

# **Desenvolvimento de Sistema Avançado de Recuperação de Fósforo das Águas Residuais para uma residência no Instituto Superior de Agronomia.**

**André Gandini Cândido**

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em  
**Engenharia do Ambiente**

Orientadores: António José Guerreiro de Brito

Cláudia Saramago de Carvalho Marques dos Santos Cordovil

**Juri:**

Presidente: Doutora Rita do Amaral Fragoso, Professora Auxiliar do Instituto Superior de Agronomia da Universidade de Lisboa

Vogais: Doutor António José Guerreiro de Brito, Professor associado com agregação do Instituto Superior de Agronomia da Universidade de Lisboa

Doutor Adérito José de Jesus Mendes, Professor adjunto aposentado do Instituto Superior de Engenharia de Lisboa do Instituto Politécnico de Lisboa.

## **Agradecimentos**

A Deus por ter guiado esta difícil jornada, fornecendo sempre a tranquilidade e paciência para cumpri-la.

Ao Professor Doutor António Guerreiro de Brito e a Professora Doutora Cláudia Cordovil por ter apoiado e auxiliado, da melhor forma, o desenvolvimento deste trabalho com os seus ricos conhecimentos.

A minha família, em especial a minha mãe por me apoiar e ser um porto seguro sempre que necessário. Agradeço a todos, que mesmo à distância estiveram comigo durante este caminho. E também a minha companheira Gabriela, por sempre contribuir com seu conhecimento, além de estar ao meu lado enfrentando os desafios desta jornada.

## Resumo

Nas últimas décadas a ideia apenas de remover os contaminantes das águas residuais vem mudando e agora essas águas são vistas como fonte de recursos e a recuperação destes torna-se um dos fatores imprescindíveis para a promoção da economia circular. A separação de fluxos mostra-se uma alternativa sustentável para a recuperação de um recurso muito presente nas águas residuais, os nutrientes, uma vez que a urina representa um baixo volume, mas contém grande parte do nitrogénio e do fósforo contidos nestas águas. A separação da urina permite uma recuperação mais eficiente do fósforo em forma de estruvite, um composto que contém magnésio, fósforo e nitrogénio e pode ser utilizado como fertilizante. Este estudo teve por objetivo criar um sistema de recuperação de fósforo capaz, além da recuperação do fósforo em forma de estruvite, realizar a destruição de disruptores endócrinos de forma descentralizada. O presente estudo foi desenvolvido para atender uma residência inserida no Instituto Superior de Agronomia e foi desenvolvido baseado em bibliografia. O Sistema Avançado de Recuperação de Fósforo terá um tanque de equalização de 150 mm de diâmetro e 300 mm de altura e um reactor de recuperação do fósforo de 150 mm e 412,5 mm que será capaz de recuperar o fósforo em forma de estruvite utilizando uma relação estequiométrica de  $Mg^{2+}:PO_4^{3-}$  de 1,2:1, um pH de 8,5 e com um tempo de mistura de 30 minutos. Esse reactor será capaz de remover disruptores endócrinos utilizando um processo oxidativo avançado utilizando  $O_3/UV$ , para isso será necessário um gerador de ozono de 1g/H e uma lâmpada UV-C (254nm) de 18W de potência. Esse sistema permitirá a recuperação da estruvite e a eliminação de micropoluentes. Espera-se com isso uma geração de 1,2 kg de estruvite por ano e um custo mensal de energia do sistema de 3,30 euros.

**Palavras-chaves:** Estruvite, disruptores endócrinos, processo oxidativo avançado, recuperação de fósforo, economia circular.

