

Universidade Federal do Rio Grande do Norte  
Departamento de Engenharia Química

# **RELATÓRIO DE ESTÁGIO SUPERVISIONADO**

Van Allem Simplicio Barreto da Silva

**Conversão de Separador Água-Óleo em Flotador**

**Petroeng Consultoria e Projetos Industriais**

Orientador: Gilson Gomes de Medeiros

Supervisor: Leonardo de Souza Leal

Natal, 16 de maio de 2016

Universidade Federal do Rio Grande do Norte  
Departamento de Engenharia Química

## **Conversão de Separador Água-Óleo em Flotador**

Van Allem Simplicio Barreto da Silva

Relatório apresentado à Universidade Federal do Rio Grande do Norte, como requisito para aprovação na disciplina de Estágio Supervisionado (DEQ-0537), referente ao estágio realizado pelo aluno Van Allem Simplicio Barreto da Silva na empresa PETROENG durante o primeiro semestre do ano de 2016, sob a supervisão do Eng. Químico Leonardo de Souza Leal e a orientação do Prof. Dr. Gilson Gomes de Medeiros.

Natal, 16 de maio de 2016

## **Resumo**

Este documento tem por objetivo relatar as atividades realizadas durante o período de estágio supervisionado na empresa Petroeng Consultoria e Projetos Industriais Ltda. O engenheiro químico Leonardo de Souza Leal foi o responsável por me orientar durante a execução dos projetos e pela supervisão em todas as tarefas realizadas. Foi escolhido um entre todos os projetos realizados no período do estágio supervisionado para ser detalhado neste relatório: o projeto piloto da transformação de um separador água-óleo em um flotador.

**Palavras-chaves:** separador, flotador, vaso, saturador, bomba, fluxogramas.

## Lista de Abreviaturas e Siglas

BSW	Basic Sediments and Water.
FAD	Flotador de Ar Dissolvido.
FRP	Fiber Reinforced Plastic.
LAH	High Level Alarm.
LAL	Low Level Alarm.
LI	Level Indicator.
LIT	Level Indicator Transmitter.
LSL	Low Level Switch.
LSH	High Level Switch.
NPSH	Net Positive Suction Head.
PDIT	Pressure Differential Indicator Transmitter.
PV	Pressure Valve.
PAH	High Pressure Alarm.
PAL	Low Pressure Alarm.
PDAH	High differential Pressure Alarm.
PI	Pressure Indicator.
PIT	Pressure Indicator Transmitter.
PSL	Low Pressure Switch.
PSH	High Pressure Switch.
SAO	Separador Água-Óleo.

## LISTA DE SIMBOLOS

A	Área (m <sup>2</sup> ).
D	Diâmetro (m).
g	Aceleração da gravidade (m/s <sup>2</sup> ).
h	Altura (m).
in	Unidade de comprimento de uso comum em tubulações industriais, refere-se ao comprimento em polegadas.
kgf/cm <sup>2</sup> g	Unidade de pressão de uso comum na indústria, refere-se à pressão manométrica.
kgf/cm <sup>2</sup> a	Unidade que indica a pressão em valor absoluto, ou seja, pressão manométrica somada à pressão atmosférica.
L	Comprimento (m).
mcl	metros de coluna de líquido, unidade comumente usada na indústria para especificar a diferença de pressão propiciada pela bomba entre seus bocais de entrada e saída.
P	Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> ).
ΔP	Queda de pressão (kgf/cm <sup>2</sup> ).
Q	Vazão (m <sup>3</sup> /s).
TOP	Temperatura de operação (°C).
V	Velocidade (m/s).
ε	Rugosidade (m).
μ	Viscosidade (cP).
ρ	Massa específica (kg/m <sup>3</sup> ).

## Sumário

1. Introdução .....	7
2. Empresa .....	8
3. Atividades Realizadas .....	9
3.1 Descrição do Projeto .....	9
3.2 Condições Operacionais .....	10
3.2.1 Seção de remoção de óleo livre .....	10
3.2.2 Zona de mistura rápida .....	11
3.2.3 Zona de mistura lenta .....	11
3.2.4 Zona de Contato e de Separação .....	11
3.2.5 Sistema de Saturação do Reciclo de Água Tratada .....	12
3.2.6 Sistema de Transferência de Água Tratada .....	12
3.2.7 Sistema de Injeção de Peróxido de Hidrogênio .....	14
3.2.8 Sistema de Injeção de Polieletrólito .....	14
3.3 Bases e Premissas .....	14
3.3.1 Bomba Dosadora de Peróxido (B-01 A/B) .....	14
3.3.2 Bombas Dosadora de Polieletrólito (B-02 A/B) .....	15
3.3.3 Bomba do Vaso Saturador (B-03) .....	16
3.3.4 Bombas de Transferência de Água Tratada (B-04) .....	16
3.3.5 Vaso Saturador (V-02) .....	17
3.4 Metodologia .....	17
3.4.1 Bombas de Transferência e Dosadoras .....	17
3.4.2 Vaso Saturador .....	20
3.5 Resultados .....	21
3.5.1 Bomba Dosadora de Peróxido (B-01 A/B) .....	21
3.5.2 Bombas Dosadoras de Polieletrólito (B-02 A/B) .....	24
3.5.3 Bomba do Vaso Saturador (B-03) .....	26
3.5.4 Bombas de Transferência de Água Tratada (B-04) .....	29
3.5.5 Vaso Saturador (V-02) .....	32
3.5.6 Bocais do Vaso Saturador (V-02) .....	35
4. Avaliação .....	38
5. Comentários .....	39
6. Referências consultadas .....	40
ANEXOS .....	41
ANEXO A – FLUXOGRAMAS .....	42

## **1. Introdução**

Este relatório tem como objetivo apresentar as atividades executadas no estágio curricular que foi realizado na empresa Petroeng Consultoria e Projetos Industriais Ltda., na área de Engenharia de Processos. O mesmo teve duração de 3 meses.

O engenheiro Leonardo de Souza Leal foi o responsável por atribuir tarefas e supervisionar a execução das mesmas, conduzindo o aprendizado na disciplina de projetos industriais, sendo notável sua contribuição para o meu desenvolvimento como profissional.

Dentre os projetos recebidos pela Petroeng, participei da elaboração de: dimensionamento, avaliação e adequação de bombas em geral, de vasos separadores, sistemas de tratamento de gás, sistemas de combate a incêndio. Foi escolhido para esse relatório o projeto piloto de transformação de um separador água óleo em flotador. Com objetivo de proteger dados sob sigilo corporativo, foram omitidas informações que pudessem identificar o cliente.

No decorrer dos projetos citados, foram elaborados memórias de cálculo, folhas de dados de instrumento e de equipamentos, memoriais descritivos e fluxogramas de processo e de engenharia. Nesta elaboração, foram aplicados conhecimentos em modelagem e simulação de processos, instrumentação, bem como leitura e aplicação de normas técnicas.

## 2. Empresa

A Petroeng Consultoria e Projetos Industriais Ltda. é uma empresa de consultoria que realiza projetos, gerenciamento, planejamento e assistência a montagens industriais para empresas do ramo de petróleo e gás. A empresa possui matriz em Salvador-BA e filiais em Aracaju-SE, Campinas-SP e Natal-RN.

A missão da empresa consiste em: “Fornecimento de Engenharia Consultiva e Projetos Industriais para os mercados de Indústrias Químicas, Petroquímicas, de Petróleo e Gás Natural, Alimentícia e de Celulose, contribuindo para o desenvolvimento tecnológico e econômico do País, priorizando a Segurança Industrial e a preservação do Meio Ambiente, gerando com isso emprego e renda”. E tem como visão: “Ser [...] uma referência em Engenharia Consultiva e Projetos Industriais para o Mercado Brasileiro, atuando de forma dinâmica e competitiva, automatizando seus processos, qualificando sua equipe e oferecendo tecnologia de ponta para seus clientes”.

Sobre a política de qualidade:

“Temos como princípio básico a busca da melhoria contínua de seus processos. Para tanto, fundamentamos nossas ações:

- No atendimento às necessidades e expectativas dos clientes;
- Na valorização de seus recursos humanos;
- Na preservação do meio ambiente e respeito à comunidade;
- No cumprimento das legislações nacionais e outros requisitos legais de Saúde, Segurança Ocupacional e Meio Ambiente aplicáveis aos seus processos;
- No atendimento às expectativas dos cotistas.”

O escritório da Petroeng situado em Natal é dividido em diversas disciplinas que atendem às solicitações dos clientes em suas respectivas áreas (básica/processo, tubulação, instrumentação, elétrica, civil e automação), além de setores administrativos, responsáveis pela organização das atividades (gestão e planejamento, financeiro, recursos humanos e arquivo técnico).

A disciplina de processo tem como função desenvolver todo o projeto básico das solicitações, servindo como base para o desenvolvimento do trabalho das outras disciplinas. Cabe a disciplina de processo a elaboração de fluxogramas de engenharia, fluxogramas de processo, folhas de dados de instrumentos, folhas de dados de equipamentos, memórias de cálculo e memoriais descritivos.



### 3. Atividades Realizadas

#### 3.1 Descrição do Projeto

A Petroeng usou como referência um memorial descritivo do projeto conceitual com bases e premissas para a implementação do projeto piloto de conversão de uma célula de um separador água-óleo (SAO) em flotador a ar dissolvido (FAD) em uma estação de tratamento de efluentes.

Esse projeto piloto foi idealizado com o intuito de viabilizar a manutenção do sistema de tratamento. Atualmente, a estação acima referida é formada por um dique, um SAO e três flotadores. Entretanto, na configuração atual, a vazão de água produzida tratada é igual à capacidade dos três flotadores, de modo que, para realizar a manutenção dos mesmos, é preciso parar a produção, com o fechamento dos poços. Essa nova configuração se tornou possível uma vez que, após estudos, se comprovou que o SAO estava superdimensionado, de modo que 50% do seu comprimento é capaz de realizar sua função atual, liberando os outros 50% para transformação em FAD. Caso esse projeto piloto tenha um resultado satisfatório, é prevista uma ampliação do sistema, adicionando-se outras duas células do SAO-01.

Conforme ilustrado na Figura 1, uma parte do SAO-01 será mantida como SAO propriamente dito, enquanto a outra parte será dividida em zona de mistura rápida, zona de mistura lenta, zona de contato e de separação.

