I)	Máximo Reúso (Opção II)	Máximo Reúso (Opção III)
Custo da água ETA (R\$/ano)	10.078.479,75	10.078.479,75	10.078.479,75	10.078.479,75
Custo operacional (R\$/ano)	473.599,84	894.061,30	580.013,28	960.943,59
Custo água contaminada (R\$/ano)	688.362,54	559.889,35	559.096,30	556.717,17
Custo operacional anual (R\$/ano)	11.240.442,13	11.532.430,40	11.217.589,33	11.596.140,51
Investimento total anual (R\$/ano)	455.896,34	913.280,31	597.826,27	1.003.552,22
Custo total anual (R\$/ano)	11.696.338,50	12.445.710,70	11.815.415,60	12.599.692,70

A fim de obter uma melhor comparação dos resultados, foi calculado o custo anual total novamente, porém desconsiderando o custo de tubulações, tanques equalizadores, bombas e o

custo de utilidade com energia elétrica referente a potência consumida pela bomba. Os resultados estão apresentados na **Tabela 6.13** e ilustrados no gráfico da **Figura 6.1**.

Tabela 6.13 – Comparação de resultados

	Sem Reúso (Caso Base)	Máximo Reúso (Opção I)	Máximo Reúso (Opção II)	Máximo Reúso (Opção III)
Custo total anual com equipamentos extras (R\$/ano)	11.696.338,50	12.445.710,70	11.815.415,60	12.599.692,70
Custo total anual sem equipamentos extras (R\$/ano)	10.923.087,4	10.948.685,7	10.785.789,0	10.948.305,0

De acordo com a **Tabela 6.13**, entre os custos totais anuais dos cenários, considerando como investimento somente os regeneradores, apenas o cenário da opção II obteve redução no custo em relação ao cenário do caso base.

Quando são considerados os demais custos de tubulação, tanques de equalização, bombas e energia elétrica consumida pelas bombas, nenhum dos cenários obteve redução no custo. Porém, considerando que a avaliação econômica aplicada neste trabalho possui incertezas, e tendo em vista uma diferença pequena entre os custo do caso base e da opção II, conclui-se que o cenário da opção II pode ser um indicativo de melhor cenário proposto.

Esta mesma comparação feita na **Tabela 6.13** pode ser melhor ilustrada na **Figura 6.1**.

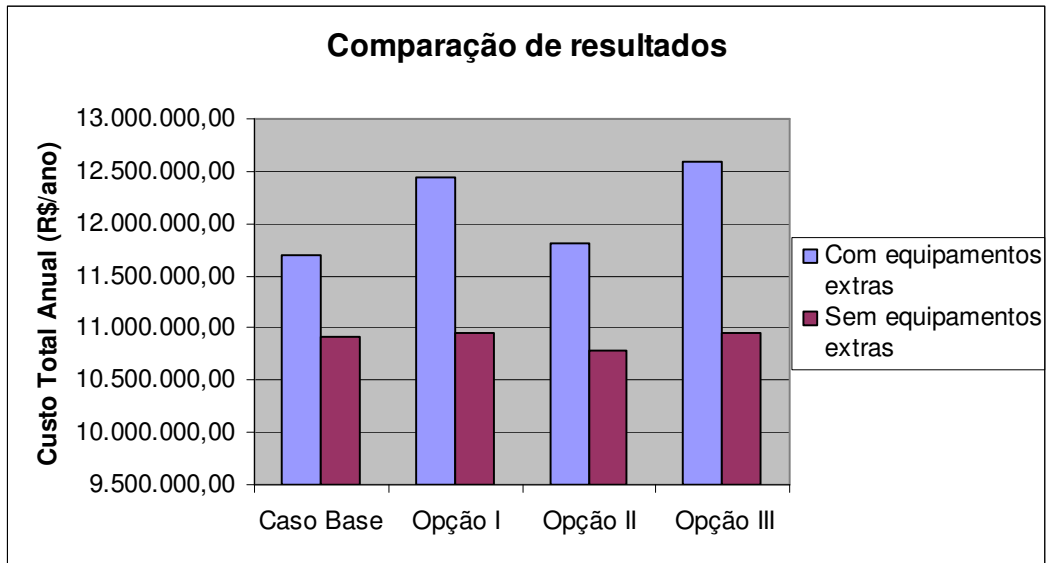


Figura 6.1 – Gráfico para comparação dos resultados da avaliação econômica

CAPÍTULO 7

CONCLUSÃO E SUGESTÕES

Os três cenários gerados pela metodologia do DFA para o caso da REMAN, encontrados no trabalho de Higa e Penha (2006), apresentaram redução no consumo de água. Segundo as autoras, o cenário de maior redução de custo foi a Opção III, obtendo uma redução de água de 8,3t/h. Porém, ao realizar a avaliação econômica dos cenários, as autoras consideraram como investimento direto apenas os regeneradores.

Visando preencher esta lacuna na avaliação econômica dos cenários, o presente trabalho elaborou um cálculo para estimar as bombas, tubulação e tanques equalizadores que foram adicionados ao processo através da geração de novos fluxogramas para a refinaria. Com a obtenção dos resultados deste trabalho, não podemos concluir que o cenário da Opção III seja economicamente viável, pois o custo total anual desta opção foi o maior encontrado.

Durante a aplicação da metodologia do DFA, devido às restrições impostas pelo processo da refinaria, não restaram muitas possibilidades de cenários alternativos. Em

conseqüência disso, não é possível afirmar que o método não foi eficiente. É necessário que sejam realizados outros estudos de caso, nesse sentido, para concluirmos sobre a viabilidade da metodologia.

Como sugestão para trabalhos futuros, propomos ampliar a aplicação das propostas levantadas a outros estudos de caso, preferencialmente com um número maior de contaminantes presentes, e maiores possibilidades de cenários gerados. A incorporação do procedimento de cálculo de linhas e bombas à estimativa do custo, de forma automatizada, também seria muito importante para garantir melhorias para o método, visando aproximá-lo da realidade.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ASME B36.10M, Welded and seamless wrought steel pipe, 2000.

BRASIL. Lei, Decretos, etc. Resolução nº 20, de 18 de julho de 1986, do Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA). Diário Oficial da União, Brasília, 30 jul. 1986. *Classificação das águas, doces, salobras e salinas do território nacional*. Disponível em: <<http://www.ana.gov.br>>. Acesso em: 19 jul. 2006.

BRASIL. *Diagnóstico da outorga de direito de uso de recursos hídricos no país*. Caderno de recursos hídricos. Agência Nacional de Águas. Brasília, Maio 2005.

CASTRO, P.; MATOS, H.; FERNANDES, M. C.; NUNES, C. P. *Improvements for man-exchange networks design*. Chemical Engineering Science, Lisboa, 54: 1649-1665, 1999. Disponível em: <<http://www.scielo.br>> . Acesso em: 16 jun. 2006.

CHAUVEL, A.; FOURNIER, G; RAIMBAULT, C. *Manual of Process Economic Evaluation*. Editora Technip. Paris, 2003.

COSTA, D. M. A.; BARROS JÚNIOR, A.C., “Avaliação da Necessidade do Reúso Águas Residuais” *Holos*, Ano21, 81-101, 2005.

CRANE CO. *Flow of Fluids through Valves, Fittings and Pipe*, 1979.

DELGADO, B. E. P. C. *Minimização de Efluentes Aquosos em Plantas Industriais – Extensão do Algoritmo Diagrama de Fontes de Água para Regeneração Diferenciada*. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos), Escola de Química, Universidade do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2003.

MATTOS, E. E.; DE FALCO, R.; *Bombas Industriais*. 2ª Edição, Editora Interciência, Rio de Janeiro, 1998.

GOMES, J. F. S. *Procedimento para minimização de efluentes aquosos*. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos), Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2002.

GOMES, J.F.S., QUEIROZ, E.M., PESSOA, F.L.P., “Design procedure for water/wastewater minimization: single contaminant”, *Journal of Cleaner Production*, 15, 474-485, 2007.

HALLALE, N., “Burning Bright Trends in Process Integration”, *Chemical Engineering Progress*, 30-41, 2001. (www.aiche.org/cep - July 2001)

HIGA, C. M.; PENHA, N. P. *Minimização de Efluentes Aquosos: O Caso de uma Refinaria de Petróleo*. Projeto Final de Curso, Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2006.

LINHOFF, B., HINDMARSH, E., “The pinch design method of heat exchanger networks”, *Chemical Engineering Science*, 38 (5), 745-763, 1983.

MARQUES, S. V. *Minimização do Consumo de Água e da Geração de Efluentes Aquosos – Estudo de Casos*. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos, Escola de Química / UFRJ, 2008.

MILFONT JR., W.N., *Avaliação Econômica de Projetos Industriais*, Notas de Aula de Disciplina de Graduação, Escola de Química / UFRJ, 1999.

MIRRE, R.C., SANTOS, R.P., DELGADO, B.E.P.C., PESSOA, F.L.P., “Application of WSD procedure to petroleum industry”, In: PROCEEDINGS OF THE 17th INTERNATIONAL CONGRESS OF CHEMICAL AND PROCESS ENGINEERING (CHISA 2006), 9th CONFERENCE “PROCESS INTEGRATION, MODELLING AND OPTIMIZATION OF ENERGY SAVING AND POLLUTION REDUCTION”, CD-ROM, Prague, Czech Republic, 1-16, August, 2006.

MIRRE, R. C. *Recuperação e Reuso de Água na Indústria de Petróleo: Síntese de Redes de Transferência de Massa*. Dissertação (Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e

Bioquímicos), Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2007.

MÓDENES, A.N., MENON, R., RAVAGNANI, M.A.S.S., “Redução da emissão de poluentes líquidos por reutilização de água em processos industriais”, *Acta Scientiarum Technology*, 25 (2), 127-132, Maringá, PR, 2003.

PACHECO, L. C. *Utilização do CO₂ na reforma do glicerol para a obtenção do gás de síntese*, Projeto Final de curso. Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2009.

PEREIRA, J.A., *Estado da Arte das Metodologias para Uso Racional de Água e Minimização de Efluentes Líquidos na Indústria*, Monografia (Especialização) - Curso de Especialização em Engenharia de Processamento Petroquímico, Departamento de Engenharia Química, Universidade Federal da Bahia, Salvador, BA, 2007.

PERLINGEIRO, C.A.G., *Engenharia de Processos: Análise, Simulação, Otimização e Síntese de Processos químicos*, São Paulo: Ed. Edgard Blücher, 2005.

PESSOA, F. L. P.; MIRRE, R.; MARQUES, S. Material do curso *Minimização e Reuso de Efluentes Industriais com o Diagrama de Fontes de Água*. Rio de Janeiro, 2009. Disponível em: <http://www.eq.ufrj.br/nirae/cursos.html>.

QUEIROZ, E.M., PESSOA, F.L.P., “Integração de Processos: uma ferramenta para minimizar o consumo energético e o impacto ambiental”, In: MELO Jr., P.A. (Org.), *Fronteiras da Engenharia Química I*, Série Escola Piloto de Engenharia Química, PEQ/COPPE/UFRJ, Rio de Janeiro: Ed. e-papers, 2005.

RELVAS, S., FERNANDES, M.C., MATOS, H.A., PEDRO NUNES, C., *Integração de Processos: uma metodologia de otimização energética e ambiental*, Programa Operacional de Economia – Parcerias e Iniciativas Públicas, 1ª edição, Lisboa, 2002.

SANTOS, R. P. *Extensão e Automatização do Diagrama de Fontes de Água Usado no Gerenciamento e Redução do Consumo de Água em Plantas Industriais*. Dissertação

(Mestrado em Tecnologia de Processos Químicos e Bioquímicos), Escola de Química, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 2007.

SEIDER, W. D.; SEADER, J. D.; LEWIN, D.R.; *Product and Process Design Principles – Synthesis, Analysis and Evaluation*; Ed. J.Wiley and Sons, 2004.

TAKAMA, N.; KURIYAMA, T.; SHIROKO, K.; UMEDA, T. *Optimal water allocation in a petroleum refinery A. Comp. Chemical Engineering*, 4: (4) 251-258, 1980.

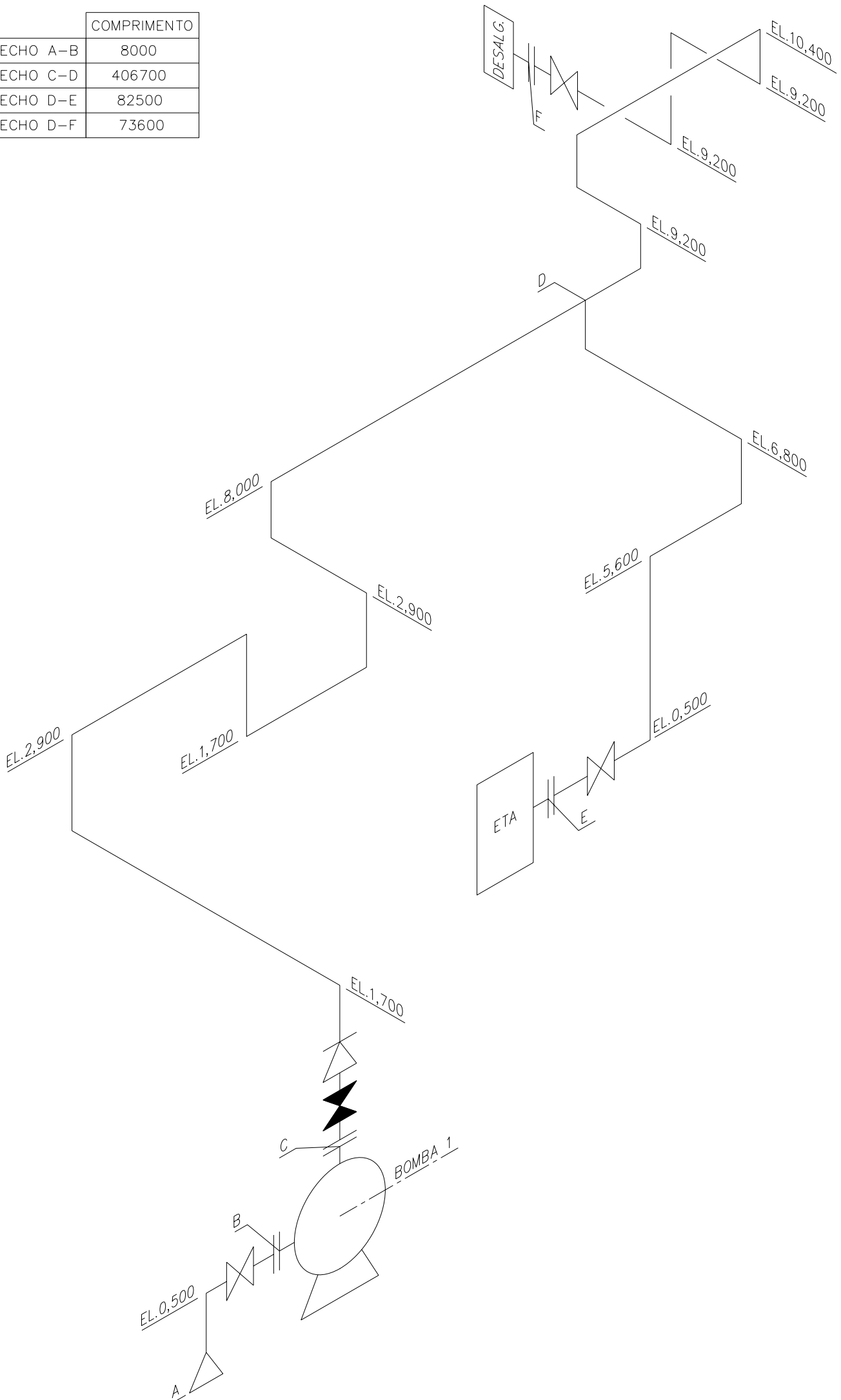
TELLES, P. C. S. *Tubulações Industriais – Materiais Projetos e Montagem*. LTC, 1998.