## **Abstract**

In recent decades the idea of removing contaminants from wastewater has been changing and now these waters are seen as a source of resources and their recovery becomes one of the essential factors for promoting the circular economy. The separation of flows proves to be a sustainable alternative for the recovery of a resource very present in wastewater, nutrients, since urine represents a low volume, but contains much of the nitrogen and phosphorus contained in these waters. The separation of urine allows a more efficient recovery of phosphorus in the form of struvite, a compound that contains magnesium, phosphorus and nitrogen and can be used as fertilizer. This study aimed to create a phosphorus recovery system capable of, in addition to the recovery of phosphorus in the form of struvite, to perform the destruction of endocrine disruptors in a decentralized way. The present study was developed to attend a residency inserted in the Instituto Superior de Agronomia and was developed based on bibliography. The Advanced Phosphorus Recovery System will have a 150 mm diameter and 300 mm diameter equalization tank and a 150 mm and 412.5 mm phosphorus recovery reactor that will be able to recover the struvite-shaped phosphorus using a 1.2:1 Mg<sup>2+</sup>:P O<sub>4</sub><sup>3-</sup> stoichiometric ratio, a pH of 8.5 and with a mixing time of 30 minutes. This reactor will be able to remove endocrine disruptors using an advanced oxidative process using O<sub>3</sub>/UV, so you will need a 1g/H ozone generator and an 18W UV-C (254nm) power lamp. This system will allow the recovery of struvite and the elimination of micropollutants. It is expected that a generation of 1.2 kg of struvite per year and a monthly system energy cost of 3.30 euros.

**Keywords:** Struvite, endocrine disruptors, advanced oxidative process, phosphorus recovery, circular economy.

## ÍNDICE

<b>1</b>	<b>INTRODUÇÃO</b>	10
<b>2</b>	<b>OBJETIVOS</b>	12
	Objetivo geral	12
	Objetivos específicos	12
<b>3</b>	<b>REVISÃO BIBLIOGRÁFICA</b>	12
3.1	Sistemas de tratamento de águas residuais	12
3.2	Disruptores Endócrinos e Micropoluentes	15
3.3	Processos oxidativos avançados	17
3.4	Aspectos Legislativos	23
3.5	Economia Circular e Recuperação de Nutrientes em Águas Residuais	24
3.5.1	Recuperação de Nutrientes em Águas Residuais	24
3.5.2	Recuperação de Fósforo em Forma de Estruvite	26
3.6	Geração e Características da Urina	28
<b>4</b>	<b>METODOLOGIA</b>	30
4.1	Área de estudo e geração do efluente	30
4.2	Etapas do Sistema de Recuperação de Fósforo e Projecto do Reactor de Recuperação de fósforo	32
4.3	Bases de cálculo	32
4.3.1	Caudal de Projeto e caracterização das águas amarelas	32
4.3.2	Tanque de Equalização e bombagem	34
4.3.3	Reator de Recuperação de Fósforo e doseamento de Reagentes Químicos	38
4.3.4	Processo Oxidativo Avançado	42
4.3.5	Separação sólido-líquido	45
4.3.6	Demanda de energia	46
<b>5</b>	<b>RESULTADOS E DISCUSSÃO</b>	46
5.1	Captação e transferência das águas amarelas para a unidade de tratamento/regeneração de recursos	46

5.2	Projecto do Reactor de Recuperação de Fósforo .....	46
5.3	Dimensionamento do Sistema de Recuperação de Fósforo .....	47
5.3.1	Caudal de Projeto e Caracterização das águas amarelas .....	47
5.3.2	Tanque de Equalização e Bombagem .....	49
5.3.3	Reactor de Recuperação de fósforo e doseamento de Reagentes Químicos.....	54
5.3.4	Processo Oxidativo Avançado .....	61
5.3.5	Separação sólido-líquido .....	66
5.4	Estimativa de remoção de fósforo e recuperação de estruvite .....	68
5.5	Lógica de Operação do SARF .....	69
5.5.1	Tanque de equalização .....	69
5.5.2	Reator de recuperação de fósforo .....	69
5.6	Consumo de energia e custos de aquisição de equipamentos .....	70
<b>6</b>	<b>CONCLUSÕES</b> .....	<b>71</b>
<b>7</b>	<b>RECOMENDAÇÕES</b> .....	<b>72</b>
<b>8</b>	<b>REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS</b> .....	<b>74</b>
<b>9</b>	<b>ANEXOS</b> .....	<b>83</b>
9.1	Anexo I - Especificações técnicas e orçamento .....	83
9.2	Anexo II – Desenhos e detalhes do SARF .....	85
9.3	Anexo III – PI&D do SARF .....	92
9.4	Anexo III – Desenho do Reactor de Recuperação de Fósforo .....	93

## LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Potencial de oxidação dos principais oxidantes na água (EPA,1998) .....	18
Tabela 2 - Vantagens e desvantagens dos processos oxidativos avançados. ....	18
Tabela 3 - Resultados obtidos em estudos anteriores de recuperação de estruvite ...	27
Tabela 4 - Valores de parâmetros encontrados em estudos – adaptado de Simha e Ganesapillai (2016).....	28
Tabela 5 - Produção de urina por habitante .....	30
Tabela 6 - Percentual do caudal médio horário que entra no sistema.....	35
Tabela 7 - Produção de ozono (g/h) para cada conjunto de dosagem-tempo de contacto.....	43
Tabela 8 - Valores obtidos para cálculo do caudal.....	48
Tabela 9 - Valores adotados para a urina .....	48
Tabela 10 - Caudais médios horários que o Tanque de Equalização irá receber.....	50
Tabela 11 - Volume do tanque de equalização obtido por diversos métodos de cálculos .....	51
Tabela 12 - Dimensões e capacidade do Tanque de Equalização.....	52
Tabela 13 - Parâmetros adotados e perda de carga unitária (m/m) .....	53
Tabela 14 – Acessórios e valores comprimentos virtuais retirado de Azevedo Netto e Fernández y Fernández (2015) na sucção da electrobomba .....	53
Tabela 15 - Acessórios e valores comprimentos virtuais retirado de Azevedo Netto e Fernández y Fernández (2015) na compressão da electrobomba .....	53
Tabela 16 - Resumo dos resultados encontrados para as dimensões e parâmetros para o Reactor de Recuperação de Fósforo .....	56
Tabela 17 - Parâmetros para cálculo do fundo cónico .....	57
Tabela 18 - Dimensionamento do orifício de descarga .....	57
Tabela 19 –Estimativa da necessidade de magnésio.....	59
Tabela 20 - Concentração de magnésio no cloreto de magnésio hexahidratado e quantidade de $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ a ser doseada .....	59
Tabela 21 - Dosagem volumétrica de NaOH.....	60
Tabela 22 – Produção de $O_3$ por cada par dosagem-tempo de contacto. ....	61
Tabela 23 - Resultado dos cálculos para fotólise direta do ozono.....	63
Tabela 24 - Gasto mensal estimado com energia para o POA.....	64
Tabela 25 - Comparação da eficiência de energia do POA UV/ $O_3$ para cada contaminante (adaptado de Wardenier, 2019) .....	65
Tabela 26 - Custo de Aquisição para os principais equipamentos do SARF em 2020	70
Tabela 27 - Estimativa de gasto mensal com o sistema.....	71

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - - Percentagem de Estações de Tratamento de Águas Residuais (ETAR) em Portugal Continental por nível de tratamento (APA, 2019).....	14
Figura 2 - Espectro UV do ozono na água com indicação das faixas de UV-A, UV-B e UV-C. (Stefan,2018) .....	21
Figura 3 - Efeito da intensidade da radiação UV no tratamento (Yang et.al, 2020) .....	21
Figura 4 - Localização da Residência D no campus do Instituto Superior de Agronomia .....	30
Figura 5 – Imagem da Residência D.....	31
Figura 6 - Situação existente e proposta para a Residência D.....	31
Figura 7 - Etapas do tratamento e recuperação de nutrientes.....	32
Figura 8 - Parâmetros para cálculo do fundo cónico .....	39
Figura 9 - Distribuição dos nutrientes em fluxos de águas residuais que fazem a separação na fonte, expressos em g/hab.dia (Meinzinger e Oldenburg, 2009) .....	49
Figura 10 - Volume necessário para o Tanque de Equalização com os dados da Tabela 10.....	51
Figura 11 - Pares de dosagem-tempo de contacto. ....	62
Figura 12 - Efeito do doseamento de ozono na eficiência de remoção de CQO (Yang et.al, 2020).....	63
Figura 13 - Estimativa dos valores de entrada e de saída de fósforo, azoto e pH do Sistema Avançado de Recuperação de Fósforo por dia .....	68
Figura 14 - Desenho do Reactor de Recuperação de Fósforo .....	94