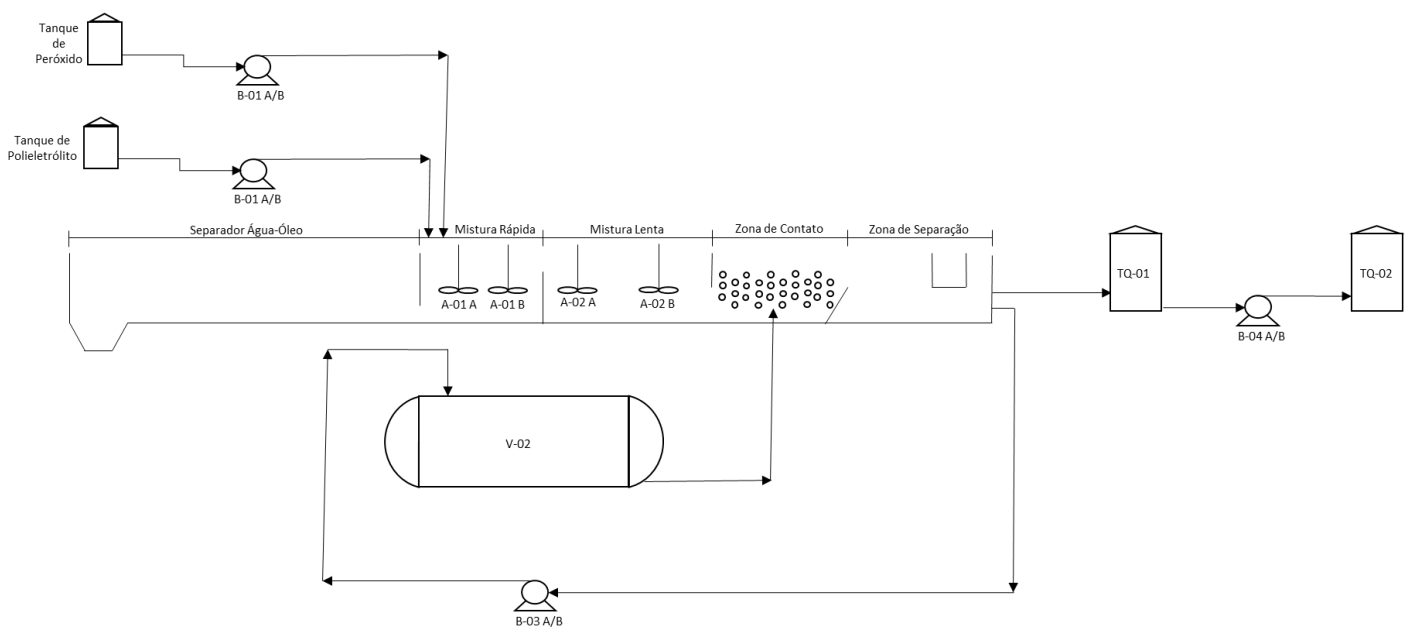


Figura 1 – SAO convertido em FAD.

Serão instalados quatro agitadores, dois deles (A-01 A/B) na zona de mistura rápida e os outros dois (A-02 A/B) na zona de mistura lenta.

O projeto prevê também a instalação duas bombas dosadoras de peróxido de hidrogênio (B-01 A/B) e de duas bombas dosadoras de polieletrólito (B-02 A/B). As injeções desses produtos ocorrerão na zona de mistura rápida.

O SAO-01 foi projetado para tratar 1000 m<sup>3</sup>/h de efluente, sendo que 800 m<sup>3</sup>/h do efluente tratado serão enviados para um tanque pulmão que será construído (TQ-01), enquanto que a vazão de efluente não transferida, 200 m<sup>3</sup>/h, será enviada através da bomba de recirculação nova B-03 A/B, para o novo vaso saturador V-02. Nesse vaso, a vazão recirculada será saturada com ar comprimido e, em seguida, será injetada na zona de contato do SAO-01.

O efluente enviado para o tanque pulmão TQ-01 será transferido para o TQ-02 existente, através das bombas de transferência a serem instaladas, B-04 A/B.

### **3.2 Condições Operacionais**

Conforme premissas de projeto, o tratamento da água no SAO será constituído de 5 etapas, sendo elas: separação de óleo livre, coagulação, floculação, zona de contato e zona de separação.

Nos itens a seguir, é dada uma breve descrição de cada etapa, citando as principais modificações de projeto a serem feitas, assim como as características dos equipamentos.

#### **3.2.1 Seção de remoção de óleo livre**

De acordo com o que foi dito anteriormente, serão reservados 30,0 m de comprimento da célula A para a seção de separação água-óleo. Será necessária a instalação de uma chicana nessa seção.

As simulações revelaram que são necessários apenas 30 m (50% do comprimento original) para remoção de gotas até 150 micrômetros. Assim, ao final desse comprimento, é imprescindível a instalação de um coletor de óleo flotado para realização do *skimming* do óleo livre.

### **3.2.2 Zona de mistura rápida**

A etapa de coagulação ocorre por meio de agitação intensa do efluente adicionado de polieletrólitos, os quais neutralizam as cargas superficiais presentes nas gotas de óleo. Conforme premissas de projeto, o tempo desta etapa deve ser superior a 120 s.

Esta etapa contempla dois agitadores A-01 A/B girando no sentido contrarrotativo, com objetivo de favorecer uma mistura eficiente do polieletrólito, evitando curto-circuito, fenômeno que ocorre quando parcelas do fluido entram e saem do tanque sem ter contato com o produto químico.

### **3.2.3 Zona de mistura lenta**

A etapa de floculação ocorre por meio de agitação lenta, favorecendo o crescimento dos agregados polieletrólitos-gotas de óleo, capturando mais gotículas dispersas na água produzida. Conforme premissas de projeto, o tempo desta etapa deve ser entre 10 a 20 min.

Esta etapa contempla dois agitadores A-02 A/B, dispostos longitudinalmente à direção preferencial do escoamento e girando no mesmo sentido, também com o objetivo de favorecer a mistura e evitar o curto-circuito.

### **3.2.4 Zona de Contato e de Separação**

A zona de contato gera uma área que favorece a colisão dos flocos oleosos e bolhas de ar, formando agregados flocos-bolhas. A água, que contém a suspensão desses agregados, bolhas livres e flocos oleosos, é direcionada para a zona de separação. Nesta, as bolhas e os agregados flutuam até a superfície do tanque, formando uma camada oleosa, que deve ser recolhida, ao mesmo tempo em que a água com o mínimo de flocos é removida na parte inferior da zona. Conforme premissas de projeto, a zona de contato terá tempo superior a 3 min, enquanto que, para a zona de separação, serão adotadas cargas hidráulicas superiores a 15 m/h, considerando os limites de vazão entre 550 m<sup>3</sup>/h (mínima) a 1000 m<sup>3</sup>/h (máxima).

### 3.2.5 Sistema de Saturação do Reciclo de Água Tratada

Conforme visto anteriormente, parte do fluido tratado será recirculado pela para a zona de contato, mas antes o mesmo será saturado com ar comprimido no vaso de saturação V-02.

A vazão de recirculação será de 200 m<sup>3</sup>/h, e o vaso de saturação irá operar numa pressão de 6 kgf/cm<sup>2</sup>g. Dessa forma, as bombas de reciclo B-03 A/B foram dimensionadas para essa vazão, além de serem especificadas com uma pressão de descarga acima da pressão de operação do vaso, levando-se em conta o acréscimo das perdas dinâmicas e estáticas, cujo valor é de 6,6 kgf/cm<sup>2</sup>g.

O vaso de saturação terá 10 m<sup>3</sup> de capacidade (comprimento entre tangentes: 3,6 m; diâmetro: 1,8 m), irá operar com pressão máxima de 6,0 kgf/cm<sup>2</sup>g e a pressão de projeto será de 9,0 kgf/cm<sup>2</sup>g.

Dessa forma, a água alimentada no vaso de saturação será saturada com ar comprimido para, em seguida, ser reinjetada na zona de contato, favorecendo a separação das gotículas de óleo presente na água.

O diâmetro das linhas foram dimensionados com base nas velocidades recomendadas de 1,5 m/s e 2,5 m/s para sucção e descarga respectivamente. Foi considerada que o diâmetro da tubulação na sucção das bombas B-03 A/B será de 10 in (polegadas), enquanto o das linhas de descarga será de 8 in. A distribuição de água no vaso será feita através de um ramal de 8 in, de onde irão derivar seis linhas de distribuição de 2 in cada uma, contendo uma válvula esfera nas suas extremidades. Será instalado um indicador de pressão na linha de sucção comum às duas bombas, assim como um indicador de pressão nas linhas individuais de descarga das mesmas. Nas linhas individuais de sucção dessas bombas, serão instaladas uma válvula borboleta e um filtro do tipo Y, enquanto que, para cada uma das linhas de descarga, estão sendo previstas uma válvula borboleta, uma válvula de retenção, um dreno e um *vent*.

O ar comprimido será injetado através de uma linha de 1 ½ in, sendo que o suprimento será feito por meio do sistema de ar comprimido existente na unidade.

### 3.2.6 Sistema de Transferência de Água Tratada

Conforme premissas de projeto, a água tratada será enviada por gravidade para o tanque pulmão, TQ-01, a ser construído. Esse escoamento ocorrerá por meio de

uma linha de 32", em FRP, da qual uma parte já existe, sendo necessária a interligação desse trecho existente com o TQ-02.

Segundo especificação do cliente, o tanque pulmão terá as dimensões apresentadas nas Figuras 3a e 3b. Esse tanque será uma caixa retangular com 10,0 m de comprimento, 5,0 m de largura, 1,5 m de profundidade (abaixo do solo), 0,75 m de altura (acima do solo) e mais 1,75 m (como nível de segurança).

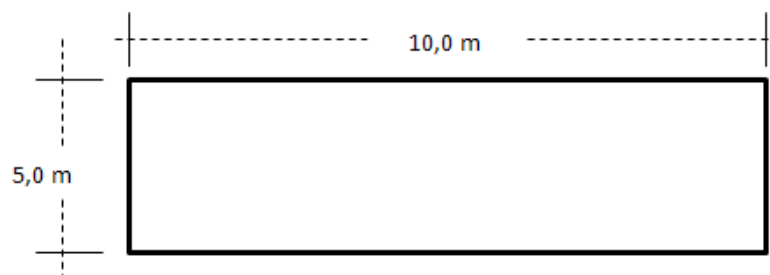


Figura 3a – Esquema mostrando o TQ-01 (vista superior).

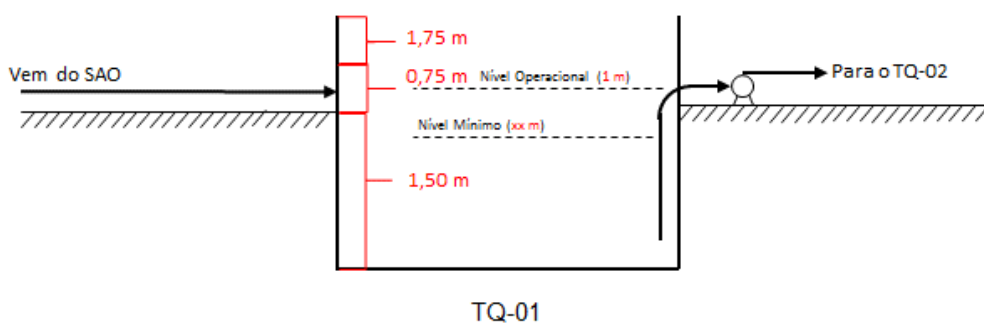


Figura 3b – Esquema mostrando o TQ-01 (vista frontal).

Como pode ser visto na Figura 4, as bombas de transferências B-04 A/B irão operar numa cota acima do nível mínimo do TQ-01, de forma que será prevista uma válvula de pé de crivo na linha de sucção dessas bombas. Cada bomba irá operar com vazão de operação de 1000 m<sup>3</sup>/h, com pressão de descarga de 0,3 kgf/cm<sup>2</sup>g.