WANG, Y. P.; SMITH, R. *Waste-water Minimization. Chemical Engineering Science*. 49: (7) 981-1006. Abr., 1994.

Site consultado da internet:

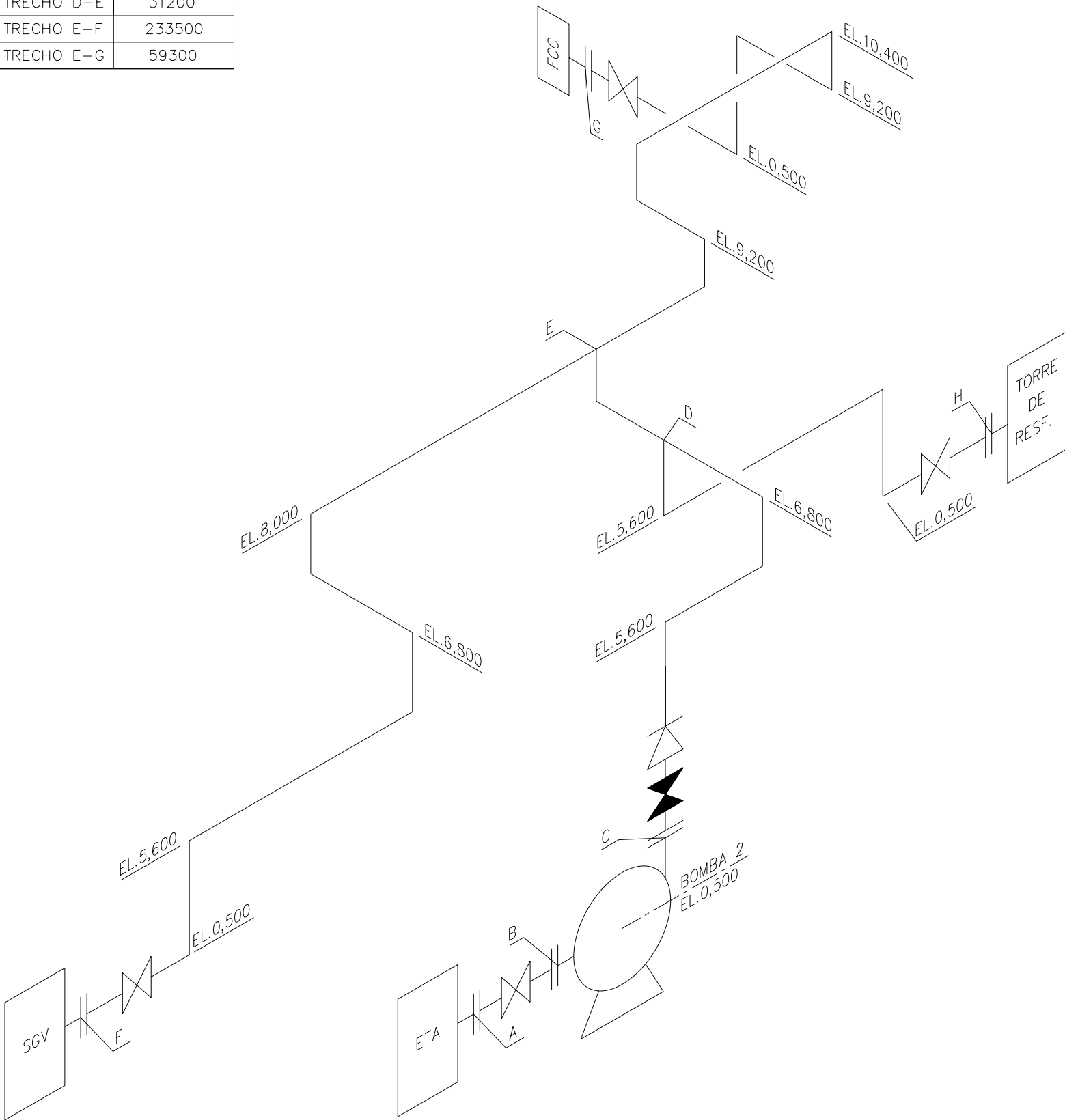
<http://www.aneel.gov.br/>, acessado em 05/10/2009;

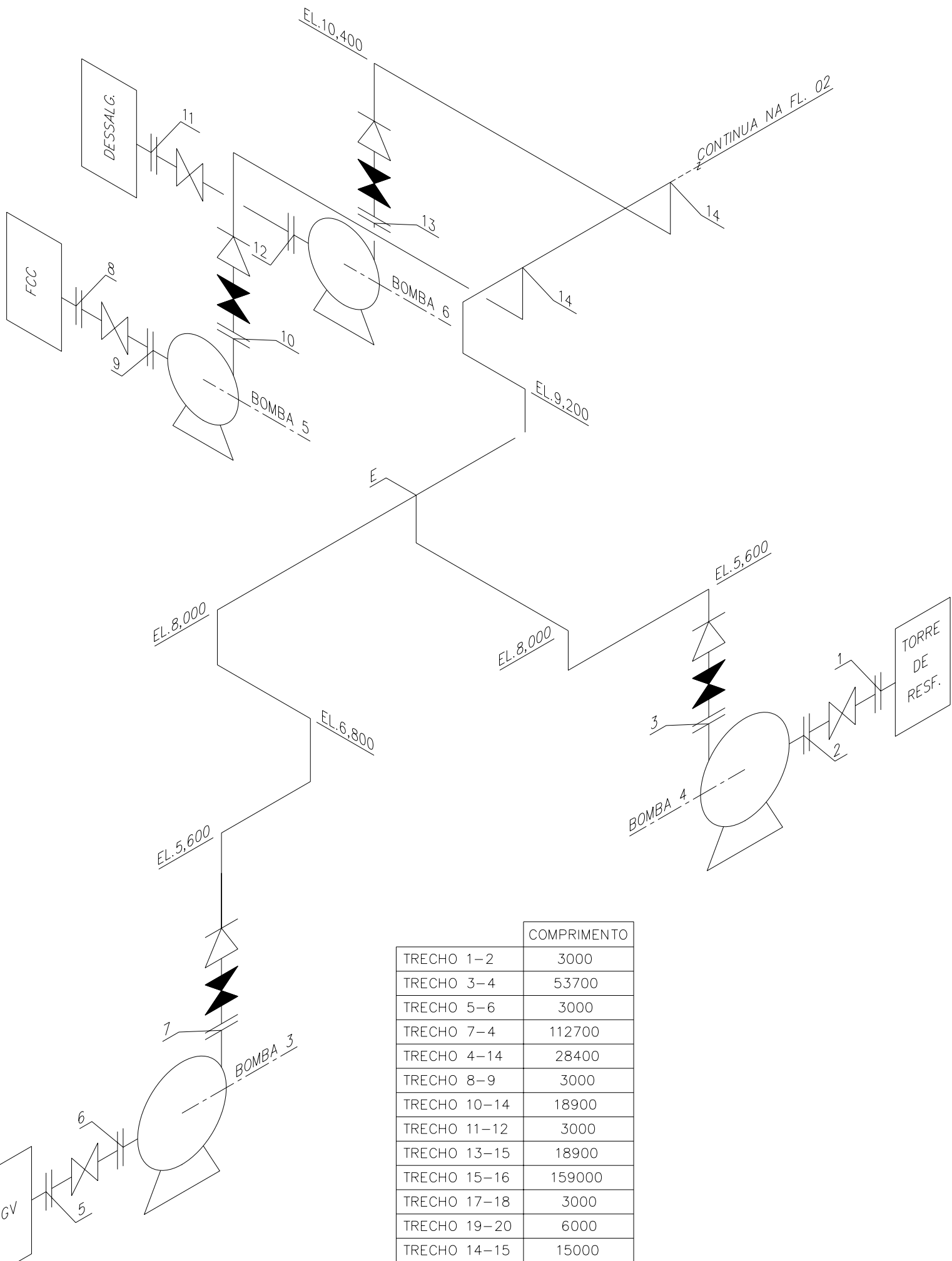
	COMPRIMENTO
TRECHO A-B	8000
TRECHO C-D	406700
TRECHO D-E	82500
TRECHO D-F	73600



COMPRIMENTO

TRECHO A-B	3000
TRECHO C-D	48300
TRECHO D-H	21300
TRECHO D-E	31200
TRECHO E-F	233500
TRECHO E-G	59300

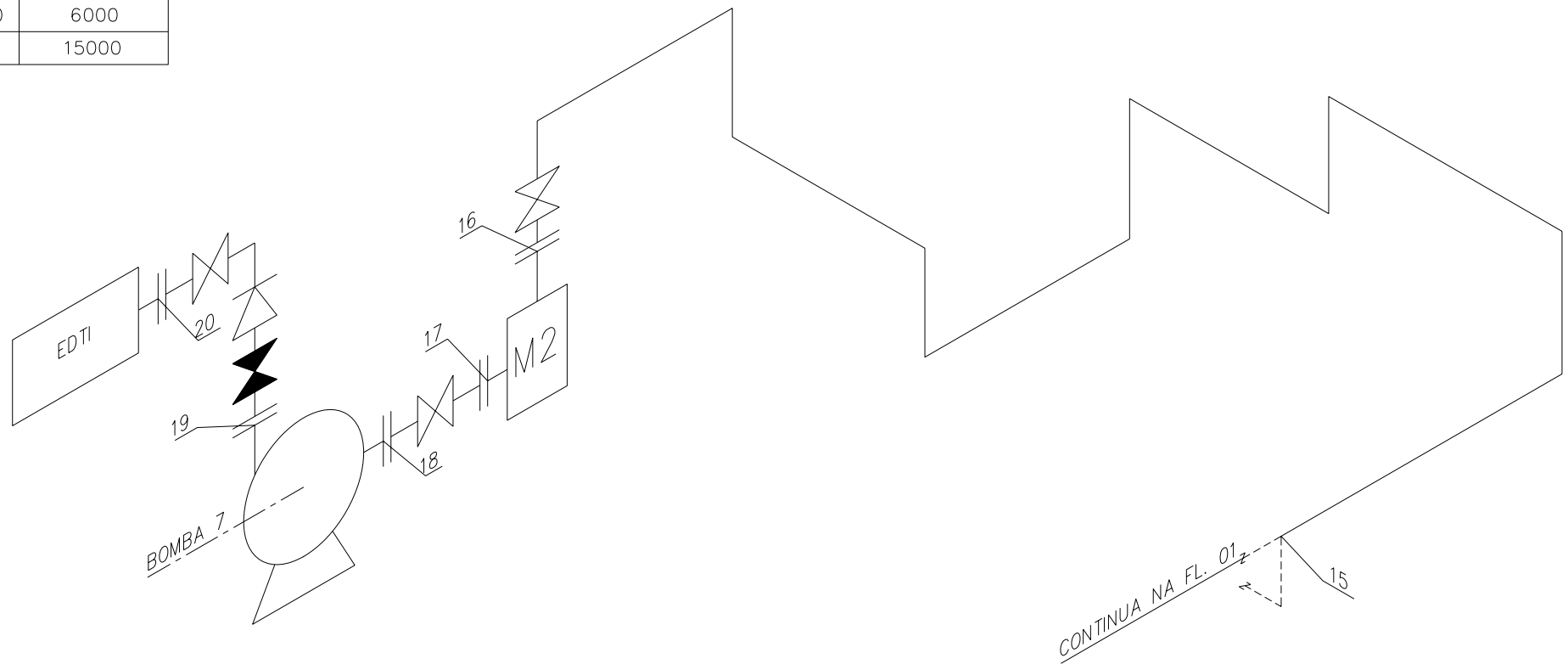




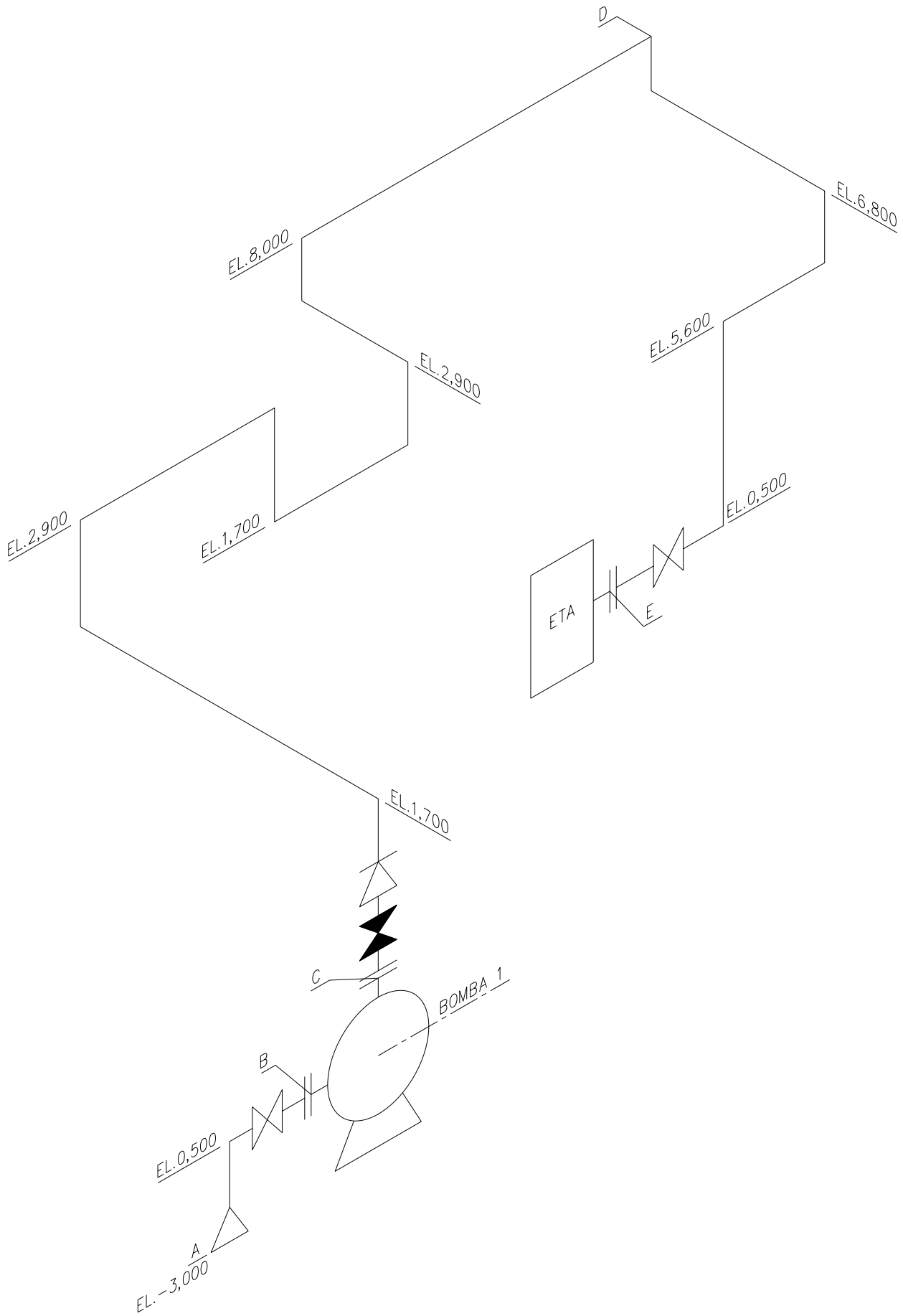
TRECHO	COMPRIMENTO
TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	53700
TRECHO 5-6	3000
TRECHO 7-4	112700
TRECHO 4-14	28400
TRECHO 8-9	3000
TRECHO 10-14	18900
TRECHO 11-12	3000
TRECHO 13-15	18900
TRECHO 15-16	159000
TRECHO 17-18	3000
TRECHO 19-20	6000
TRECHO 14-15	15000