## **LISTA DE ACRÓNIMOS**

APA – Agência Portuguesa do Ambiente

CQO – Carência Química de Oxigénio

EC – Condutividade Elétrica

EcoSan – Saneamento ecológico

EPA – *United States Environmental Protection Agency*

ETAR – Estação de Tratamento de Águas Residuais

GEE – Gases de Efeito Estufa

pH – pontencial hidrogeniónico

P&ID – *Piping and Instrument Diagram* (Diagrama de tubuagem e instrumentação)

POA – Processo Oxidativo Avançado

PORDATA – Base de Dados Portugal Contemporâneo

SARF – Sistema Avançado de Recuperação de Fósforo

USGS – *The United States Geological Survey*

UV – radiação ultravioleta

## 1 INTRODUÇÃO

O crescimento da população e as necessidades de água têm aumentado em todo o mundo, a ponto de os recursos disponíveis não serem suficientes para atender à procura em alguns locais, fazendo com que a proteção da água potável e, conseqüentemente, o tratamento da água residual sejam ainda mais necessários e desafiantes (Jordar,2019; Büyükkamacı,2017).

Os sistemas de tratamento centralizados necessitam de grande investimento em infraestruturas uma vez que, para levar as águas residuais até às centrais de tratamento, são necessárias unidades de bombagem e elevatórias, que geram um elevado gasto energético (Kobayashi et al., 2020; Lahmouri et al., 2019). A grande necessidade de energia dos sistemas centralizados de tratamento de águas residuais é uma preocupação, especialmente nas regiões em que se utilizam combustíveis fósseis sendo que, o maior consumo de energia proveniente destas fontes gera maior emissão de gases de efeito estufa – GEE (Arias et al.,2020; Lahmouri et al.,2019). Além disso, a infraestrutura muitas vezes já antiga, faz com que cidades em todo o mundo tenham que repensar os seus sistemas de tratamento de águas residuais (Kobayashi et al., 2020).

A necessidade de realizar o tratamento das águas residuais e o alto custo de investimento e de operação que as unidades centralizadas de tratamento possuem, faz com que apareçam novas alternativas de saneamento. Existem várias opções, que podem ser aplicadas de forma descentralizada e que consomem menos energia, desde os mais conhecidos como as zonas húmidas construídas, lagunagem e fossas sépticas até aos processos mais inovadores, mas que gastariam mais energia, como os sanitários com separação de urina, que permitem aumentar a valorização das águas residuais, seja pela utilização da urina na fertirrigação, uma vez que a urina é rica em nutrientes importantes para as plantas, ou pela recuperação de fósforo para utilização como fertilizante (Mendes *et al.*,2018, Shalaby e El-Rafie, 2015).