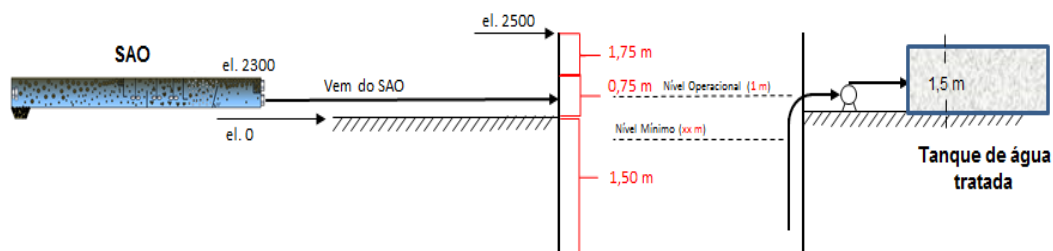


Figura 4 – Esquema mostrando a cota do TQ-02.

A linha de sucção comum às bombas será de 30 in, onde será prevista uma espera para futura ampliação do sistema. Está sendo prevista a instalação de um indicador de pressão na linha comum às bombas. As linhas individuais de sucção das bombas deverão ter 20 in de diâmetro. Em cada linha de sucção, é prevista a instalação de uma válvula borboleta e de um filtro Y. As linhas individuais de descarga das bombas terão 16 in de diâmetro, estando previstas, em cada uma delas, a instalação de uma válvula de retenção, uma válvula borboleta, um dreno e um *vent*. As linhas de descarga serão interligadas a um *header* de 24 in, que foi dimensionado considerando a ampliação futura do sistema.

### **3.2.7 Sistema de Injeção de Peróxido de Hidrogênio**

O peróxido de hidrogênio será injetado na zona de mistura rápida através de uma linha de  $\frac{3}{4}$  in.

A injeção será feita através das bombas B-01 A/B, com vazão de 0,06 m<sup>3</sup>/h e pressão de descarga de 0,77 kgf/cm<sup>2</sup>g.

### **3.2.8 Sistema de Injeção de Polieletrólito**

O polieletrólito será injetado na zona de mistura rápida através de uma linha de  $\frac{3}{4}$  in.

A injeção será feita através das bombas B-02 A/B, com vazão de 0,4 m<sup>3</sup>/h e pressão de descarga de 1,58 kgf/cm<sup>2</sup>g.

## **3.3 Bases e Premissas**

Nesse tópico, serão listadas as informações fornecidas pelo cliente e as premissas adotadas pela Petroeng pertinentes à memória de cálculo de cada equipamento.

### **3.3.1 Bomba Dosadora de Peróxido (B-01 A/B)**

- Bomba do tipo alternativa;
- Temperatura de operação (TOP) mínima de 20 °C e máxima de 35 °C;

- Vazão da bomba dosadora de peróxido: 0,06 m<sup>3</sup>/h (0,0000167 m<sup>3</sup>/s);
- Desnível na tubulação de sucção: -0,32 mcl;
- Desnível na tubulação de descarga: 5,2 mcl;
- Velocidade recomendada para a linha de sucção menor do que 1,0 m/s;
- Velocidade recomendada para a linha de descarga menor do que 2,0 m/s.

Na Tabela 1, são mostrados os dados do fluido.

Tabela 1 – Dados do fluido.

Dados do fluido		Unidade
Fluido	Peróxido	-
Temperatura de operação	20 – 35	°C
Pressão de vapor @ TOP	0,012	kgf/cm <sup>2</sup> a
Viscosidade do fluido	1,25	cP
Massa específica	1290	kg/m <sup>3</sup>

### 3.3.2 Bombas Dosadora de Polieletrólito (B-02 A/B)

- Bomba do tipo alternativa;
- Temperatura de operação (TOP) mínima de 20 °C e máxima de 35 °C;
- Vazão da bomba dosadora de polieletrólito: 0,04 m<sup>3</sup>/h (0,000111 m<sup>3</sup>/s);
- Desnível na tubulação de sucção: -0,29 mcl;
- Desnível na tubulação de descarga: 5,2 mcl;
- Velocidade recomendada para a linha de sucção menor do que 1,0 m/s;
- Velocidade recomendada para a linha de descarga menor do que 2,0 m/s.

Na Tabela 2, são mostrados os dados do fluido.

Tabela 2 – Dados do fluido.

Dados do fluido		Unidade
Fluido	Solução de Polieletrólito (a 20%)	-
Temperatura de operação	20 – 35	°C
Pressão de vapor @ TOP	0,018	kgf/cm <sup>2</sup> a
Viscosidade do fluido	1,0	cP
Massa específica	997,6	kg/m <sup>3</sup>

### 3.3.3 Bomba do Vaso Saturador (B-03)

- Bomba do tipo centrífuga;
- Temperatura de operação (TOP) mínima de 20 °C e máxima de 35 °C;
- Vazão da bomba do vaso saturador: 200 m<sup>3</sup>/h (0,056 m<sup>3</sup>/s);
- Desnível na tubulação de sucção: -0,81 mcl;
- Desnível na tubulação de descarga: 5,0 mcl;
- Pressão do vaso de saturação: 6 kgf/cm<sup>2</sup>g;
- Velocidade recomendada para a linha de sucção menor do que 1,5 m/s;
- Velocidade recomendada para a linha de descarga menor do que 2,5 m/s.

Na Tabela 3, são mostrados os dados do fluido.

Tabela 3 – Dados do fluido.

Dados do fluido		Unidade
Fluido	Água Produzida	-
Temperatura de operação	20 - 35	°C
Pressão de vapor @ TOP	0,033	kgf/cm <sup>2</sup> a
Viscosidade do fluido	0,9	cP
Massa específica	997	kg/m <sup>3</sup>

### 3.3.4 Bombas de Transferência de Água Tratada (B-04)

- Bomba do tipo centrífuga;
- Temperatura de operação (TOP) mínima de 20 °C e máxima de 35 °C;
- Vazão de alimentação do TQ-01 (vazão de 3 células): 2250 m<sup>3</sup>/h (54000 m<sup>3</sup>/d);
- Vazão da bomba de transferência: 1000 m<sup>3</sup>/h;
- Desnível na tubulação de sucção: 0,0 mcl;
- Desnível na tubulação de descarga: 9,5 mcl;
- Pressão do tanque pulmão: 0,0 kgf/cm<sup>2</sup>g;
- Pressão do tanque de água tratada: 0,0 kgf/cm<sup>2</sup>g;
- Vazão das linhas de sucção e descarga: 2250 m<sup>3</sup>/h;
- Tempo de residência do TQ-01: 3 min;
- Velocidade recomendada para a linha de sucção menor do que 1,5 m/s;
- Velocidade recomendada para a linha de descarga menor do que 2,5 m/s.



Na Tabela 4, são mostrados os dados do fluido.

Tabela 4 – Dados do fluido.

Dados do fluido		Unidade
Fluido	Água Produzida	-
Temperatura de operação	20 - 35	°C
Pressão de vapor @ TOP	0,033	kgf/cm <sup>2</sup> a
Viscosidade do fluido	0.9	cP
Massa específica	997	kg/m <sup>3</sup>

### 3.3.5 Vaso Saturador (V-02)

- Condições normais de T e P: 20 °C e 1 atm (1,033 kgf/cm<sup>2</sup>g);
- Condições máximas de operação de T e P: 45 °C e 5,81 atm (6,0 kgf/cm<sup>2</sup>g);
- Vazão de reciclo de água tratada: 200 m<sup>3</sup>/h (20% da vazão do SAO);
- Tempo de residência: 3 min;
- Velocidade recomendada para ar comprimido menor do que 20 m/s.

## 3.4 Metodologia

### 3.4.1 Bombas de Transferência e Dosadoras

Foi utilizada a equação de Darcy-Weisbach para o cálculo da perda de carga por fricção e o método do comprimento equivalente para contabilizar o efeito dos acessórios.

$$h_f = f \frac{L_{total}}{D} \frac{V^2}{2g} \quad (1)$$

Na Eq. 1,  $f$  é o coeficiente de atrito (adimensional),  $L$  é o comprimento total da tubulação em m,  $V$  é a velocidade em m/s,  $D$  o diâmetro da tubulação em m,  $h_f$  é a perda de carga total em m e  $g$  é a gravidade em m/s<sup>2</sup>.

O coeficiente de atrito ( $f$ ) é uma função do número de Reynolds e da rugosidade relativa ( $\varepsilon/D$ ). O número de Reynolds é dado pela seguinte equação:

$$\text{Re} = \frac{\rho v D}{\mu} \quad (2)$$

Na Eq. 2,  $Re$  é Número de Reynolds (adimensional),  $\rho$  é a massa específica em  $\text{kg/m}^3$ ,  $v$  é a velocidade em  $\text{m/s}$ ,  $D$  é o diâmetro da tubulação em  $\text{m}$  e  $\mu$  é a viscosidade em  $\text{kg/m.s}$  ( $1 \text{ kg/m.s} = 1000 \text{ cP}$ ).

O fator de atrito  $f$ , para regime turbulento, foi calculado pela equação de Churchill, onde  $Re$  é o número de Reynolds (adimensional),  $D$  é o diâmetro interno em  $\text{m}$  e  $\varepsilon$  é a rugosidade em  $\text{m}$ .

$$f = \left[ \frac{1}{-2 \cdot \log_{10} \left( \frac{\varepsilon}{3,7 \cdot D} + \left( \frac{7}{Re} \right)^{0,9} \right)} \right]^2 \quad (3a)$$

Para o caso de regime laminar o fator de atrito  $f$ , é calculado pela equação (3b), onde  $Re$  é o número de Reynolds (adimensional).

$$f = \frac{64}{Re} \quad (3b)$$

O dimensionamento dos diâmetros das tubulações de sucção e de descarga foi feito de forma que as velocidades não ultrapassassem  $1,5 \text{ m/s}$  nas linhas de sucção e  $2,5 \text{ m/s}$  na tubulação de descarga. Uma norma reguladora disponibilizada pelo cliente foi utilizada na escolha das especificações das tubulações para o serviço e suas respectivas classes de pressão.

Foram utilizadas as condições de operação (vazão, nível de líquido e temperatura de operação) que forneceram resultados mais conservativos de perda de carga e NPSH disponível.

Para o cálculo das pressões de sucção e descarga, considerou-se um aumento de 25% nas respectivas perdas de carga para efeito de segurança do projeto.

A pressão de sucção foi calculada pela seguinte equação:

$$P_s = \rho \times g \times h_s \quad (4)$$

Na Eq. 4,  $P_s$  é a pressão de sucção em  $\text{Pa}$  ( $98066,5 \text{ Pa} = 1 \text{ kgf/cm}^2$ ),  $\rho$  é a massa específica nas condições de operação em  $\text{kg/m}^3$ ,  $g$  é a aceleração da gravidade em  $\text{m/s}^2$  e  $h_s$  é a altura manométrica de sucção em  $\text{m}$ .

A pressão de descarga foi calculada pela Eq. 5, onde  $P_d$  é a pressão de descarga em Pa ( $98066,5 \text{ Pa} = 1 \text{ kgf/cm}^2$ ),  $\rho$  é a massa específica nas condições de operação em  $\text{kg/m}^3$  e  $h_d$  é a altura manométrica de descarga em m:

$$P_d = \rho \times g \times h_d \quad (5)$$

A altura manométrica de sucção  $h_s$ , em m, foi calculada pela Eq. 6:

$$h_s = \frac{P_s}{\gamma} + Z_s - h_{fs} \quad (6)$$

Nessa equação,  $Z_s$  é a altura estática de sucção (desnível da tubulação + nível de líquido) em m,  $h_{fs}$  é a perda de carga nas linhas e acessórios da sucção em m,  $P_s$  é a pressão no reservatório de sucção em Pa e  $\gamma$  é o peso específico do fluido, em  $\text{N/m}^3$ .