	COMPRIMENTO
--	-------------

TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	53700
TRECHO 5-6	3000
TRECHO 7-4	112700
TRECHO 4-14	28400
TRECHO 8-9	3000
TRECHO 10-14	18900
TRECHO 11-12	3000
TRECHO 13-15	18900
TRECHO 15-16	159000
TRECHO 17-18	3000
TRECHO 19-20	6000
TRECHO 14-15	15000

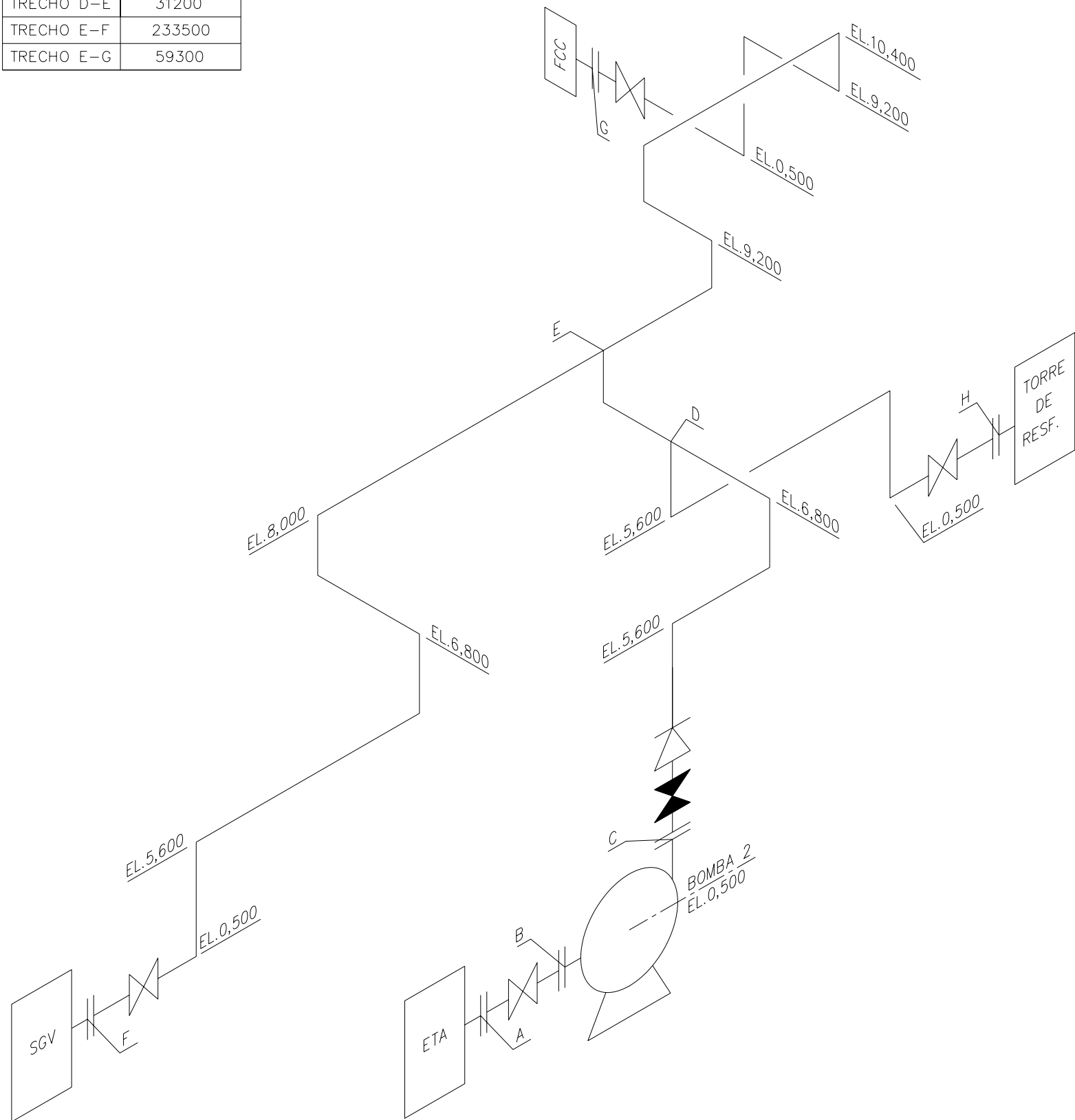


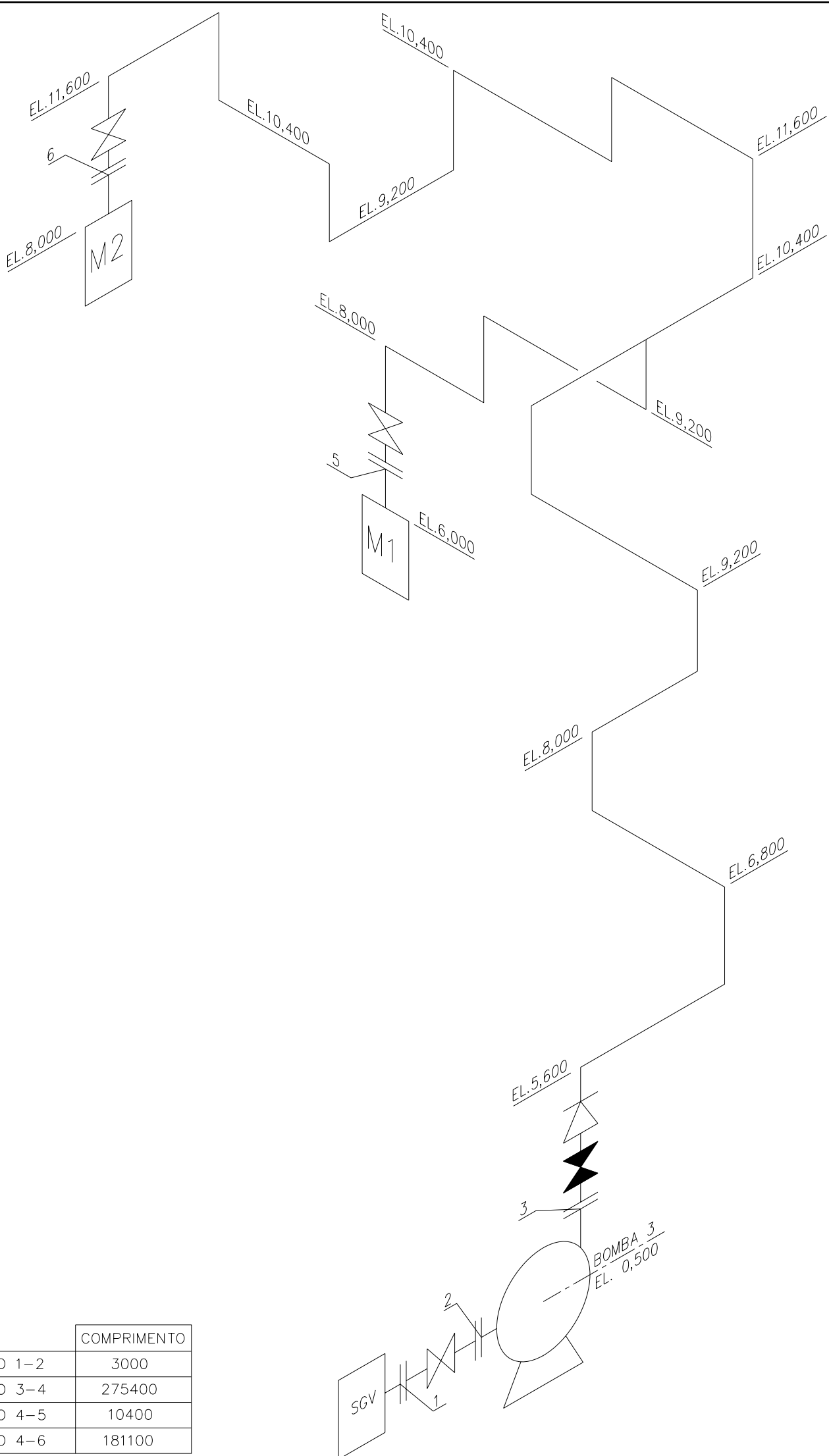
	COMPRIMENTO
TRECHO A-B	8000
TRECHO C-D	406700
TRECHO D-E	82500



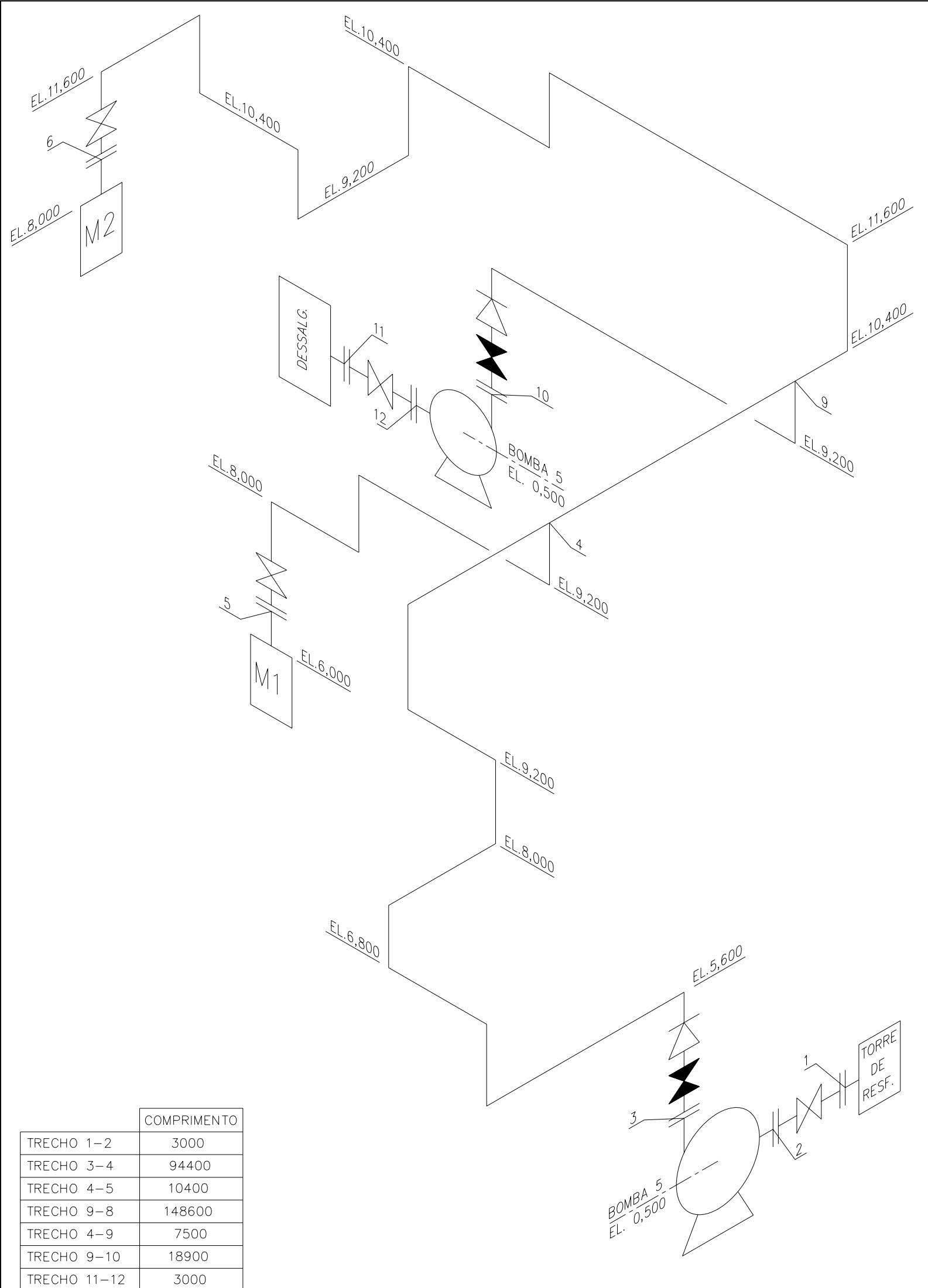
COMPRIMENTO

TRECHO A-B	3000
TRECHO C-D	48300
TRECHO D-H	21300
TRECHO D-E	31200
TRECHO E-F	233500
TRECHO E-G	59300





	COMPRIMENTO
TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	275400
TRECHO 4-5	10400
TRECHO 4-6	181100

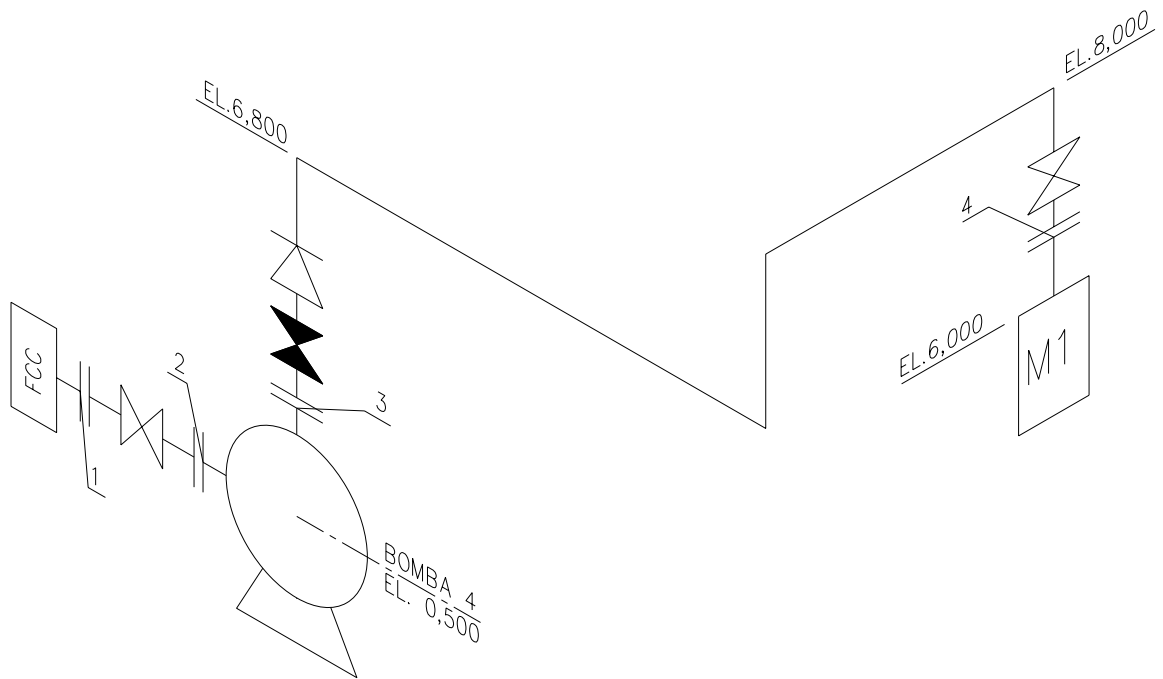


	COMPRIMENTO
TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	94400
TRECHO 4-5	10400
TRECHO 9-8	148600
TRECHO 4-9	7500
TRECHO 9-10	18900
TRECHO 11-12	3000