A altura manométrica de descarga foi calculada pela Eq. 7, onde  $h_d$  é a altura manométrica de descarga em m,  $Z_d$  é a altura estática de recalque (desnível da tubulação) em m,  $h_{fd}$  é a perda de carga nas linhas e acessórios da descarga em m,  $P_d$  é a pressão do reservatório de recalque em Pa e  $\gamma$  é o peso específico do fluido em  $\text{N/m}^3$ .

$$h_d = \frac{P_d}{\gamma} + Z_d + h_{fd} \quad (7)$$

A altura manométrica total ( $H$ ) é a diferença entre as alturas manométricas de descarga e a de sucção. Desta forma, pode-se calcular essa variável pela seguinte equação, cujo resultado será expresso em m:

$$H = h_d - h_s \quad (8)$$

O NPSH disponível foi calculado a partir da seguinte equação:

$$NPSH_d = Z_s + \frac{P_s + P_a - P_v}{\gamma} - h_{fs} \quad (9)$$

Na Eq. 9,  $Z_s$  é a altura estática de sucção (desnível da tubulação + nível de líquido) em m,  $P_a$  é a pressão atmosférica local em Pa,  $P_v$  é a pressão de vapor na temperatura de operação em Pa,  $P_s$  é a pressão no reservatório de sucção em Pa,  $h_{fs}$  é a perda de carga nas linhas e acessórios da sucção em m e  $\gamma$  é o peso específico em  $\text{N/m}^3$ .

A potência foi calculada pela seguinte equação, onde  $P$  é a potência absoluta em cv,  $Q$  é a vazão em  $\text{m}^3/\text{h}$ ,  $\gamma$  é o peso específico em  $\text{N/m}^3$ ,  $H$  é a altura manométrica total em m e  $\eta$  é a eficiência da bomba (considerada igual a 75%):

$$P = 3,78 \cdot 10^{-7} \cdot \frac{\gamma \cdot Q \cdot H}{\eta} \quad (10)$$

Os diâmetros de sucção e descarga das bombas foram calculados pelas seguintes equações, onde  $A$  é a área, em  $m^2$ ;  $Q$  é a vazão em  $m^3/h$ ;  $v$  é a velocidade recomendada em  $m/s$ ; e  $D$  é o diâmetro da tubulação, em  $m$ .

$$A = \frac{Q}{v} \quad (11)$$

$$D = \left( \frac{4A}{\pi} \right)^{0,5} \quad (12)$$

### 3.4.2 Vaso Saturador

A taxa de transferência de gás através de uma interface a partir da fase gasosa para fase dissolvida é proporcional à diferença de saturação ( $C_s - C$ ); por exemplo:

$$\left[ \frac{dC}{dt} \right]_r = K_L a (C_s - C) \quad (13)$$

Na Eq. 13,  $[dC/dt]$  é a taxa de variação da concentração de gás dissolvido, em  $kg/m^3/s$ ;  $K_L a$ : coeficiente de transferência de massa, em  $s^{-1}$ ;  $C_s$  é a concentração de saturação, forma reduzida para  $C^*(gás)$ ; e  $C$  é a concentração do gás na fase aquosa no tempo  $t$ , em  $kg$  de gás/ $m^3$  de água, sendo que  $t$  é o tempo decorrido, em  $s$ , e  $C^*(gás)$  é a concentração de gás no equilíbrio como definido pela Lei de Henry, em  $kg$  de gás/ $m^3$  de água.

O saturador é dimensionado como um reator não-homogêneo onde a concentração de gás dissolvido muda com o comprimento do leito. Para este tipo de reator, o balanço de massa em um trecho do equipamento,  $\Delta Z$ , é:

$$\left[ \frac{dC}{dt} \right]_0 = -v \frac{dC}{dZ} + \left[ \frac{dC}{dt} \right]_r \quad (14)$$

Substituindo-se a equação (13) na relação cinética acima, encontra-se:

$$\left[ \frac{dC}{dt} \right]_0 = -v \frac{dC}{dZ} + K_L a (C_s - C) \quad (15)$$

Para as condições de estado estacionário, tem-se:

$$0 = -v \frac{dC}{dZ} + K_L a (C_s - C) \quad (16)$$

Separando-se as variáveis e integrando, obtém-se:

$$\ln \left[ \frac{(C_s - C)}{(C_s - C_0)} \right] = -\frac{K_L a}{v} Z \quad (17)$$

Para um dado comprimento do leito,  $Z_D$ , a concentração de efluente correspondente é  $C_e$ . Inserindo-se estes valores na equação (17) para  $Z$  e  $C$ , respectivamente, tem-se:

$$\ln \left[ \frac{(C_s - C_e)}{(C_s - C_0)} \right] = -\frac{K_L a}{v} Z_D \quad (18)$$

Rearranjando-se a equação acima, chega-se à seguinte forma:

$$\left[ \frac{(C_s - C_e)}{(C_s - C_0)} \right] = \exp \left[ -\frac{K_L a}{v} Z_D \right] \quad (19)$$

De acordo com a definição da eficiência do saturador, para o caso da saturação de um gás na água, tem-se:

$$f \equiv \frac{C_e}{C_s} = \frac{C_e}{H(\text{gás}) \cdot x(\text{gás}) \cdot P(\text{n gases})} \quad (20)$$

Na Eq. 20,  $f$  é a razão entre a concentração de gás deixando o saturador e a concentração de gás predita pela Lei de Henry;  $C_e$  é a concentração do gás  $i$  dissolvido na água deixando o saturador, em kg do gás  $i$  dissolvido /  $\text{m}^3$  de água.

Vale destacar que a concentração de gás dissolvido,  $C_e$ , na saída do saturador é sempre menor que a concentração de equilíbrio estabelecida pela Lei de Henry.

### 3.5 Resultados

#### 3.5.1 Bomba Dosadora de Peróxido (B-01 A/B)

A Figura 5 mostra um esquema do sistema com identificação dos trechos que serão considerados no cálculo da perda de carga. A partir da metodologia citada anteriormente, as fórmulas foram implementadas em planilhas do Excel, gerando-se as Tabelas 5 e 6, que mostram os diâmetros, comprimentos e acidentes desses trechos, tanto de sucção quanto de descarga.

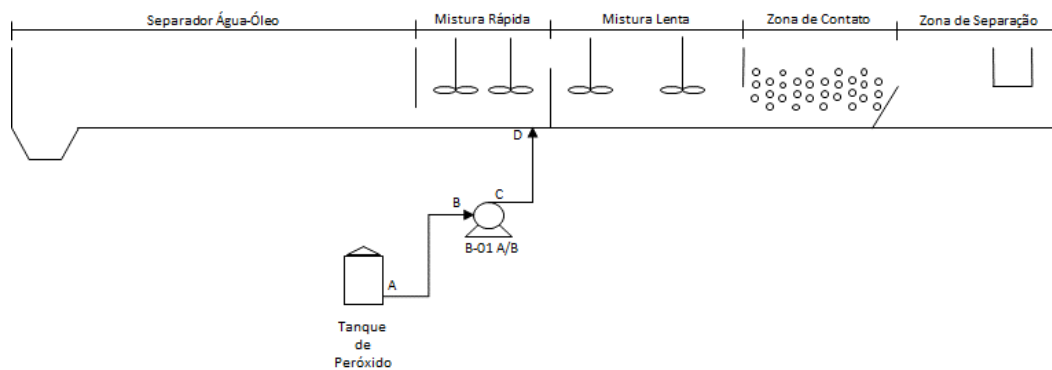


Figura 5 – Esquema do Sistema da Bomba Dosadora de Peróxido de Hidrogênio

Tabela 5 – Dados dos trechos de sucção.

Trecho	Segmento	Material	DN (in)	DI (mm)	Comp (m)	Acidentes		
						Tipo	Quant.	Leq (m)
1	A-B	Aço Inox	0,75	20,9	16,22	ENT. DE TUBO	1	0,76
						VÁLV. ESFERA	2	0,76
						T DERIVAÇÃO	2	2,44
						T RETO	1	0,91
						CURVA 90°	2	0,61
						FILTRO Y	1	547,41
						VÁLV. ON-OFF	1	133,88
						SAÍDA DE TUBO	1	0,91

Tabela 6 – Dados dos trechos de descarga.

Trecho	Segmento	Material	DN (in)	DI (mm)	Comp (m)	Acidentes		
						Tipo	Quant.	Leq (m)
1	C-D	Aço Inox	0,75	20,9	550,00	ENT. DE TUBO	1	0,76
						FQIT	1	1070,89
						RETENÇÃO	2	2,59
						VÁLV. ESFERA	1	0,76
						CURVA 90°	19	0,61
						SAÍDA DE TUBO	1	0,91

As equações para cálculo das perdas de carga na sucção e descarga também foram implementadas numa planilha em Excel. Dessa forma, com base nos diâmetros, comprimentos retos e comprimentos equivalentes dos trechos, foram calculadas as perdas de carga dos mesmos.

Os resultados dos cálculos das perdas de cargas para a sucção e descarga são mostrados nas Tabelas 7 e 8.

Tabela 7 – Perda de carga na sucção.

Cálculo da Perda de Carga										
Trecho	Leq <sub>total</sub> (m)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (cP)	Q (m <sup>3</sup> /h)	v (m/s)	Re	Rug (m)	f	h <sub>f</sub> (m)	$\Delta P$ (kgf/cm <sup>2</sup> )
1	691,491	1290	1,25	0,06	0,048	1046	4,60E-05	0,061	0,248	0,032
PERDA DE CARGA TOTAL (kgf/cm <sup>2</sup> )										0,0319

Tabela 8 – Perda de carga na descarga.

Cálculo da Perda de Carga										
Trecho	Leq <sub>total</sub> (m)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (cP)	Q (m <sup>3</sup> /h)	v (m/s)	Re	Rug (m)	f	h <sub>f</sub> (m)	$\Delta P$ (kgf/cm <sup>2</sup> )
1	1090,091	1290	1,25	0,06	0,05	1047,83	4,60E-05	0,061	0,577	0,074
PERDA DE CARGA TOTAL (kgf/cm <sup>2</sup> )										0,074

Com base nos resultados encontrados para as perdas de carga nos trechos de sucção e descarga, além das cotas e pressões disponíveis nos seus respectivos reservatórios, foram calculadas as pressões de sucção e descarga da bomba, além do NPSH disponível para sucção e a potência requerida pelo equipamento. Os resultados estão mostrados na Tabela 9.

Tabela 9 – Resultados encontrados.