COMPRIMENTO

TRECHO 1-2 3000

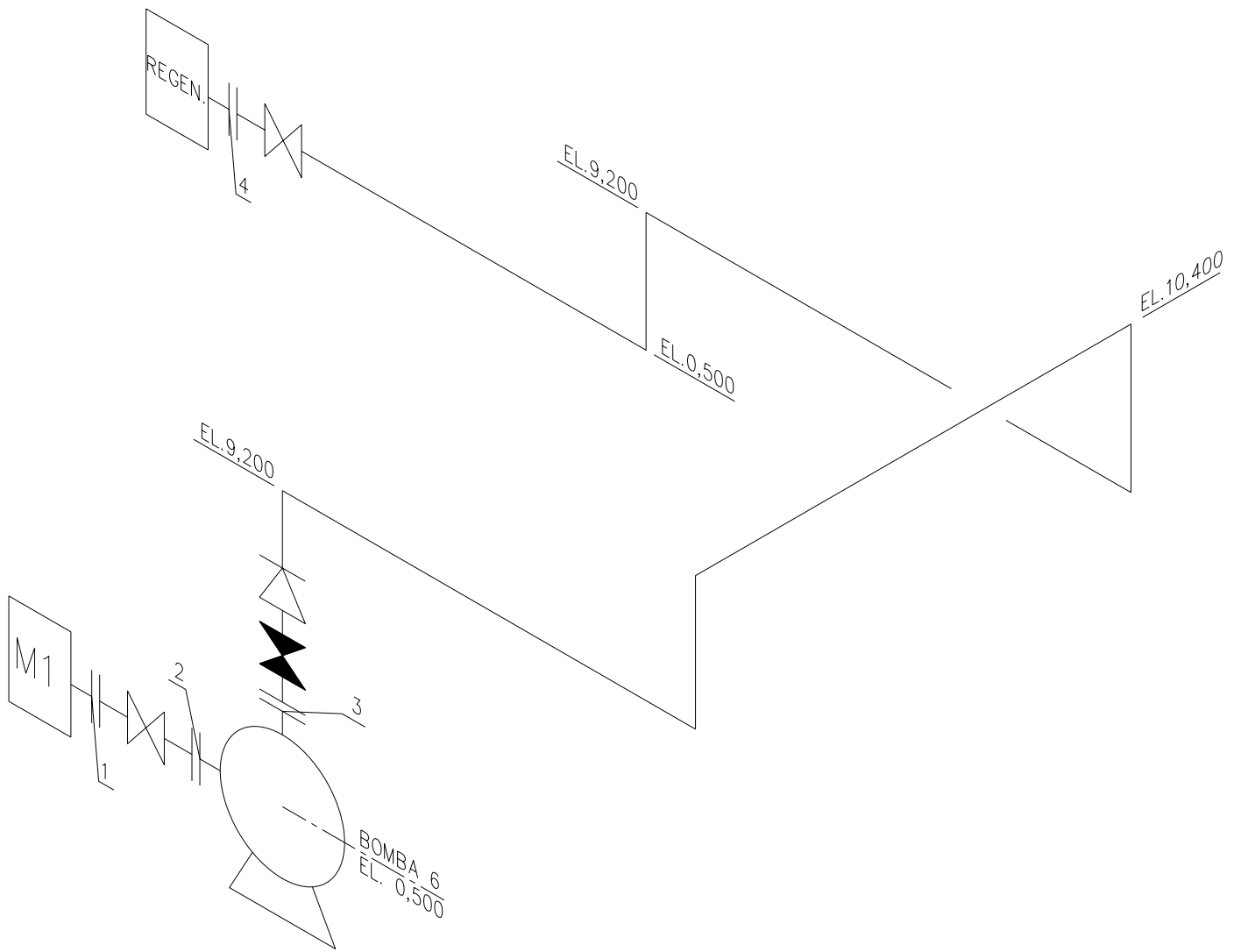
TRECHO 3-4 22000



	COMPRIMENTO
--	-------------

TRECHO 1-2	3000
------------	------

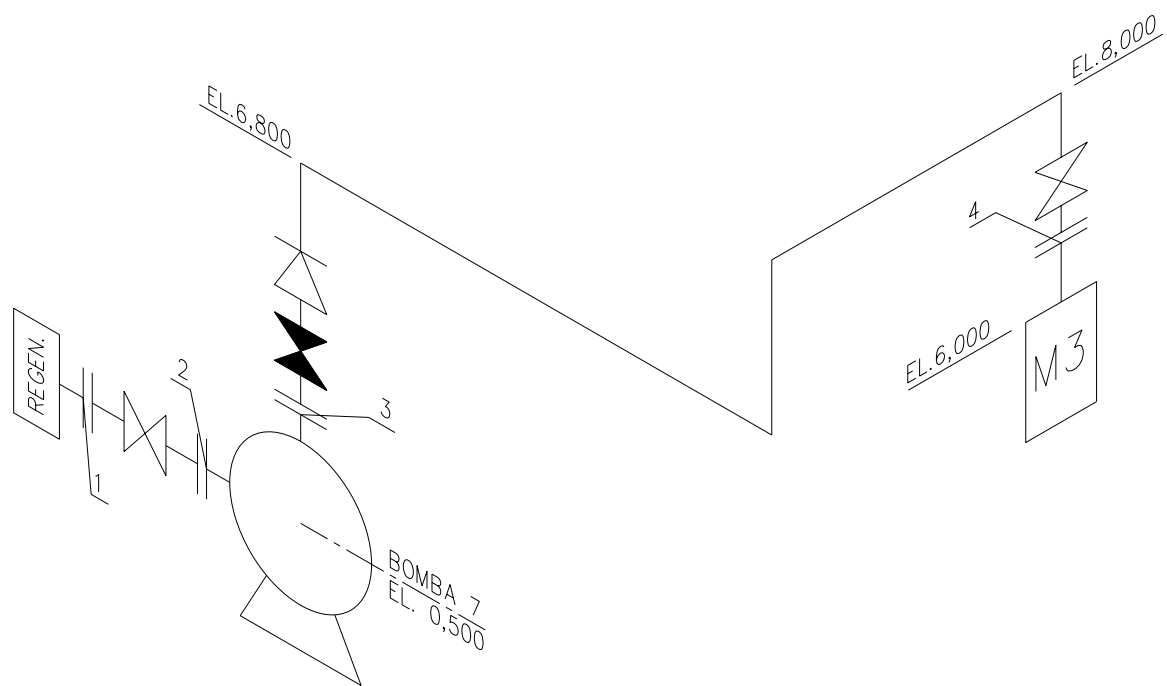
TRECHO 3-4	60300
------------	-------



	COMPRIMENTO
--	-------------

TRECHO 1-2	3000
------------	------

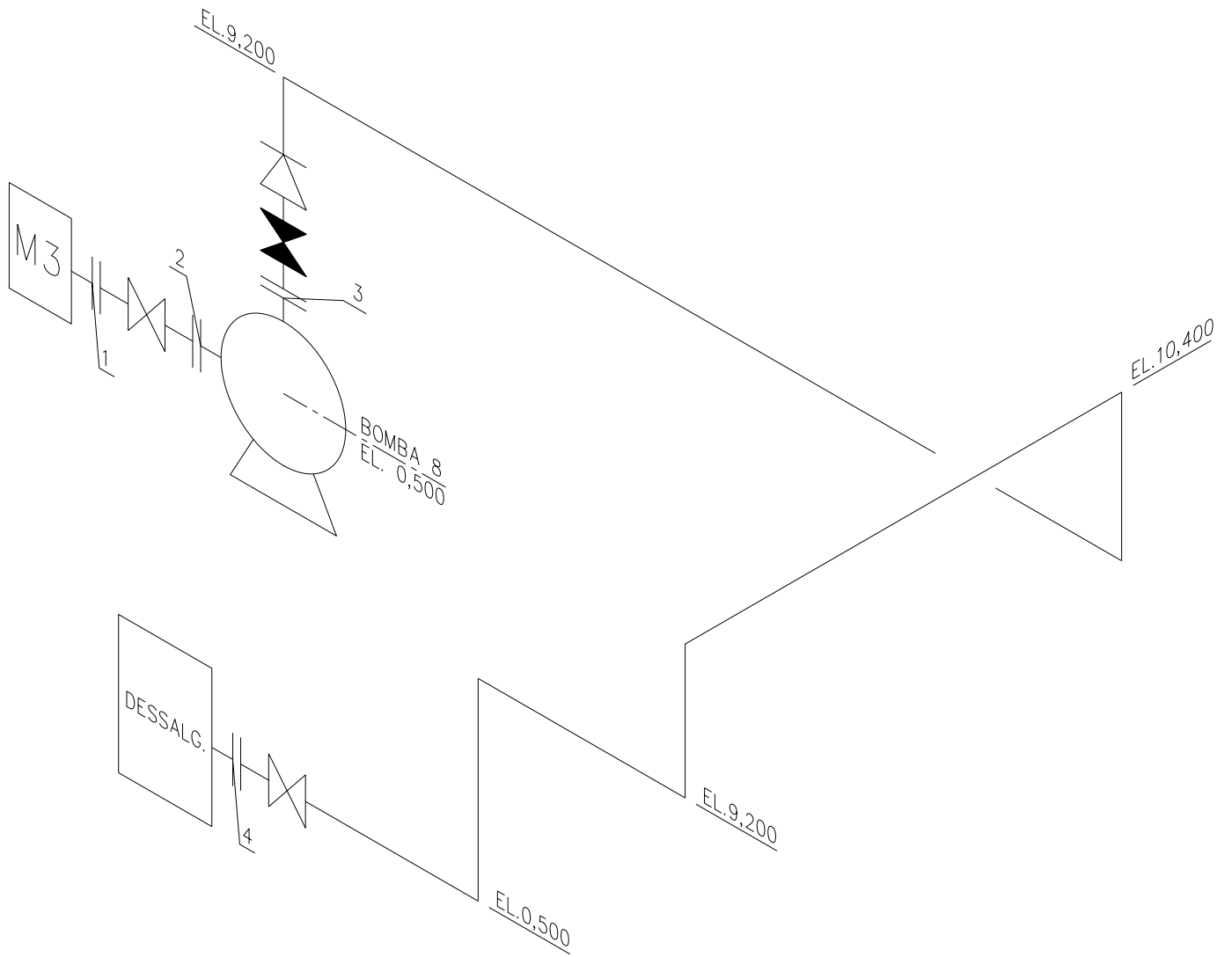
TRECHO 3-4	21500
------------	-------