	Sucção	Descarga
P no reservatório (kgf/cm <sup>2</sup> g)	0,0	0,0
Altura estática em relação a bomba (m)	-0,32	5,2
Q (m <sup>3</sup> /h)	0,06	
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	1290,0	
Pv (kgf/cm <sup>2</sup> a)	0,012	
Folga de projeto (%)	25,0	25,0
$\Delta P$ (kgf/cm <sup>2</sup> )	0,0399	0,0930
Altura manométrica (m)	-0,6	5,9
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> g)	-0,08	0,76
Diferença de pressão (kgf/cm <sup>2</sup> g)	0,84	
Altura manométrica total (m)	6,5	
NPSH disponível (m)	7,3	
Eficiência (%)	9,6	
Potência (cv)	0,02	

### 3.5.2 Bombas Dosadoras de Polieletrólito (B-02 A/B)

A Figura 6 mostra um esquema do sistema com identificação dos trechos que serão considerados no cálculo da perda de carga. Nas Tabelas 10 e 11, são dados os diâmetros, comprimentos e acidentes desses trechos, tanto na sucção quanto na descarga.

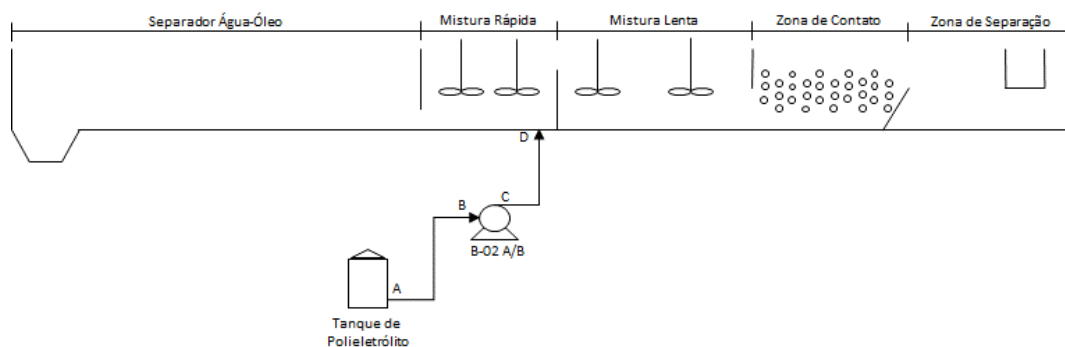


Figura 6 – Esquema do sistema dosador de polieletrólito.

Tabela 10 – Dados dos trechos de sucção.

Trecho	Segmento	Material	DN (in)	DI (mm)	Comp (m)	Acidentes		
						Tipo	Quant.	Leq (m)
1	A-B	PVC	0,75	20,2	12,90	ENT. DE TUBO	1	0,76
						VÁLV. GAVETA	2	0,53
						VÁLV. ESFERA	1	0,76
						T DERIVAÇÃO	1	2,44
						T RETO	2	0,91
						CURVA 90°	3	0,61
						FILTROY	1	35,12
						VÁLV. ON-OFF	1	17,55
SAÍDA DE TUBO	1	0,91						



Tabela 11 – Dados dos trechos de descarga.

Trecho	Segmento	Material	DN (in)	DI (mm)	Comp (m)	Acidentes		
						Tipo	Quant.	Leq (m)
1	C-D	PVC	0,75	20,2	656,00	ENT. DE TUBO	1	0,76
						FQIT	1	140,42
						RETENÇÃO	1	2,5
						VÁLV. ESFERA	1	0,76
						VÁLV. GAVETA	3	0,53
						CURVA 90°	25	0,61
						SAÍDA DE TUBO	1	0,91

As equações para cálculo das perdas de carga na sucção e na descarga foram implementadas numa planilha em Excel. Dessa forma, com base nos diâmetros, comprimentos retos e comprimentos equivalentes dos trechos, foram calculadas as perdas de carga dos mesmos.

Os resultados dos cálculos das perdas de cargas para a sucção e a descarga são mostrados nas Tabelas 12 e 13.

Tabela 12 – Perda de carga na sucção.

Cálculo da Perda de Carga									
Leq <sub>total</sub> (m)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (cP)	Q (m <sup>3</sup> /h)	v (m/s)	Re	Rug (m)	f	h <sub>f</sub> (m)	$\Delta P$ (kgf/cm <sup>2</sup> )
62,26	997,6	1	0,4	0,35	6987	1,52E-06	0,034	0,786	0,078
PERDA DE CARGA TOTAL (kgf/cm <sup>2</sup> )									0,078

Tabela 13 – Perda de carga na descarga.

Cálculo da Perda de Carga									
Leq <sub>total</sub> (m)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (cP)	Q (m <sup>3</sup> /h)	v (m/s)	Re	Rug (m)	f	h <sub>f</sub> (m)	$\Delta P$ (kgf/cm <sup>2</sup> )
162,19	997,6	1	0,4	0,35	6986,71	1,52E-06	0,034	8,552	0,853
PERDA DE CARGA TOTAL (kgf/cm <sup>2</sup> )									0,853

Com base nos resultados encontrados para as perdas de carga nos trechos de sucção e descarga, além das cotas e pressões disponíveis nos seus respectivos reservatórios, foram calculadas as pressões de sucção e descarga da bomba, além do NPSH disponível para sucção e a potência requerida pelo equipamento. Os resultados estão mostrados na Tabela 14.

Tabela 14 – Resultados encontrados.

	Sucção	Descarga
P no reservatório (kgf/cm <sup>2</sup> g)	0,0	0,0
Altura estática em relação a bomba (m)	-0,29	5,2
Q (m <sup>3</sup> /h)	0,40	
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	997,6	
Pv (kgf/cm <sup>2</sup> a)	0,038	
Folga de projeto (%)	25,0	25,0
$\Delta P$ (kgf/cm <sup>2</sup> )	0,0979	1,0657
Altura manométrica (m)	-1,3	15,8
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> g)	-0,13	1,58
Diferença de pressão (kgf/cm <sup>2</sup> g)	1,71	
Altura manométrica total (m)	17,1	
NPSH disponível (m)	8,7	
Eficiência (%)	9,6	
Potência (cv)	0,26	

### 3.5.3 Bomba do Vaso Saturador (B-03)

A Figura 7 mostra um esquema do sistema com identificação dos trechos cujos diâmetros foram calculados acima, e que serão considerados no cálculo da perda de carga. Nas Tabelas 15 e 16, são dados os diâmetros, comprimentos e acidentes desses trechos, tanto de sucção quanto de descarga.

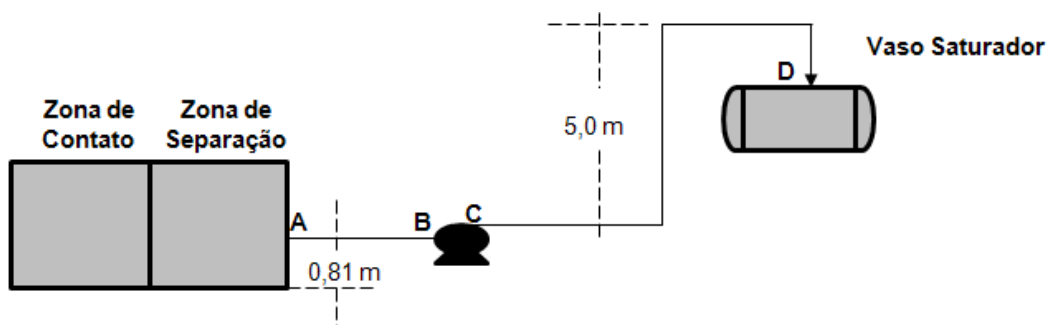


Figura 7 – Esquema do sistema de reciclo de água tratada.

Tabela 15 – Dados dos trechos de sucção.

Trecho	Segmento	Material	DN (in)	DI (mm)	Comp (m)	Acidentes		
						Tipo	Quant.	Leq (m)
1	A-B	Aço Carbono	10	260,35	15,50	ENT. DE TUBO	1	14,94
						VÁLV. GAVETA	1	3,66
						CURVA 90°	1	7,62
						CURVA 45°	2	3,4
						T RETO	1	4,88
						VÁLV. ESFERA	1	4,88
						FILTRO	1	303
						SAÍDA DE TUBO	1	18,9

Tabela 16 – Dados dos trechos de descarga.

Trecho	Segmento	Material	DN (in)	DI (mm)	Comp (m)	Acidentes		
						Tipo	Quant.	Leq (m)
1	C-D	Aço Carbono	8	206,37	11,00	ENT. DE TUBO	1	11,59
						VÁLV. RETENÇÃO	1	30,49
						VÁLV. ESFERA	1	3,96
						CURVA 90°	3	6,1
						SAÍDA DE TUBO	1	14,63

As equações para cálculo das perdas de carga na sucção e na descarga foram implementadas numa planilha em Excel. Dessa forma, com base nos diâmetros, comprimentos retos e comprimentos equivalentes dos trechos, foram calculadas as perdas de carga dos mesmos.

Os resultados dos cálculos das perdas de cargas para a sucção e a descarga são mostrados nas Tabelas 17 e 18.

Tabela 17 – Perda de carga na sucção.

Cálculo da Perda de Carga										
Trecho	Leq <sub>total</sub> (m)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (cP)	Q (m <sup>3</sup> /h)	v (m/s)	Re	Rug (m)	f	h <sub>f</sub> (m)	$\Delta P$ (kgf/cm <sup>2</sup> )
1	364,68	997	0,9	200	1,04	300977	1,52E-06	0,014	1,172	0,117
PERDA DE CARGA TOTAL (kgf/cm <sup>2</sup> )										0,117

Tabela 18 – Perda de carga na descarga.

Cálculo da Perda de Carga										
Trecho	Leq <sub>total</sub> (m)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (cP)	Q (m <sup>3</sup> /h)	v (m/s)	Re	Rug (m)	f	h <sub>f</sub> (m)	$\Delta P$ (kgf/cm <sup>2</sup> )
1	78,97	997	0,9	200	1,66	379703	1,52E-06	0,014	0,851	0,085
PERDA DE CARGA TOTAL (kgf/cm <sup>2</sup> )										0,085

Com base nos resultados encontrados para as perdas de carga nos trechos de sucção e descarga, além das cotas e pressões disponíveis nos seus respectivos reservatórios, foram calculadas as pressões de sucção e descarga da bomba, além do NPSH disponível para sucção e a potência requerida pelo equipamento. Os resultados estão mostrados na Tabela 19.

Tabela 19 – Resultados encontrados.

	Sucção	Descarga
P no reservatório (kgf/cm <sup>2</sup> g)	0,0	6,0
Altura estática em relação a bomba (m)	-0,81	5,0
Q (m <sup>3</sup> /h)	200,0	
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	997,0	
Pv (kgf/cm <sup>2</sup> a)	0,033	
Folga de projeto (%)	25,0	25,0
$\Delta P$ (kgf/cm <sup>2</sup> )	0,1	0,1
Altura manométrica (m)	-2,3	66,3
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> g)	-0,23	6,60
Diferença de pressão (kgf/cm <sup>2</sup> g)	6,83	
Altura manométrica total (m)	68,6	
NPSH disponível (m)	7,8	
Eficiência (%)	75,0	
Potência (cv)	67,5	

### 3.5.4 Bombas de Transferência de Água Tratada (B-04)

Nesta etapa, também foi necessário calcular o volume mínimo do TQ-01 tomando por base a vazão de três células operando. Tal volume é dado pela equação (21), onde  $V$  é o volume operacional, em  $m^3$ ;  $Q$  é a vazão volumétrica, em  $m^3/h$ ; e  $T_R$  é o tempo de residência, em min.

$$V = Q \cdot T_R \quad (21)$$

Portanto, o volume mínimo do tanque para a vazão de 3 células e o tempo de residência de 3 minutos será:

$$V = 2250 \frac{m^3}{h} \cdot \frac{1 h}{60 \text{ min}} \cdot 3 \text{ min} = 112,5 m^3$$

Na Figura 8, é mostrado um esquema do sistema com identificação dos trechos que serão considerados no cálculo da perda de carga. Na Tabela 20 e 21, são dados os diâmetros, comprimentos e acidentes desses trechos, tanto de sucção quanto de descarga.