COMPRIMENTO

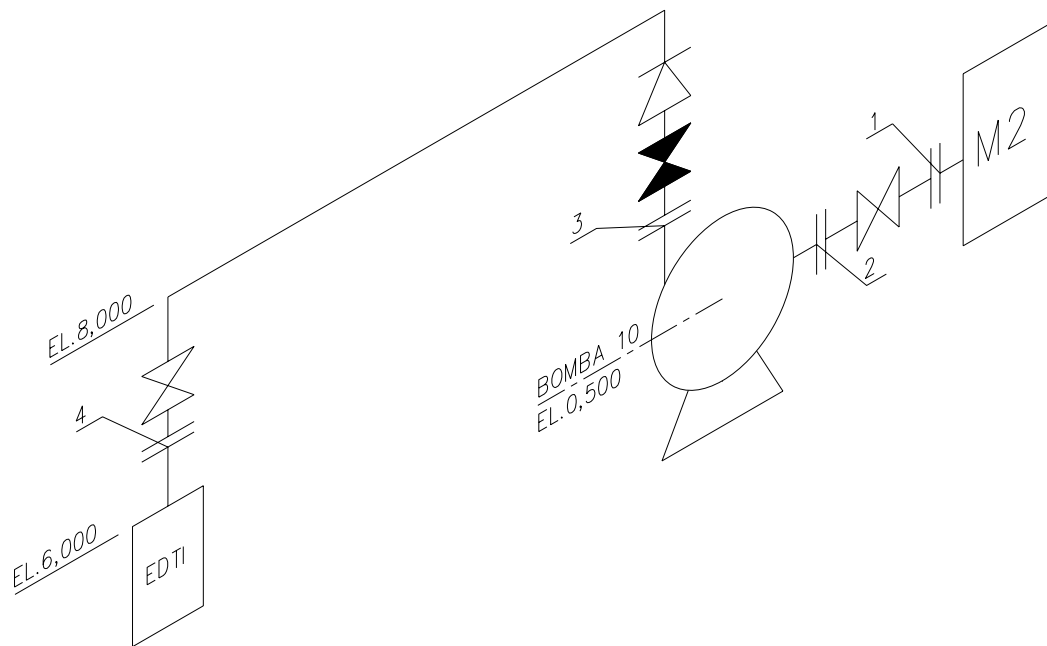
TRECHO 1-2 3000

TRECHO 3-4 58800

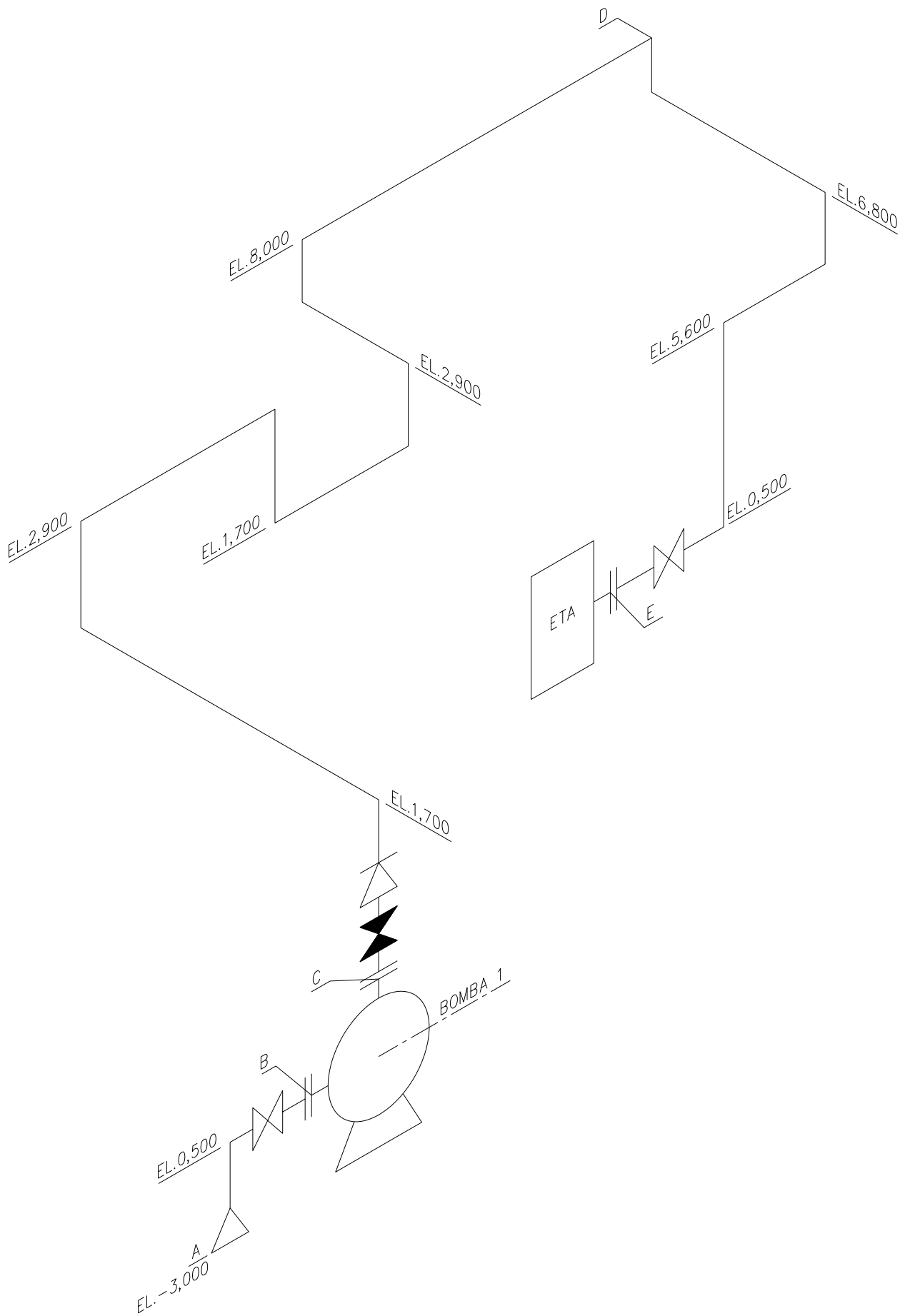


	COMPRIMENTO
--	-------------

TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	11500

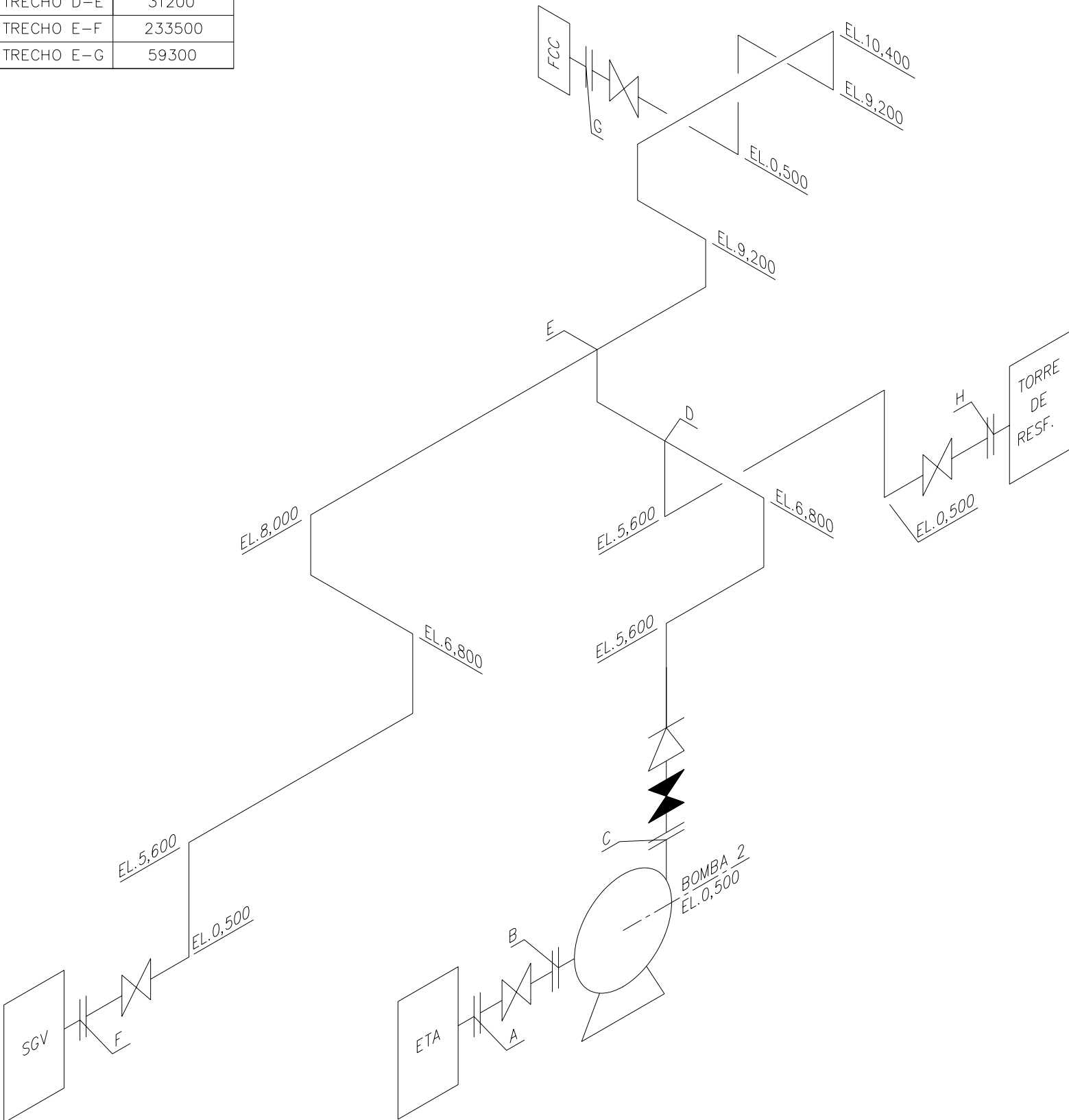


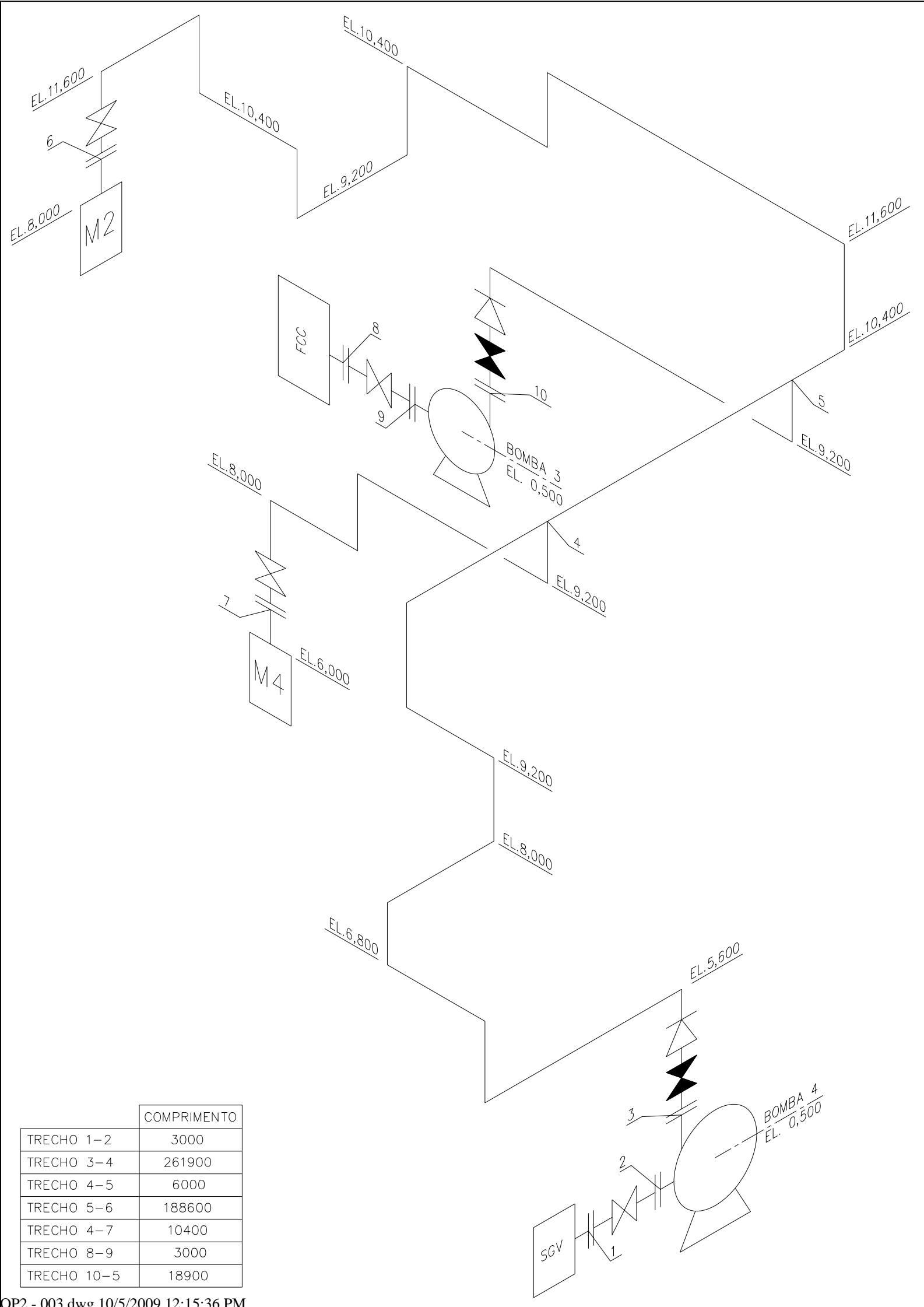
	COMPRIMENTO
TRECHO A-B	8000
TRECHO C-D	406700
TRECHO D-E	82500



COMPRIMENTO

TRECHO A-B	3000
TRECHO C-D	48300
TRECHO D-H	21300
TRECHO D-E	31200
TRECHO E-F	233500
TRECHO E-G	59300

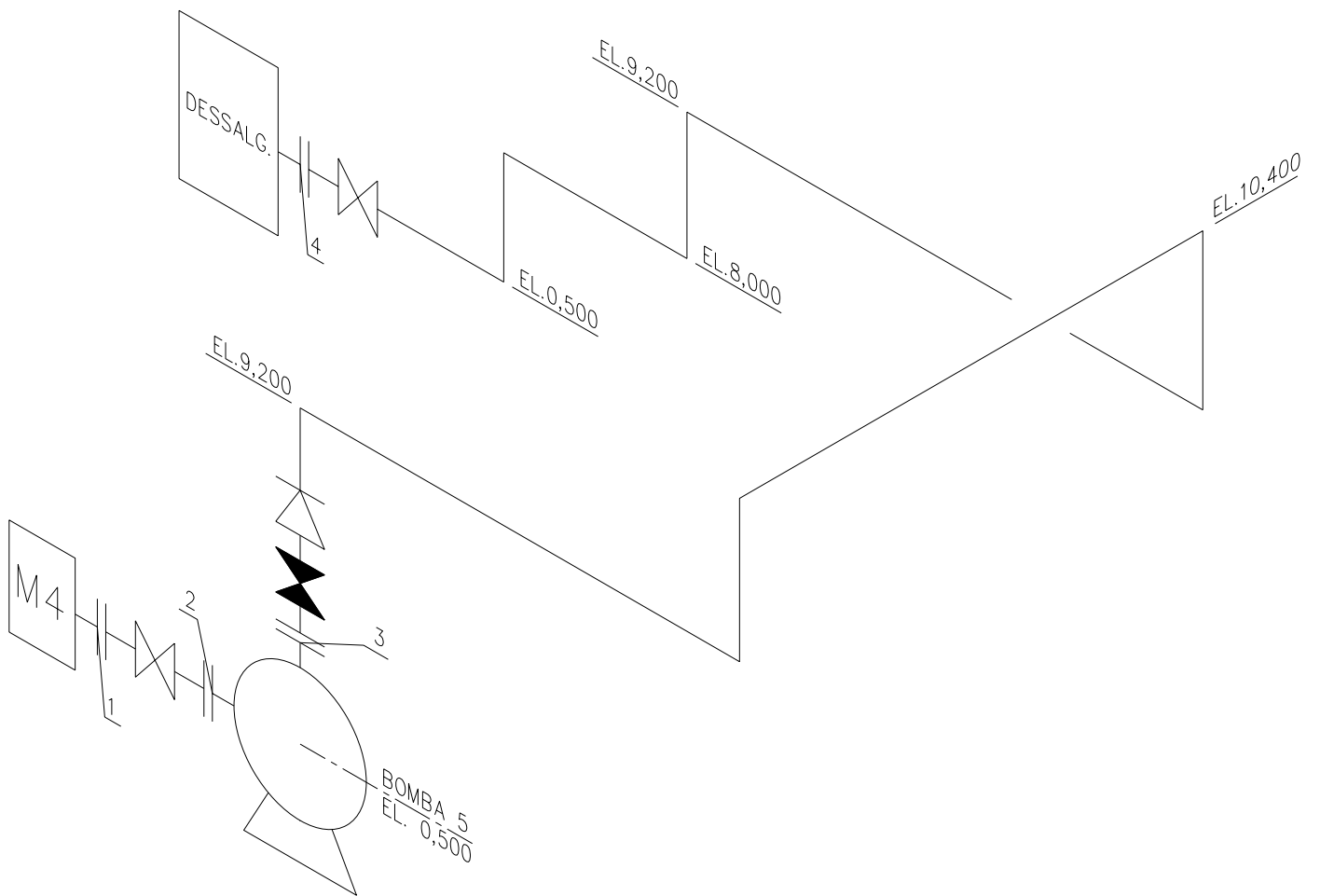


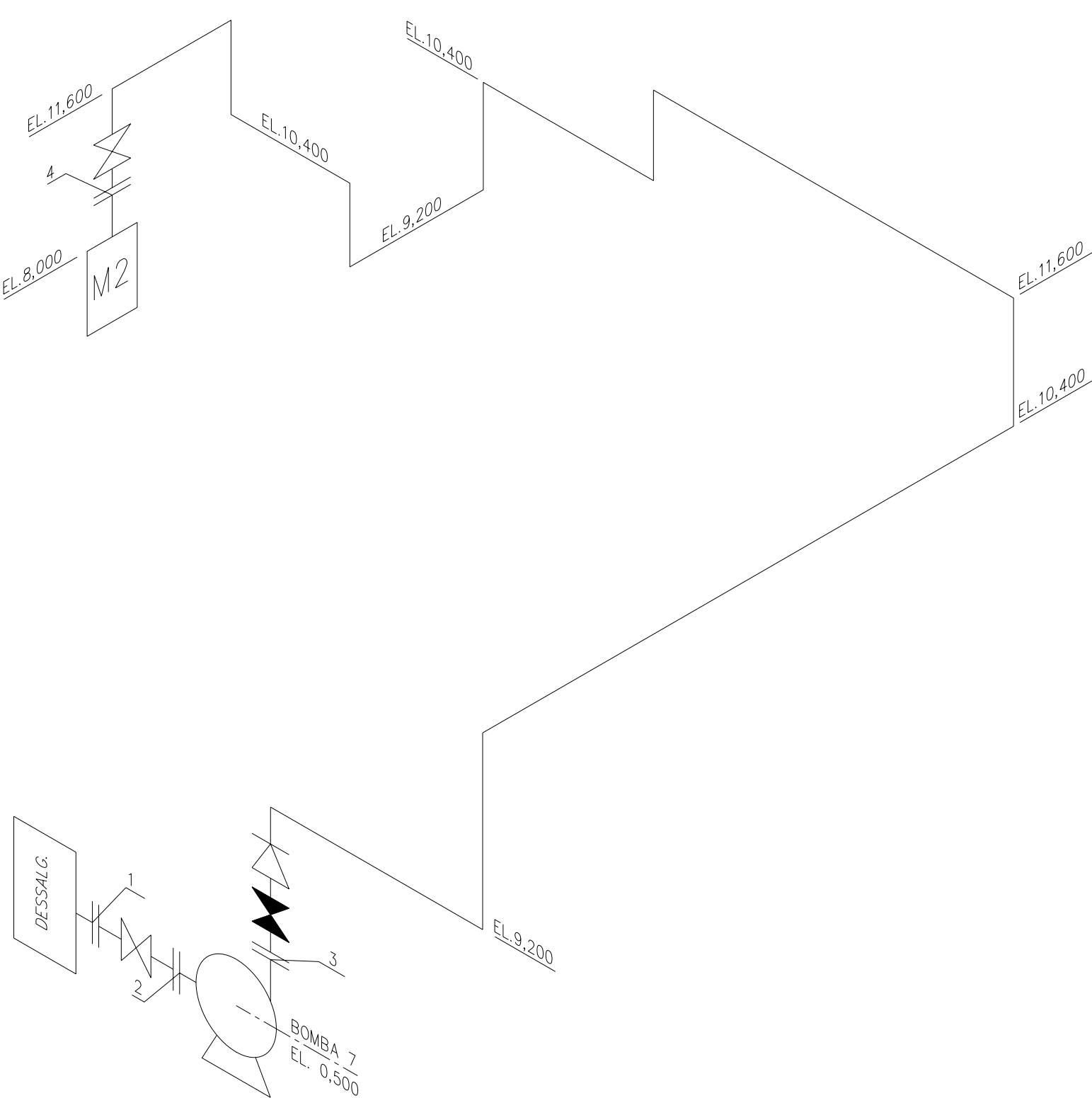


	COMPRIMENTO
TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	261900
TRECHO 4-5	6000
TRECHO 5-6	188600
TRECHO 4-7	10400
TRECHO 8-9	3000
TRECHO 10-5	18900

	COMPRIMENTO
--	-------------

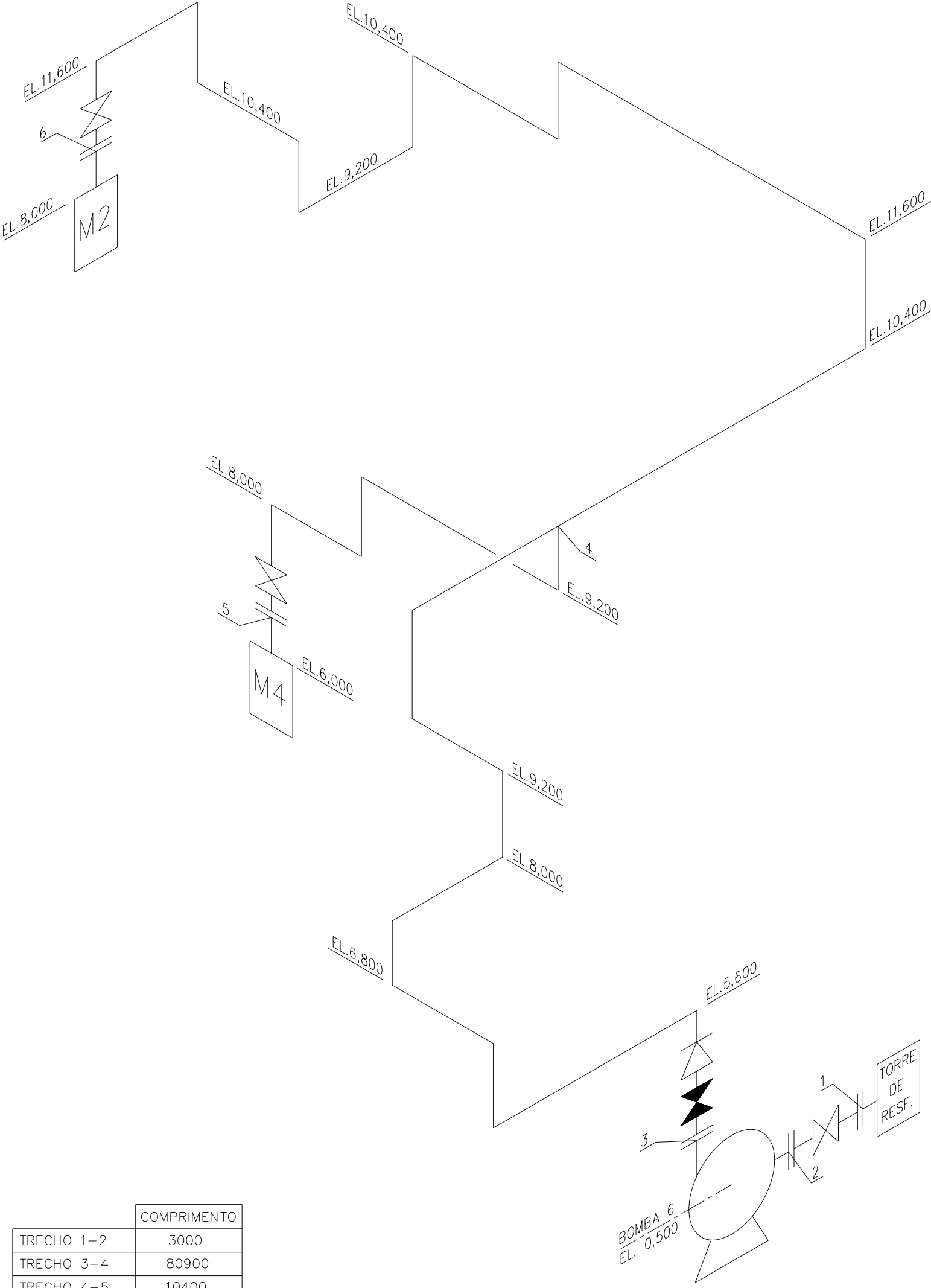
TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	55800





COMPRIMENTO

TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	192500

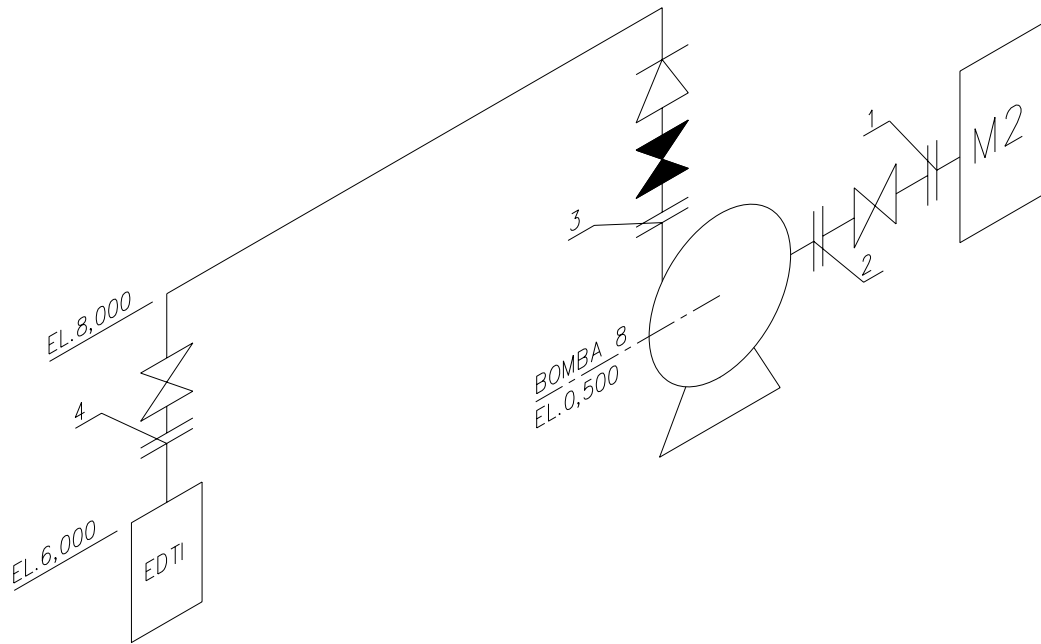


	COMPRIMENTO
TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	80900
TRECHO 4-5	10400
TRECHO 4-6	194600