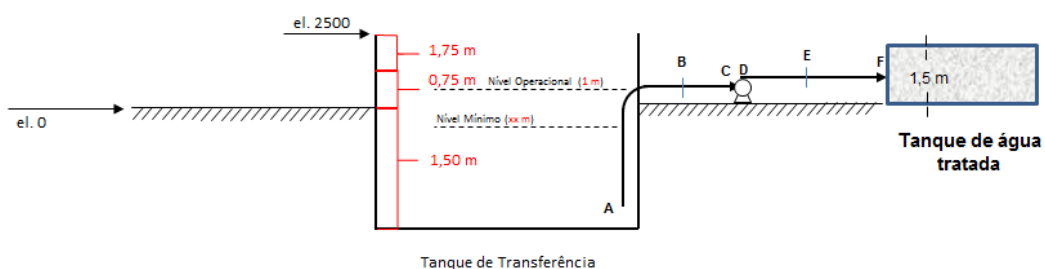


Figura 8 – Esquema do sistema de transferência de água tratada.

Tabela 20 – Dados dos trechos de sucção.

Trecho	Segmento	Material	DN (in)	DI (mm)	Comp (m)	Acidentes		
						Tipo	Quant.	Leq (m)
1	A-B	Aço Carbono	30	739,65	6,00	ENT. DE TUBO	1	50
						CURVA 90°	3	22,87
						VÁLV. GAVETA	2	10
						RED. 30" X 20"	1	5
						TÊ DERIVAÇÃO	1	47,26
2	B-C	Aço Carbono	20	488,96	8,16	FILTRO Y (SUJO)	1	1876
						VÁLV. ESFERA	1	10
						RED. 20" X 18"	1	2,14
						SAÍDA DE TUBO	1	40,56

Tabela 21 – Dados dos trechos de descarga.

Trecho	Segmento	Material	DN (in)	DI (mm)	Comp (m)	Acidentes		
						Tipo	Quant.	Leq (m)
1	D-E	Aço Carbono	16	393,7	4,00	ENT. DE TUBO	1	15,24
						CURVA 90°	2	11,59
						VÁLV. RETENÇÃO	1	57,93
						VÁLV. ESFERA	1	7,32
						EXP. 16" X 24"	1	9,15
2	E-F	Aço Carbono	24	590,56	228,00	CURVA 90°	9	18,29
						VÁLV. ESFERA	2	10,06
						TÊ DERIVAÇÃO	1	36,59
						SAÍDA DE TUBO	1	51,83

As equações para cálculo das perdas de carga na sucção e na descarga foram implementadas numa planilha em Excel. Dessa forma, com base nos diâmetros, trechos retos e comprimentos equivalentes dos trechos, foram calculadas as perdas de carga dos mesmos.

Os resultados dos cálculos das perdas de cargas para a sucção e a descarga são mostrados nas Tabelas 22 e 23.

Tabela 22 – Perda de carga na sucção.

Cálculo da Perda de Carga										
Trecho	Leq <sub>total</sub> (m)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (cP)	Q (m <sup>3</sup> /h)	v (m/s)	Re	Rug (m)	f	h <sub>f</sub> (m)	$\Delta P$ (kgf/cm <sup>2</sup> )
1	190,87	997	0,9	1000	0,65	529706	4,60E-05	0,014	0,079	0,008
2	1928,70	997	0,9	1000	1,48	801285	1,52E-06	0,012	5,364	0,534
PERDA DE CARGA TOTAL (kgf/cm <sup>2</sup> )										0,542

Tabela 23 – Perda de carga na descarga.

Cálculo da Perda de Carga										
Trecho	Leq <sub>total</sub> (m)	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$\mu$ (cP)	Q (m <sup>3</sup> /h)	v (m/s)	Re	Rug (m)	f	h <sub>f</sub> (m)	$\Delta P$ (kgf/cm <sup>2</sup> )
1	112,82	997	0,9	1000	2,28	995164	1,52E-06	0,012	0,924	0,092
2	273,15	997	0,9	1000	1,01	663432	1,52E-06	0,013	0,557	0,056
PERDA DE CARGA TOTAL (kgf/cm <sup>2</sup> )										0,148

Com base nos resultados encontrados para as perdas de carga nos trechos de sucção e descarga, além das cotas e pressões disponíveis nos seus respectivos reservatórios, foram calculadas as pressões de sucção e descarga da bomba, além do NPSH disponível para sucção e a potência requerida pelo equipamento. Os resultados estão mostrados na Tabela 24.

Tabela 24 – Resultados encontrados.

	Sucção	Descarga
P no reservatório (kgf/cm <sup>2</sup> g)	0,0	0,0
Altura estática em relação a bomba (m)	1,0	1,5
Q (m <sup>3</sup> /h)	1000,0	
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	997,0	
Pv (kgf/cm <sup>2</sup> a)	0,033	
Folga de projeto (%)	25,0	25,0
$\Delta P$ (kgf/cm <sup>2</sup> )	0,7	0,2
Altura manométrica (m)	-5,8	3,4
Pressão (kgf/cm <sup>2</sup> g)	-0,6	0,3
Diferença de pressão (kgf/cm <sup>2</sup> g)	0,9	
Altura manométrica total (m)	9,1	
NPSH disponível (m)	4,3	
Eficiência (%)	75,0	
Potência (cv)	44,9	

### 3.5.5 Vaso Saturador (V-02)

Conforme especificação do cliente, foi considerado um vaso de 10 m<sup>3</sup> e uma relação de comprimento (L) sobre diâmetro (D), ambos em metro, L/D = 2.

Segundo a literatura, para saturadores (sem leite) operando entre  $400 < P_{\text{sat}} < 600$  kPa, tem-se eficiência do saturador  $f \approx 0,7$ , numa razão de reciclo  $r$  entre  $0,05 < r < 0,2$ .

As equações apresentadas no item 3.3.7 foram implementadas numa planilha de cálculo do Excel, e os resultados são mostrados nos próximos parágrafos.

Os dados usados nos cálculos estão apresentados nas Tabelas 25 e 26.

Tabela 25 – Dados básicos de projeto:  $T_r$ ,  $Q_{\text{água}}$ , L/D e  $f$ .

$T_r$ (min)	$Q_{\text{água}}$ (m <sup>3</sup> /h)	L/D do vaso	$f$ $C_e/C_s$
3	200	2,0	0,7

Tabela 26 – Dimensões do vaso usadas na avaliação.

V (m <sup>3</sup> )	D (m)	L (m)	$A_{\text{seção}}$ (m <sup>2</sup> )
10	1,80	3,60	2,54

A constante de solubilidade da Lei de Henry para a solubilidade do ar em água a 20 °C é igual a 23,93 mg/(L.atm). Considerando que gás a ser dissolvido é o ar, a



fração molar será 1. Uma vez que o vaso irá operar a 6 kgf/cm<sup>2</sup>g, o valor da concentração de saturação é mostrada na Tabela 27 abaixo.

Tabela 27 - Cálculo de Cs(ar).

P(sat) (atm)	H(ar) (mg/L.atm)	X(ar)	C <sub>s</sub> (ar) (mg/L)
5,807	23,93	1	138,98

Dessa forma, 138,98 mg de ar/litro de água é a concentração de saturação, sendo que essa concentração é tomada como parâmetro na determinação da concentração de saída de ar dissolvido em água (C<sub>e</sub>). Conforme visto anteriormente, para saturador sem leito, tem-se  $f \approx 0,7$ , que corresponde a 70% da concentração de saturação.

A principal dificuldade no cálculo do saturador é a determinação do coeficiente de transferência de massa K<sub>L</sub>a. Para saturadores com características semelhantes ao analisado nesta memória de cálculo, a literatura informa que os valores de K<sub>L</sub>a variam entre 0,005 a 0,02. Esse parâmetro pode ser estimado através da equação 18 e o resultado da estimativa de K<sub>L</sub>a calculado através dessa equação é mostrado na Tabela 28.

Na Tabela 28, é mostrada também a concentração máxima de ar dissolvido na água encontrada na saída do saturador, que correspondente a 70% da saturação de equilíbrio estabelecida pela Lei de Henry. Neste caso, a concentração máxima de ar dissolvido em água na saída do saturador é de 97,29 mg/L.

Tabela 28 – Estimativa de K<sub>L</sub>a.

Z (m)	HLR (m <sup>3</sup> /h/m <sup>2</sup> )	HLR (m/s)	C <sub>s</sub> (ar) (mg/L)	C <sub>0</sub> (mg/L)	C <sub>z</sub> (mg/L)	(C <sub>s</sub> -C <sub>e</sub> )/(C <sub>s</sub> -C <sub>0</sub> )	ln[(C <sub>z</sub> -C <sub>e</sub> )/(C <sub>s</sub> -C <sub>0</sub> )]	-K <sub>L</sub> a (s <sup>-1</sup> )
3,60	78,60	0,02183	138,98	0,00	97,29	0,3000	-1,2040	-0,00730

Estimando K<sub>L</sub>a através da equação 18, o cálculo é feito de forma inversa, sendo que, estabelecidos os valores de Z (comprimento total, que foi igual a 3,60 m) e f (neste caso, igual a 0,7), encontra-se o valor de K<sub>L</sub>a necessário para que 70% da concentração de saturação seja encontrada na saída do vaso de comprimento 3,60 m. Na prática, o valor de K<sub>L</sub>a pode ser maior ou menor do que o estimado. Porém, para efeito de cálculo, verifica-se que o valor encontrado está dentro do limite estabelecido na literatura, o que demonstra que as variáveis usadas para esse cálculo apresentam valores coerentes com a prática. Devido às incertezas inerentes ao valor correto de K<sub>L</sub>a, será considerada

uma média entre os limites inferior e superior, logo será considerado, no cálculo seguinte,  $K_{La}$  igual a 0,0125.

Na Tabela 29, são mostradas as concentrações de ar dissolvido na água ao longo do saturador. Pelos resultados mostrados nessa tabela, nota-se que, utilizando-se um valor de  $K_{La}$  maior do que o valor mostrado na Tabela 32, verifica-se que um saturador com 2,10 m já seria suficiente para alcançar 70% da concentração de saturação máxima para esse tipo de equipamento. Verifica-se também que, sendo o comprimento total do saturador igual a 3,60 m, teoricamente teríamos uma porcentagem maior no que diz respeito à concentração de saída, cujo valor encontrado foi de 87. Entretanto, por limitações físicas impostas pelo próprio tipo de equipamento, esse valor dificilmente é atingindo. Vale destacar que, segundo a literatura, no caso de saturadores de leite, a concentração de saída pode chegar a 90% da saturação de equilíbrio.

Tabela 29 – Concentrações de ar dissolvido na água ( $C_e$ ) ao longo do saturador.