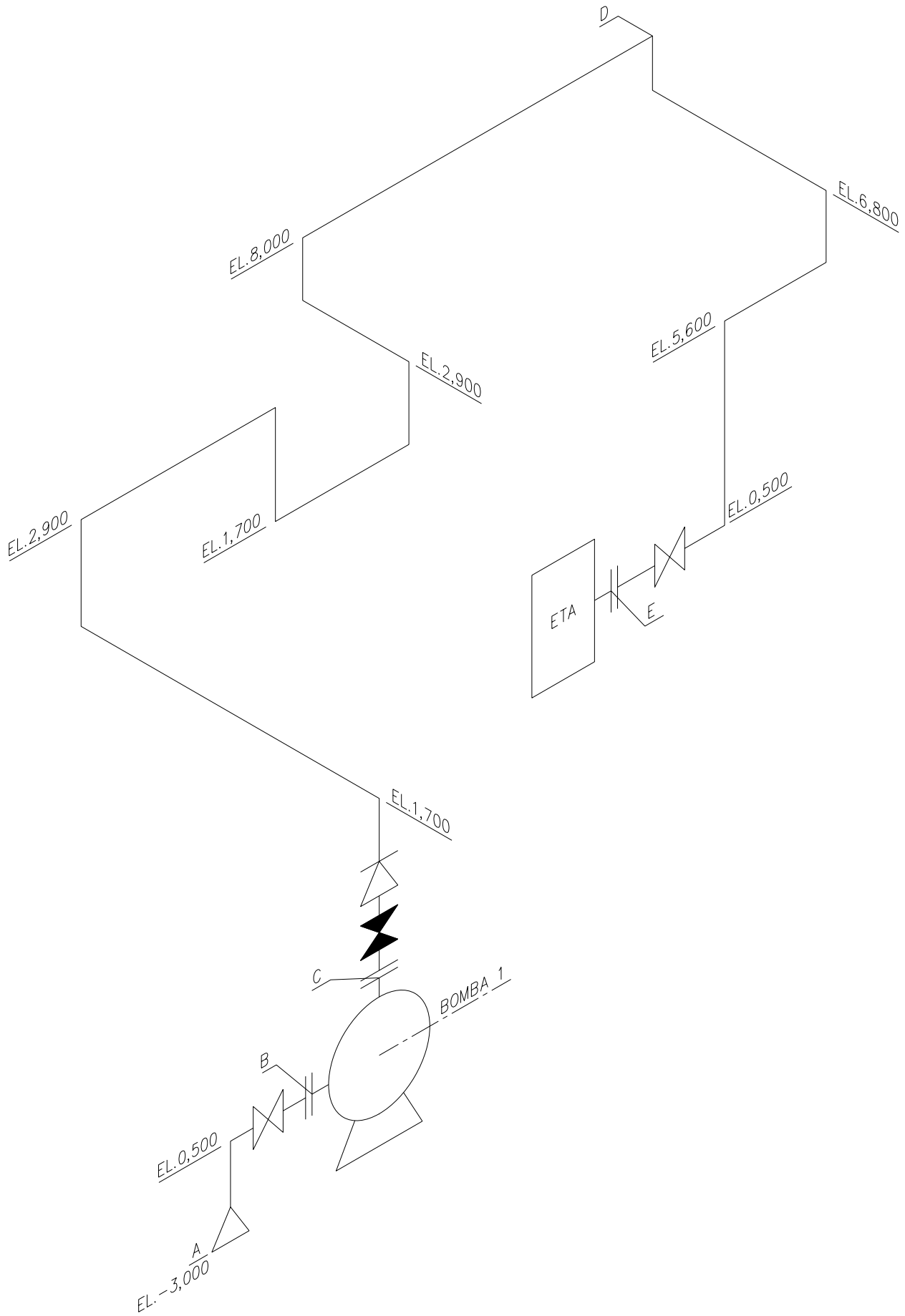
	COMPRIMENTO
--	-------------

TRECHO 1-2	3000
------------	------

TRECHO 3-4	11500
------------	-------

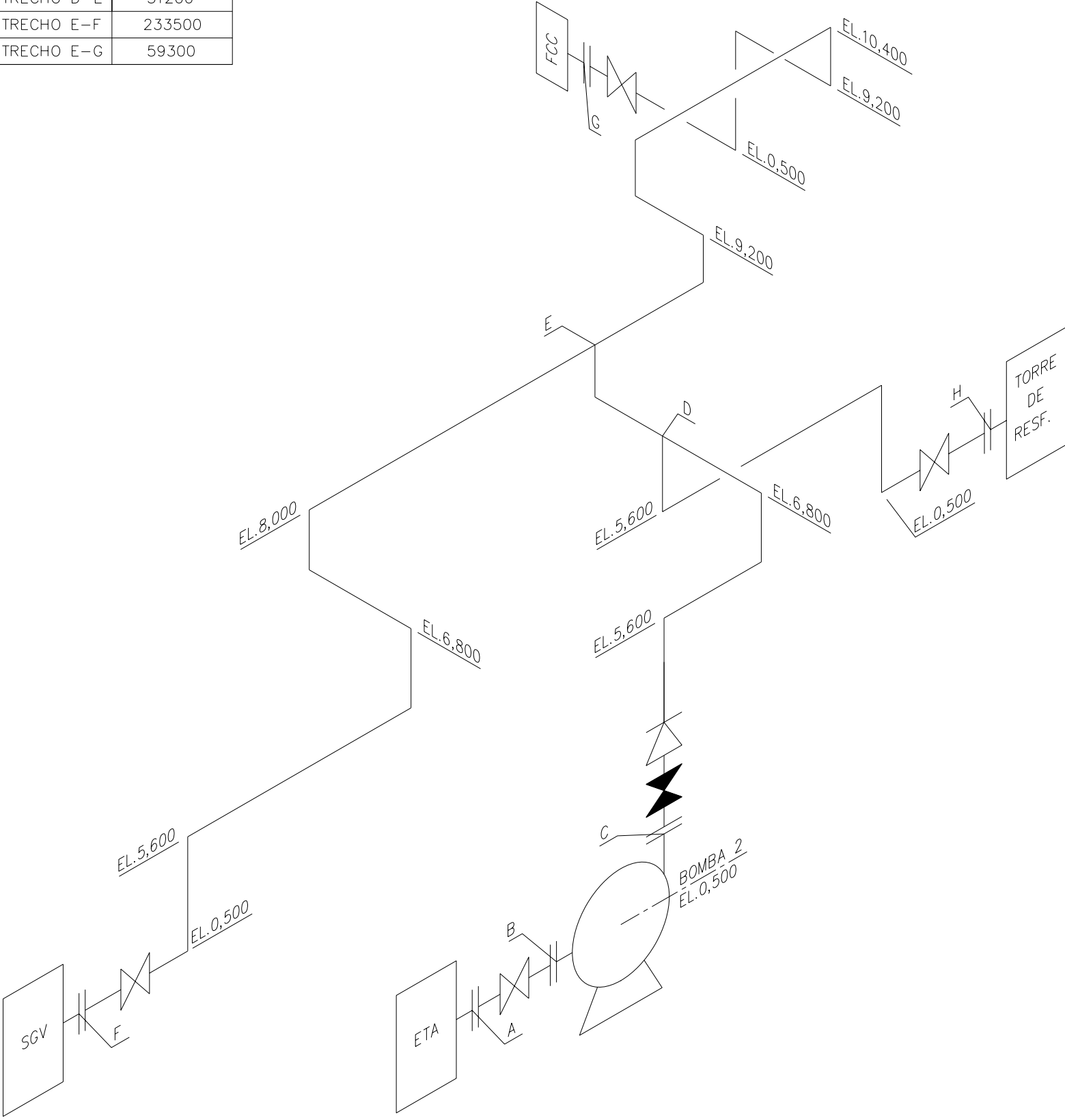


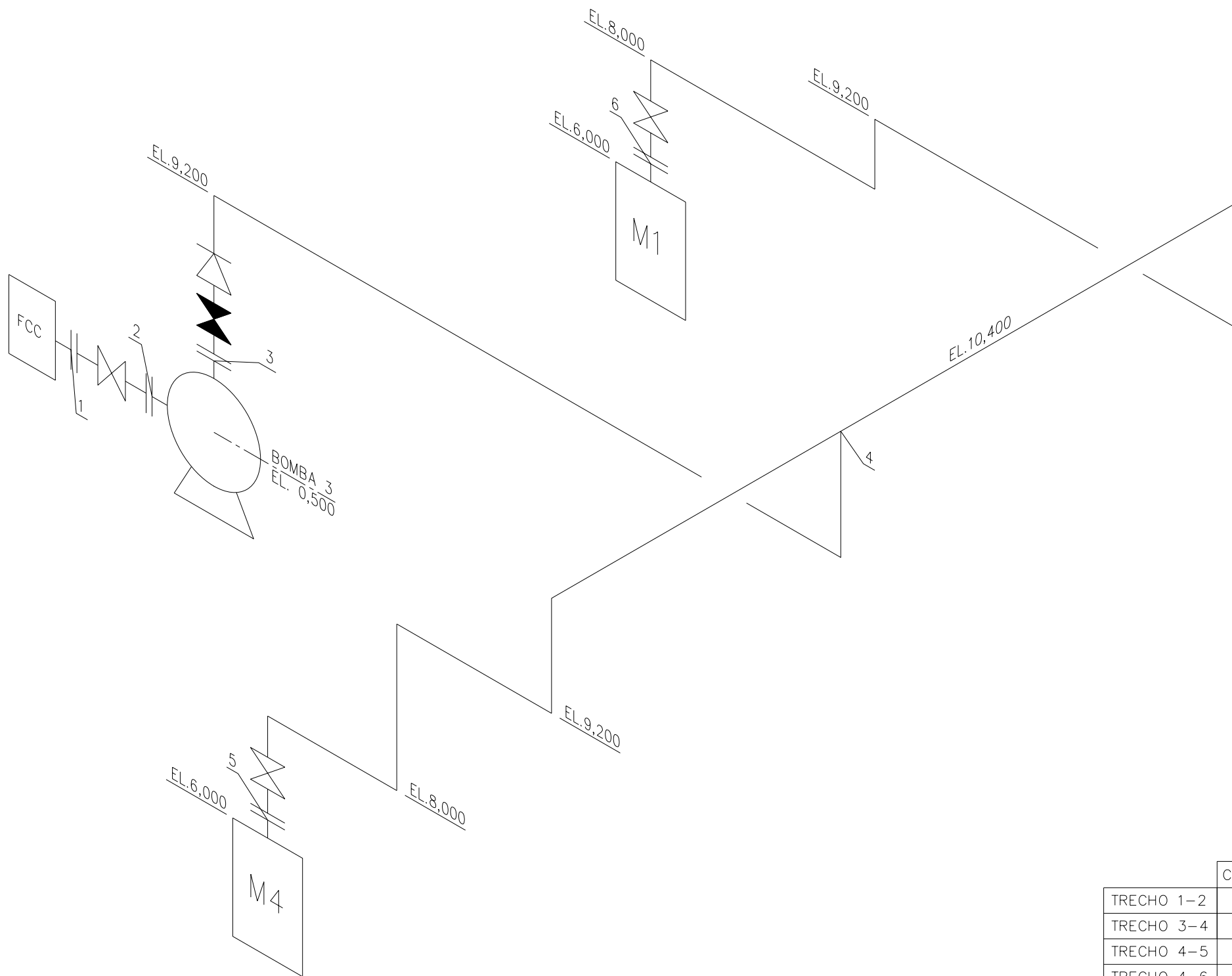
	COMPRIMENTO
TRECHO A-B	8000
TRECHO C-D	406700
TRECHO D-E	82500



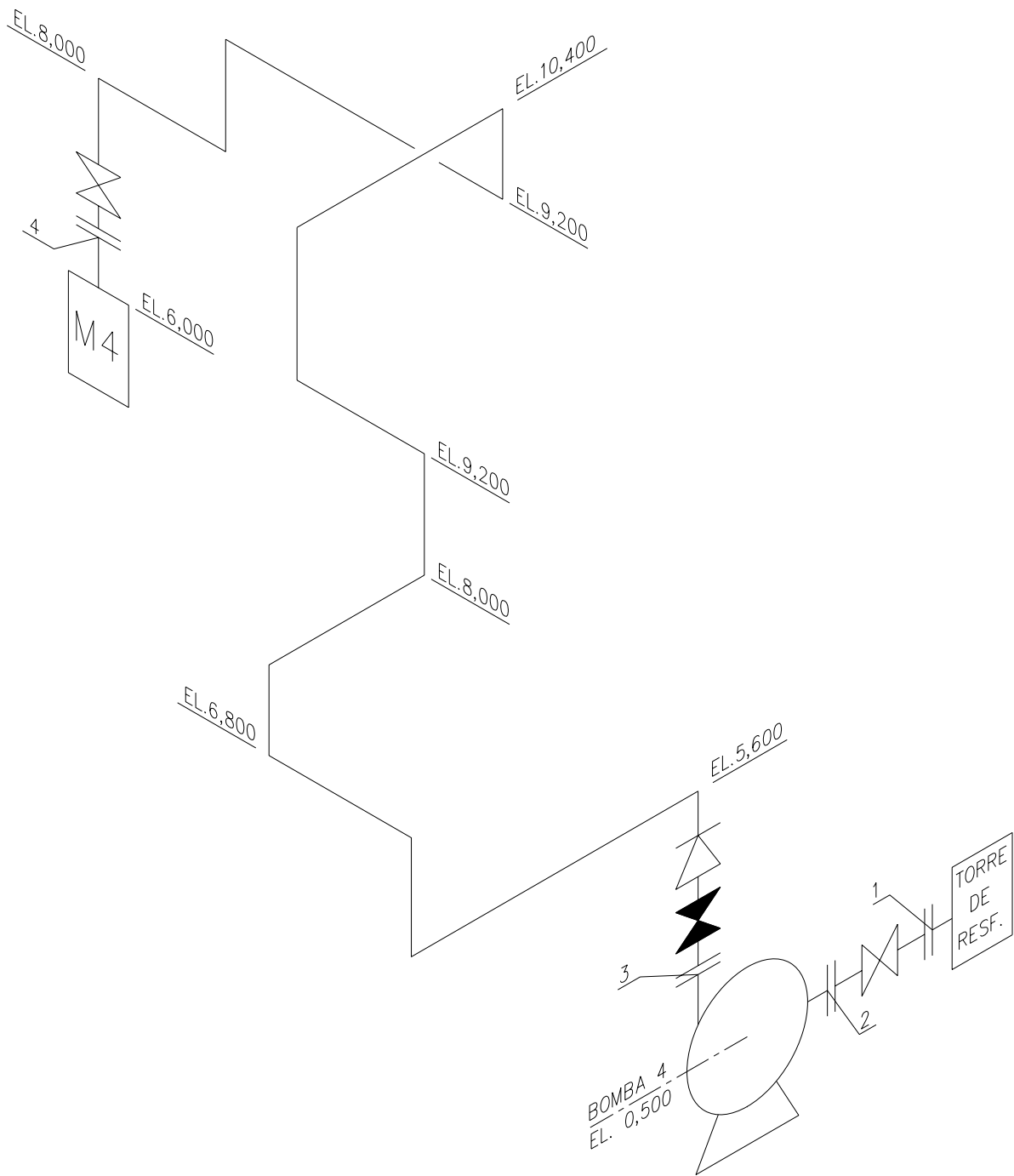
COMPRIMENTO

TRECHO A-B	3000
TRECHO C-D	48300
TRECHO D-H	21300
TRECHO D-E	31200
TRECHO E-F	233500
TRECHO E-G	59300



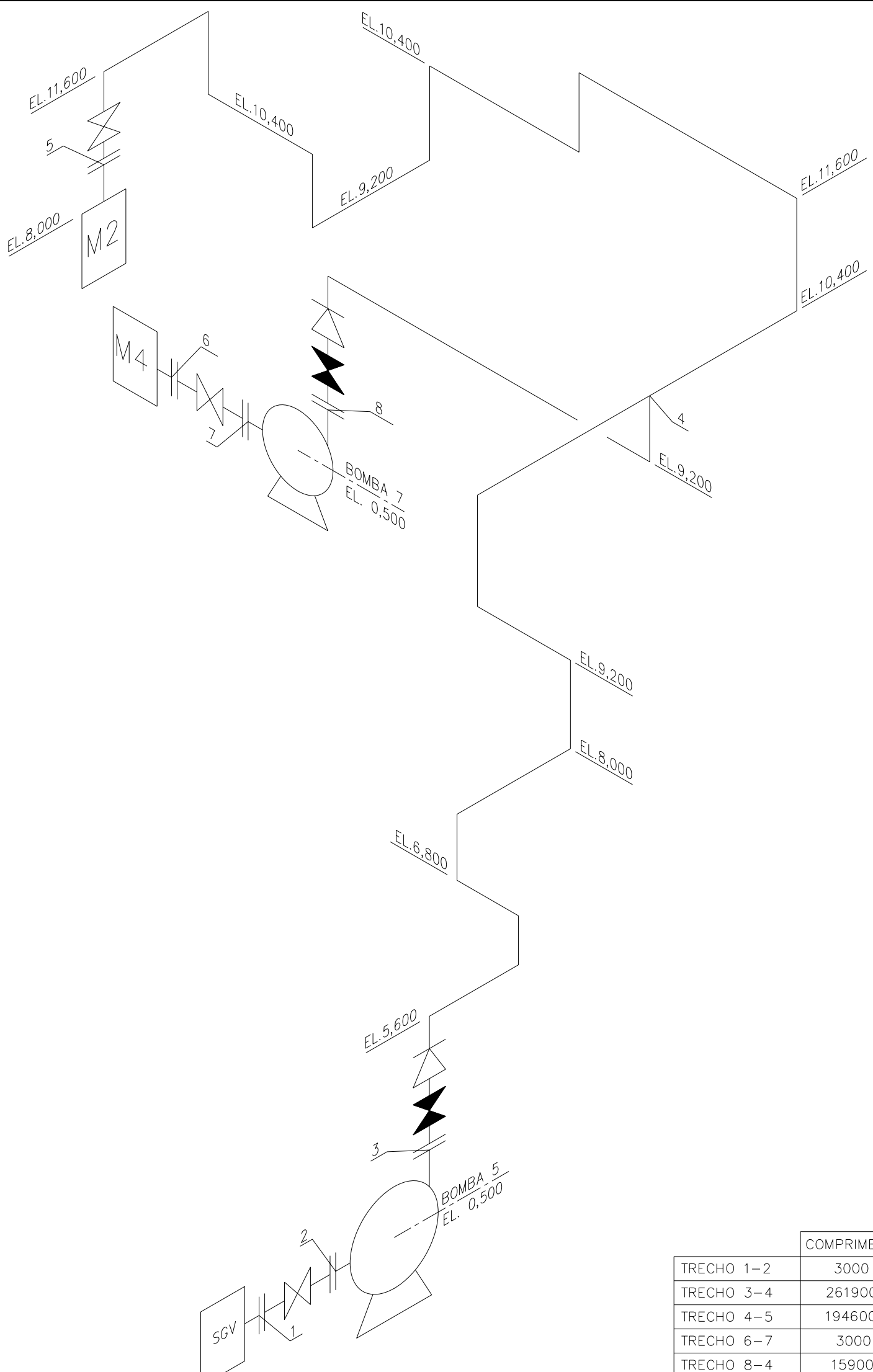


	COMPRIMENTO
TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	18900
TRECHO 4-5	16400
TRECHO 4-6	17900