Z (m)	$-K_{La} Z/v$	$(C_s - C_e)/(C_s - C_0)$	$(C_s - C_e)$ (mg/L)	$C_e$ (mg/L)	f
0,0	0,0000	1,00000	139,0	0,00	0,00
0,1	-0,0573	0,94435	131,2	7,73	0,06
0,2	-0,1145	0,89180	123,9	15,04	0,11
0,3	-0,1718	0,84218	117,0	21,93	0,16
0,4	-0,2290	0,79531	110,5	28,45	0,20
0,5	-0,2863	0,75105	104,4	34,60	0,25
0,6	-0,3435	0,70926	98,6	40,41	0,29
0,7	-0,4008	0,66979	93,1	45,89	0,33
0,8	-0,4580	0,63252	87,9	51,07	0,37
0,9	-0,5153	0,59732	83,0	55,96	0,40
1,0	-0,5726	0,56408	78,4	60,58	0,44
1,1	-0,6298	0,53269	74,0	64,95	0,47
1,2	-0,6871	0,50305	69,9	69,07	0,50
1,3	-0,7443	0,47506	66,0	72,96	0,52
1,4	-0,8016	0,44862	62,3	76,63	0,55
1,5	-0,8588	0,42366	58,9	80,10	0,58
1,6	-0,9161	0,40008	55,6	83,38	0,60
1,7	-0,9733	0,37782	52,5	86,47	0,62
1,8	-1,0306	0,35679	49,6	89,39	0,64
1,9	-1,0879	0,33694	46,8	92,15	0,66
2,0	-1,1451	0,31819	44,2	94,76	0,68
2,1	-1,2024	0,30048	41,8	97,22	0,70
2,2	-1,2596	0,28376	39,4	99,54	0,72
2,3	-1,3169	0,26797	37,2	101,74	0,73
2,4	-1,3741	0,25306	35,2	103,81	0,75
2,5	-1,4314	0,23898	33,2	105,77	0,76
2,6	-1,4886	0,22568	31,4	107,61	0,77
2,7	-1,5459	0,21312	29,6	109,36	0,79
2,8	-1,6032	0,20126	28,0	111,01	0,80
2,9	-1,6604	0,19006	26,4	112,56	0,81
3,0	-1,7177	0,17948	24,9	114,03	0,82
3,1	-1,7749	0,16950	23,6	115,42	0,83
3,2	-1,8322	0,16006	22,2	116,73	0,84
3,3	-1,8894	0,15116	21,0	117,97	0,85
3,4	-1,9467	0,14275	19,8	119,14	0,86
3,5	-2,0039	0,13480	18,7	120,24	0,87
3,6	-2,0612	0,12730	17,7	121,29	0,87

Nas Figuras 9a e 9b, são dados, respectivamente, os perfis da concentração de ar na água e do gradiente de concentração ao longo do saturador. Como era de se esperar, ao longo do equipamento, à medida que a concentração de ar na água vai aumentando (Figura 9a), o gradiente entre a concentração de ar na água e a

concentração de equilíbrio estabelecida pela Lei de Henry vai diminuindo, tendendo ao estado estacionário (Figura 9b).

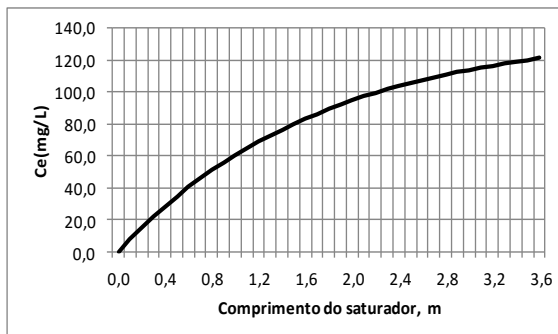


Figura 9a – Perfil de concentração (mg de ar/L de água).

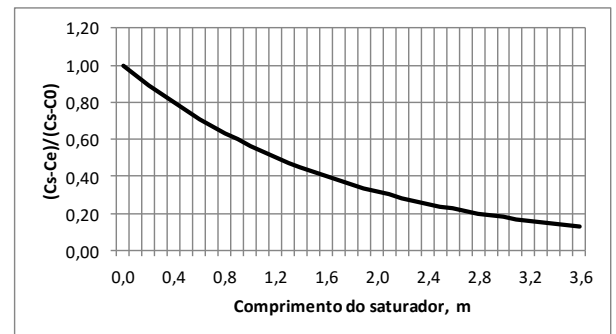


Figura 9b – Perfil do gradiente de concentração (adimensional).

Sendo assim, de acordo com os resultados acima, um saturador de comprimento 2,10 m e diâmetro 1,80 m seria suficiente para atender aos critérios de projeto estabelecidos nesta memória de cálculo. Entretanto, será considerado um saturador ainda maior em termos de comprimento, cujo valor será de 3,60 m, obedecendo ao tempo de residência especificado pelo cliente.

### 3.5.6 Bocais do Vaso Saturador (V-02)

Foram especificados pelo cliente os bocais de instrumentos, de dreno e bocas de visita. Entretanto, os bocais restantes foram dimensionados e estão listados abaixo:

- **Bocal de entrada de ar**

Abaixo, é dada a equação usada na estimativa da vazão de ar, na qual  $Q_{ar}$  é a vazão volumétrica de ar nas condições de operação ( $m^3/h$ );  $Q_{\text{água}}$  é a vazão volumétrica de água ( $m^3/h$ );  $f$  é a eficiência do saturador;  $P_{sat}$  é a pressão de saturação (kPa); e  $P_{atm}$  é a pressão atmosférica (kPa):

$$Q_{ar} \approx 7,2 \cdot 10^{-4} \cdot Q_{\text{água}} \cdot (f \cdot P_{sat} - P_{atm}) \quad (22)$$

Substituindo-se os dados na equação (22), obtém-se a a vazão volumétrica:

$$Q_{ar} \approx 7,2 \cdot 10^{-4} \cdot 200 \cdot (0,7 \cdot 588,4 - 101,325) \approx 44,72 \text{ m}^3/h$$

A 20 °C e 6 kgf/cm<sup>2</sup>g, a massa específica do ar é igual a 8,2 kg/m<sup>3</sup>. Portanto, a vazão mássica de ar é igual a:

$$\dot{m}_{\text{ar}} = 44,72 \text{ m}^3/\text{h} \cdot 8,2 \text{ kg/m}^3 = 366,7 \text{ kg/h}$$

A velocidade na linha de ar é calculada pela equação (23), mostrada abaixo, onde  $v$  é a velocidade (m/s);  $Q$  é a vazão de alimentação (m<sup>3</sup>/h); e  $DI$  é o diâmetro interno da linha ou bocal (in):

$$v \approx 0,55 \frac{Q}{DI^2} \quad (23)$$

Portanto, considerando-se a vazão de 44,72 m<sup>3</sup>/h e uma linha de alimentação de 1 ½ in, tem-se a seguinte velocidade:

$$v \approx 0,55 \frac{44,72}{(1,61)^2} \approx 9,5 \text{ m/s}$$

Levando-se em conta que a rede de distribuição de ar é dimensionada para uma velocidade máxima de 20 m/s, conclui-se que um bocal de 1 ½ in atende, uma vez que a velocidade encontrada está abaixo da recomendada para a linha de ar.

- **Bocal da PSV**

A vazão de escoamento bifásico total usada na estimativa do bocal da PSV foi de 200.000 kg/h de água mais 366,7 kg/h de ar, conforme calculado anteriormente.

Através de um programa comercial, levando em conta a vazão mássica total e as pressões de operação e de abertura de 6,0 e 9,0 kgf/cm<sup>2</sup>g, respectivamente, obteve-se uma PSV de orifício P (4" x 6").

Vale destacar que as informações acima, referentes à válvula de alívio, são preliminares, de forma que deverá ser considerado como diâmetro final do bocal da PSV aquele especificado pelo fornecedor da válvula.

- **Bocais de alimentação e saída de água**

No que diz respeito às linhas de água, o critério utilizado no dimensionamento da linha de alimentação de vaso de saturação é o mesmo usado em vaso de separação, ou seja, leva-se em conta a velocidade recomendada que resulte numa perda de carga que esteja abaixo da recomendada para o trecho em questão.

Entretanto, no que diz respeito aos bocais de alimentação de um vaso saturador, o dimensionamento dos mesmos considera a velocidade que permite uma mistura adequada em função do grau de saturação. Em outras palavras, além das condições de

operação e do tempo de residência do vaso, o grau de saturação depende também da velocidade de alimentação da água.

Com base nos valores de velocidade recomendadas pelo cliente, os diâmetros da linha de alimentação e dos seis bocais do vaso saturador serão calculados pela equação abaixo, onde  $DI$  é o diâmetro da tubulação, em in;  $Q$  é a vazão, em  $m^3/h$ ; e  $v$  é a velocidade do escoamento, em  $m/s$ :

$$DI = 0,74 \sqrt{\frac{Q}{v}} \quad (24)$$

Substituindo-se os dados na equação acima, obtêm-se os resultados:

- Linha de alimentação:  $DI \approx 0,74 \sqrt{\frac{200}{1,5}} \approx 8,5in \rightarrow D_{\text{comercial}} = 10 \text{ in}$
- Bocal de distribuição:  $DI \approx 0,74 \sqrt{\frac{(200/6)}{4,4}} \approx 2,03in \rightarrow D_{\text{comercial}} = 2 \text{ in}$

O bocal da linha de saída de água pode ter o mesmo diâmetro da linha de alimentação, que, neste caso, foi de 10 in.

#### **4. Avaliação**

Ao longo do estágio na Petroeng, foram aplicados conhecimentos de diversas disciplinas do curso de Engenharia Química. Dentre elas, “Transporte e Quantidade de Movimento” foi a mais aplicada, tendo em vista que, em todos os serviços, a avaliação do escoamento, o cálculo de perda de carga e o dimensionamento de tubulações estavam presentes; “Instrumentação na Indústria Química” foi essencial para o entendimento e geração de fluxogramas de engenharia; a disciplina “Operações Unitárias com Sistemas Sólido-Fluido” forneceu a base necessária para projetos que incluíam dimensionamento de bombas, atividade recorrente no nosso cotidiano; já as noções de “Qualidade e Segurança na Indústria Química” foram necessárias quanto à aplicação das normas de combate a incêndio; e conhecimentos de “Modelagem e Simulação de Processos Químicos” foram aplicados quando se apresentou a necessidade de se utilizar o software *Aspen HYSYS* .

## **5. Comentários**

Como toda e qualquer atividade nova, houve um período de adaptação ao ritmo e aos serviços prestados pelo meu setor na empresa. No entanto, em poucas semanas, já me sentia integrado à equipe de processo, participando ativamente dos projetos elaborados.

O estágio supervisionado proporcionou um desenvolvimento em áreas que só podem ser melhoradas com a prática. Nele, participei de reuniões com clientes, trabalhei em diversos projetos simultaneamente, conheci o ambiente corporativo, além da elaboração de fluxogramas com lógica de controle. O conhecimento adquirido nestas áreas foram essenciais para complementar a formação acadêmica recebida na universidade.

## **6. Referências consultadas**

FALCO, R.; MATTOS, E. E. Bombas Industriais, Editora Interciência, 2ª edição, Rio de Janeiro (1998).

ELKIND, R. Vasos de Processo (1998).

HENDRICKS, D. Water Treatment Unit Processes: Physical and Chemical, January 13, 2006 by CRC Press.