	COMPRIMENTO
--	-------------

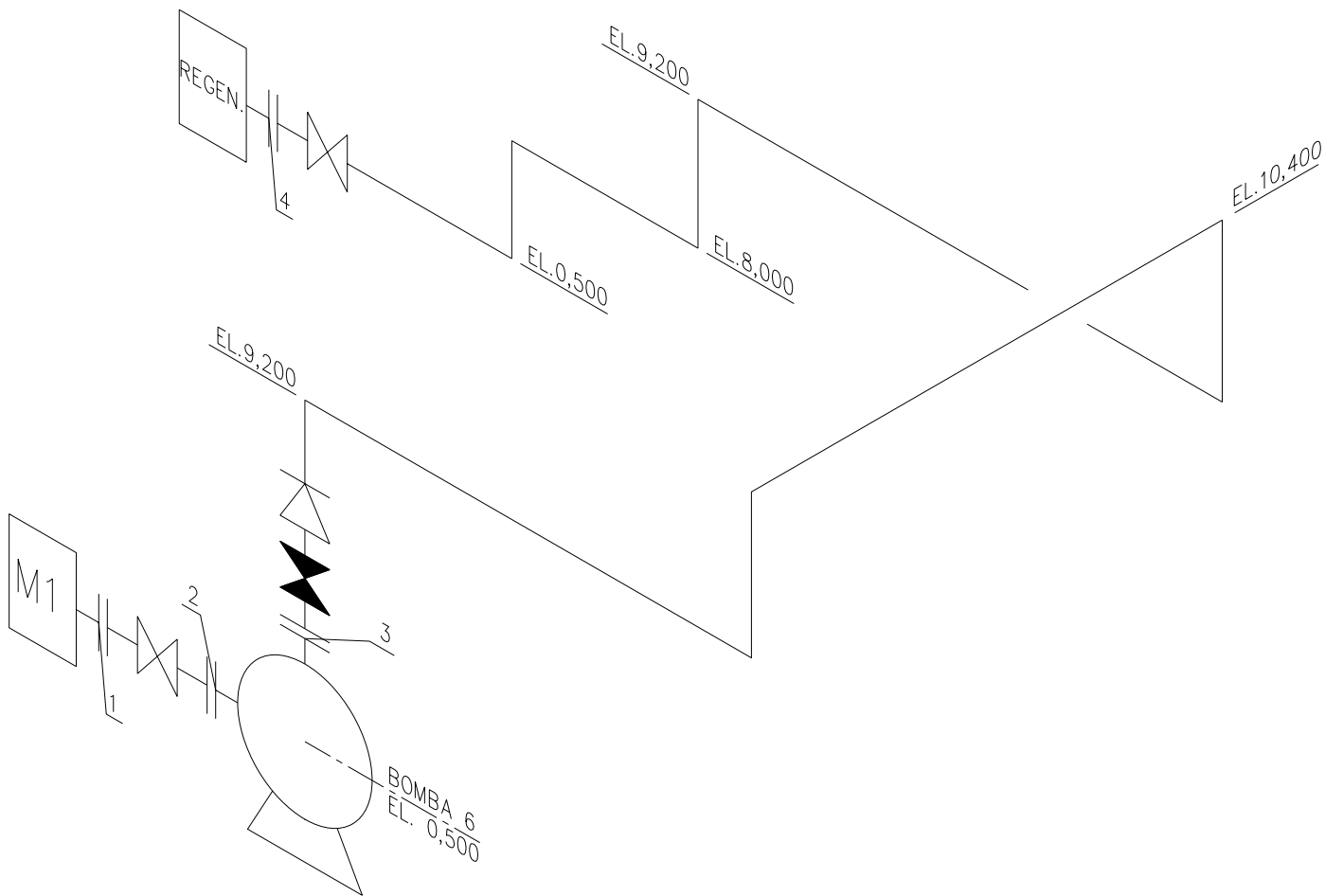
TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	91300



	COMPRIMENTO
TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	261900
TRECHO 4-5	194600
TRECHO 6-7	3000
TRECHO 8-4	15900

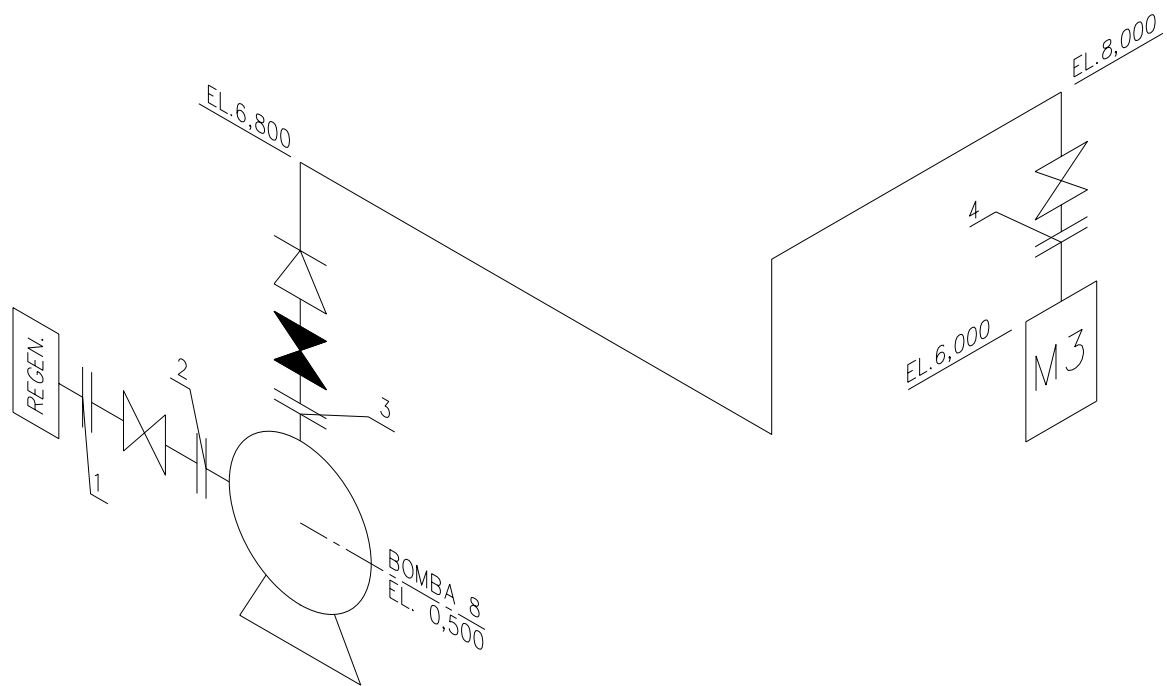
	COMPRIMENTO
--	-------------

TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	60300



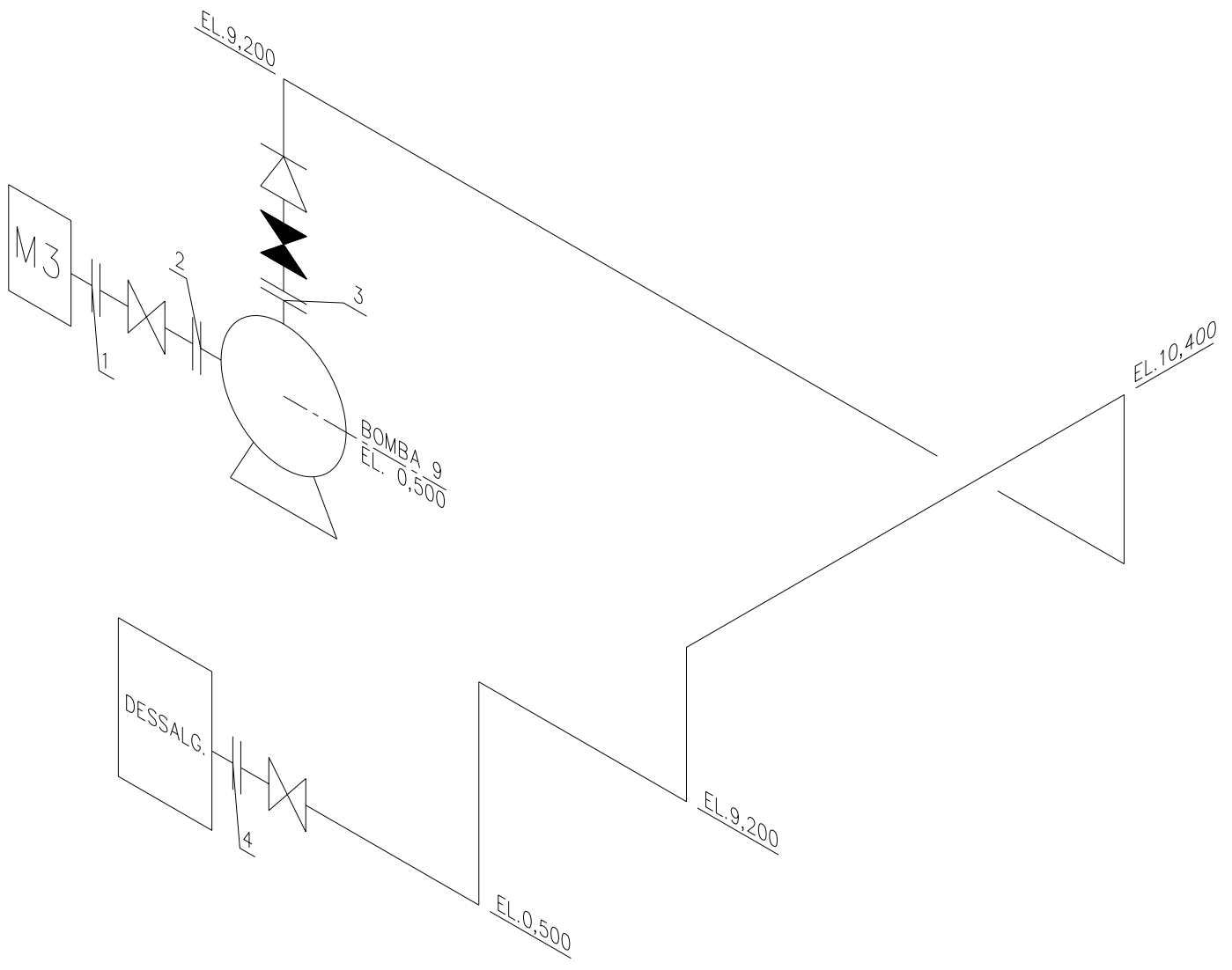
COMPRIMENTO

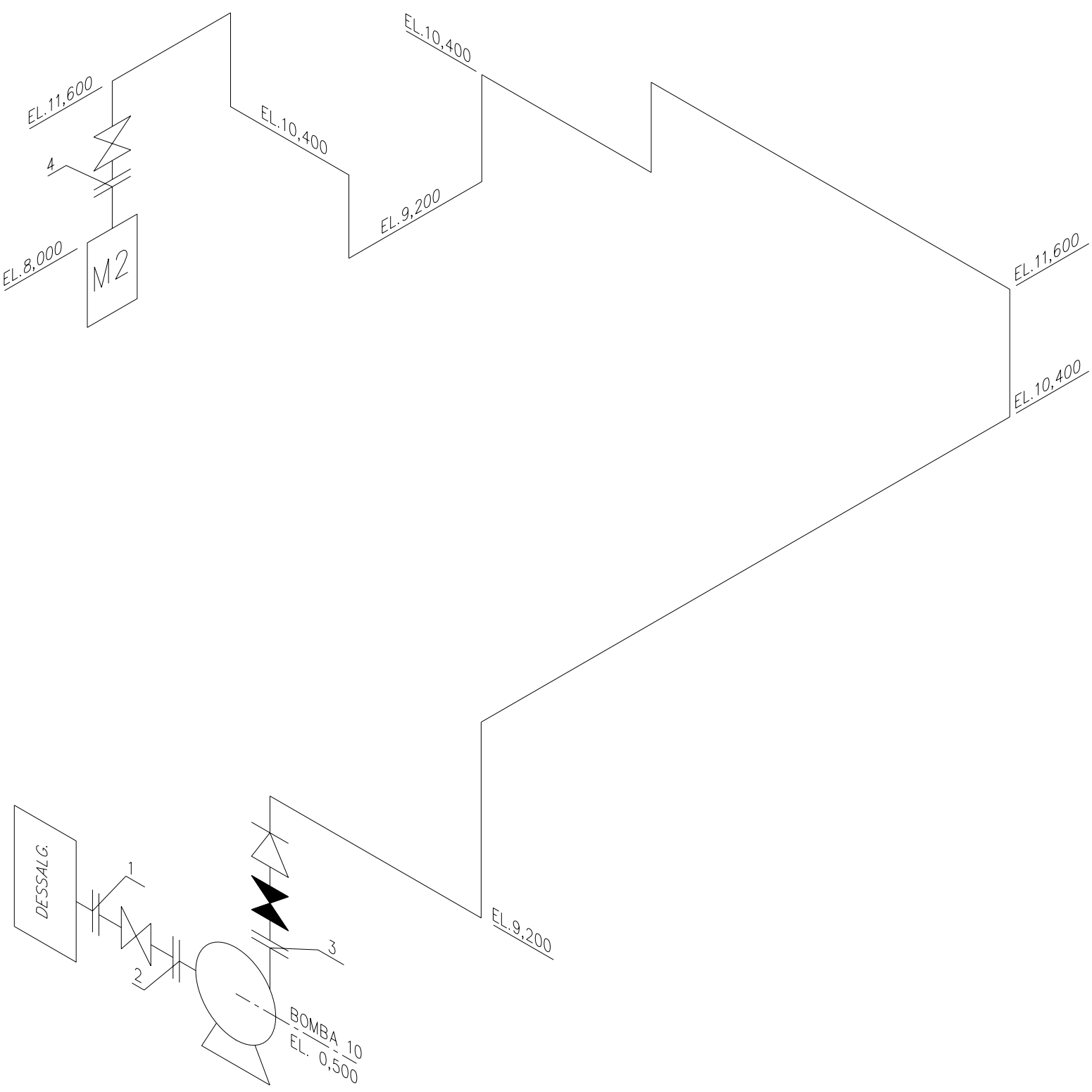
TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	21500



	COMPRIMENTO
--	-------------

TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	58800





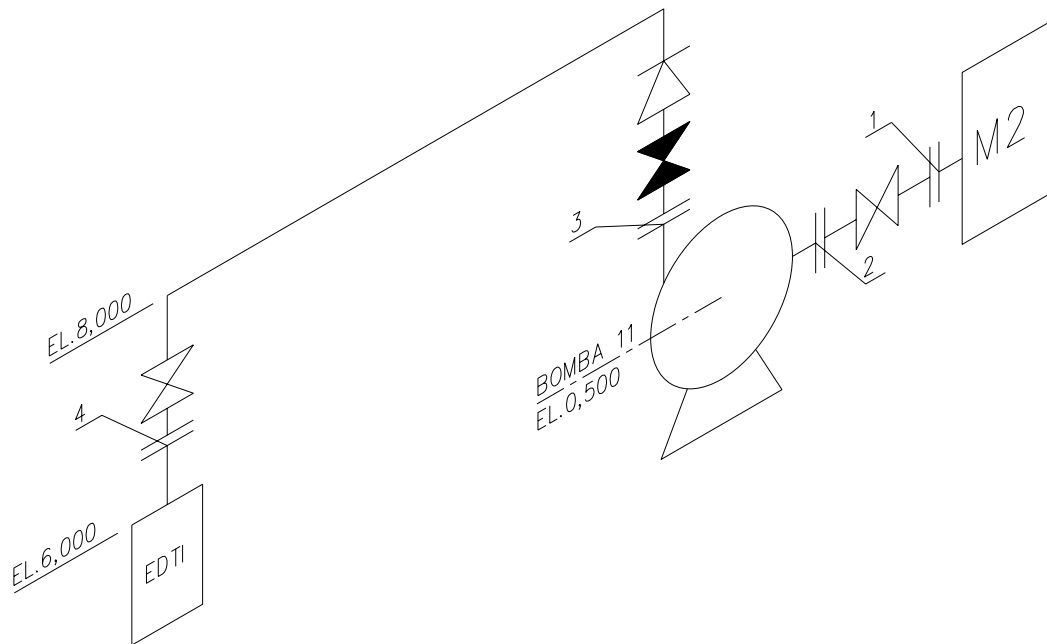
COMPRIMENTO	
-------------	--

TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	192500

	COMPRIMENTO
--	-------------

TRECHO 1-2	3000
------------	------

TRECHO 3-4	11500
------------	-------



	COMPRIMENTO
TRECHO 1-2	3000
TRECHO 3-4	201000