WEISSENBERG H. G.; NEUMANN, S. Pressure Saturation and Pressure Realease of Liquids for Indroduction into a Flotation Cell. US Patent 20040055941 A1, 2004.



**ANEXOS**

## ANEXO A – FLUXOGRAMAS

Neste Anexo são apresentados fluxogramas do projeto piloto de transformação de um SAO em um FAD, e seus sistemas auxiliares.

Figura 9 – Legenda dos Fluxogramas de Engenharia

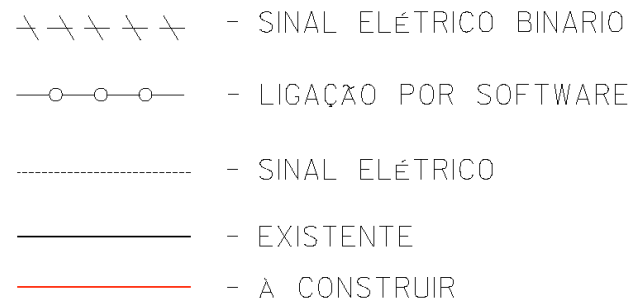


Figura 10 – Fluxogramas de Engenharia da área das bombas B-01 A/B.

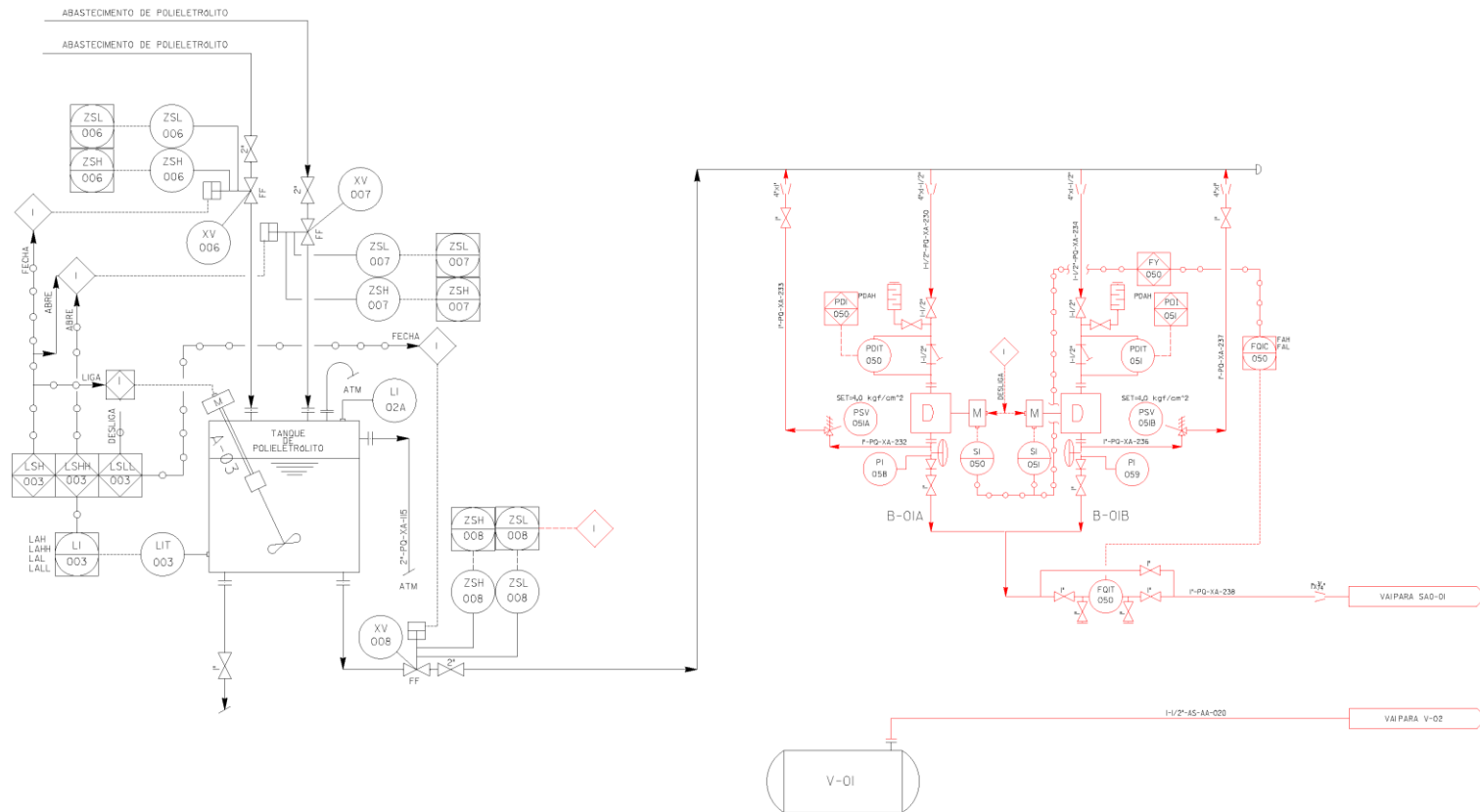


Figura 11 – Fluxogramas de Engenharia da área das bombas B-02 A/B.

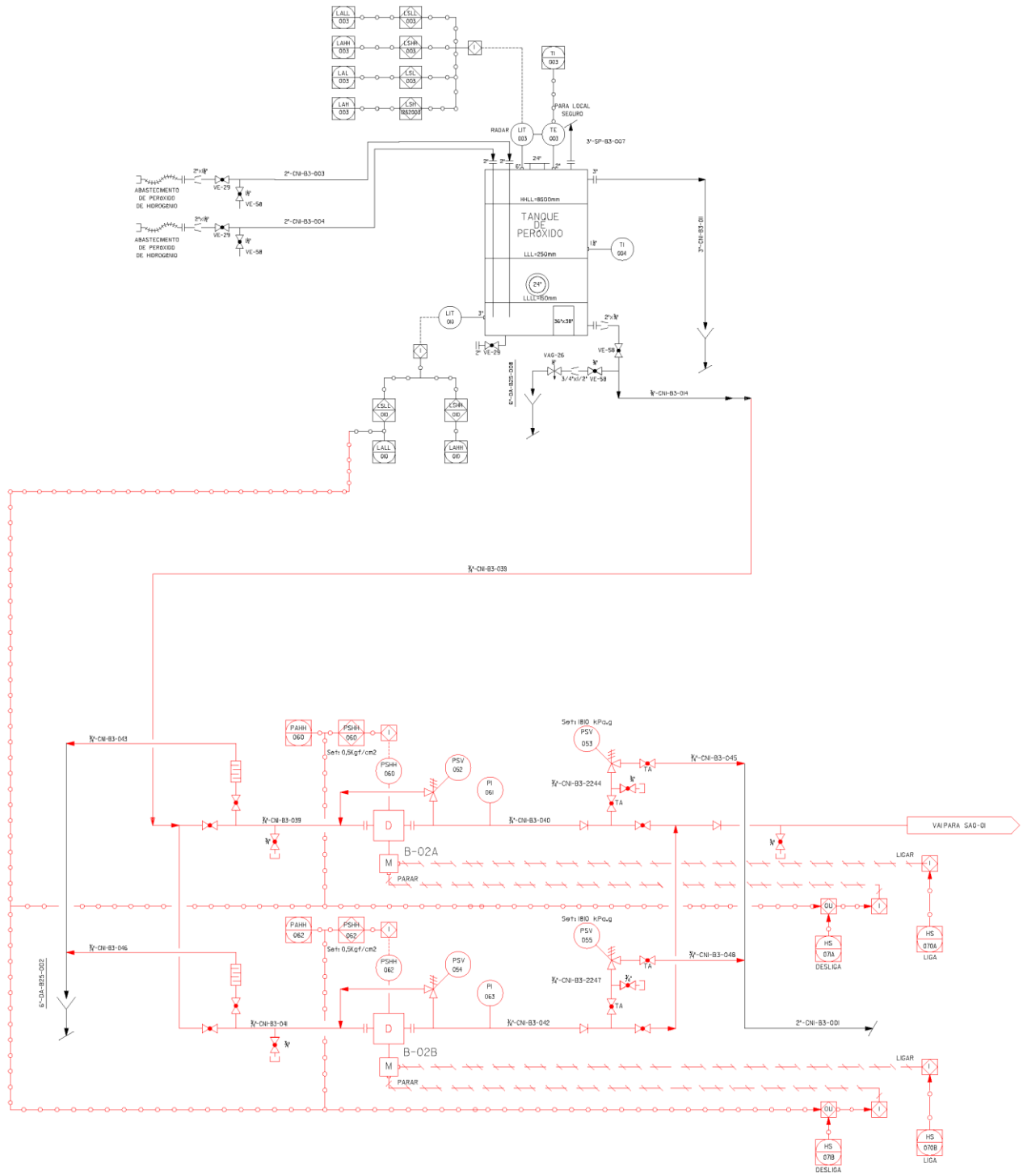


Figura 12 – Fluxogramas de Engenharia da área do SAO.

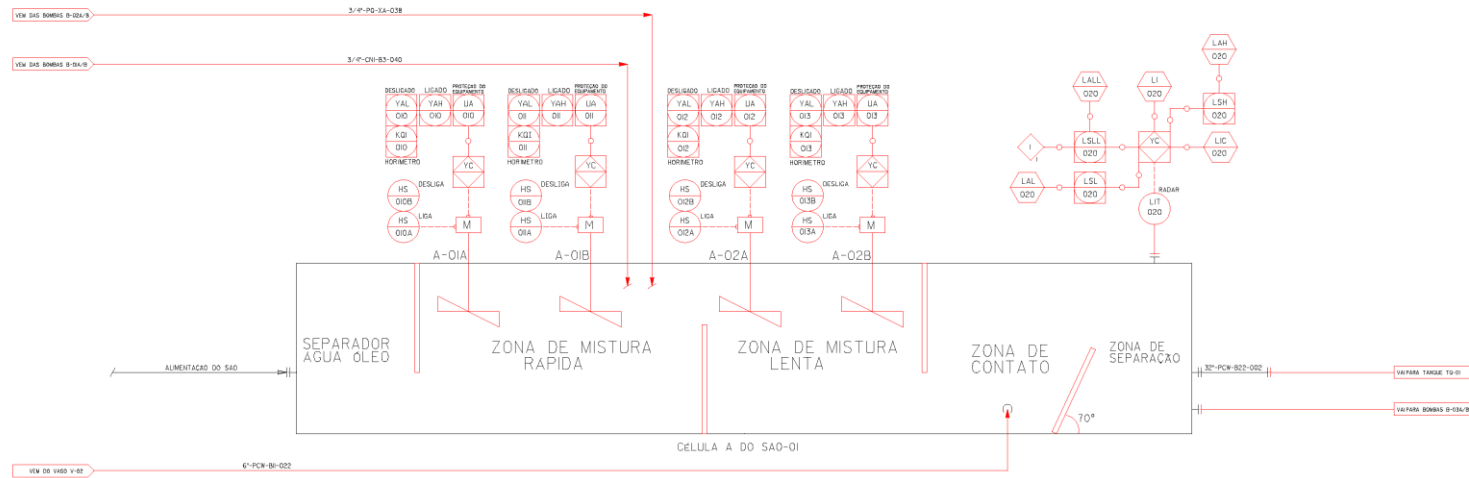


Figura 12 – Fluxogramas de Engenharia do Vaso Saturador (V-02).