Os sistemas descentralizados que realizam a segregação da urina e das fezes na fonte são uma alternativa atraente aos sistemas convencionais centralizados. Os sistemas de tratamento descentralizados possuem vantagens como flexibilidade para a expansão da capacidade e eliminação do transporte de águas residuais por longas distâncias (Kobayashi et al., 2020; Leigh e Lee,2019). Os sistemas que realizam a separação na fonte, permitem um aprimoramento na recuperação de recursos, já que permite realizar a separação das águas residuais provenientes das descargas da sanita, chamadas de águas negras, e das águas cinzentas, proveniente do resto da construção (Kobayashi

et al., 2020; Ashok et al., 2018; Larsen et al., 2009). Os sistemas descentralizados com a sanita separadora podem ser mais eficientes na recuperação de nutrientes, pois a urina representa apenas 1% da fração de toda água residual, mas contém a maioria dos nutrientes, apresentando mais de 75% da carga total de nitrogênio e 45% da carga total de fósforo (Antonini et al., 2011; Wilsenach e van Loosdrecht, 2003). Além disso, os sistemas descentralizados podem simplificar o processo de tratamento de águas residuais, pois possuem esses sistemas, normalmente são menores e ocupam menos espaço, possuem maior facilidade de manutenção e a necessidade de demanda energética diminui, pois, o efluente não precisa se deslocar por grandes distâncias (Liu et al., 2019)

As águas residuais podem ser uma fonte renovável de nutrientes se houver a recuperação destes, principalmente quando citamos o fósforo, que é um recurso não renovável e finito. O fósforo é um elemento fundamental para a produção global de alimentos e tem sofrido cada vez mais pressão devido ao aumento da população e consequentemente ao aumento na procura de alimentos aumentando o consumo de rochas fosfatadas (Wang et al., 2017). Segundo o relatório da U.S. Geological Survey (2020) o consumo mundial de  $P_2O_5$ , na forma de ácido fosfórico, fertilizantes e outros produtos foi projetado para aumentar para 50 milhões de toneladas em 2023 contra 47 milhões em 2019. Pesquisas recentes têm levantado a questão da diminuição das reservas globais de fósforo e a necessidade de procurar novas fontes de fertilização com o fósforo, pois este elemento acaba sendo um dos fatores limitantes na produção de alimentos em muitos países (Malila et al., 2019).

As águas residuais, normalmente, possuem características que dependem dos componentes que a formam e das alterações que ocorrem na rede de drenagem, as águas residuais domésticas são aquelas oriundas de residências e instalações públicas. Caso as águas residuais não sejam tratadas adequadamente, podem causar grandes desequilíbrios em massas de águas onde elas são descarregadas, podendo provocar desde a eutrofização, caso haja a descarga de níveis altos de nutrientes (principalmente o fósforo e o nitrogênio), até à absorção de hormonas e fármacos que podem causar danos irreversíveis nos ecossistemas.

O tratamento adequado em conjunto com a recuperação de recursos das águas residuais são fatores chaves para a promoção da economia circular (Malila et al., 2019) no qual reduz significativamente os impactos negativos da utilização dos recursos naturais e contribui para restaurar a biodiversidade (Comissão Europeia, 2020). A recuperação de fósforo proveniente das águas residuais mostra-se um caminho

fundamental para a promoção da economia circular, visto que, de acordo com a Comissão Europeia (2020), mais da metade das emissões dos gases de efeito estufa e grande parte da perda de biodiversidade e pressão sobre os recursos hídricos advêm da extração de recursos. O correto tratamento e a recuperação dos recursos, nomeadamente dos nutrientes das águas residuais, mostra-se como um caminho de convergência para a promoção da economia circular. Além disso, o Plano de Ação da Economia Circular, elaborado pela Comissão Europeia, prevê a criação de um plano integrado para garantir uma aplicação sustentável dos nutrientes além de estimular o mercado de nutrientes valorizados.

Diante do exposto, o presente estudo irá criar um sistema baseado em separação de fluxos (*“diverting toilet”*) capaz de promover a recuperação de nutrientes, com foco no fósforo, e a remoção de disruptores endócrinos, convergindo assim com as premissas do Plano de Ação da Economia Circular de fornecer produtos de alta qualidade, funcionais e seguros e com uma estratégia voltada para o futuro e contribuindo com o futuro mais limpo para a Europa (Comissão Europeia, 2020).

## **2 OBJETIVOS**

### **Objetivo geral**

O objetivo geral do trabalho é desenvolver um projeto de engenharia para a execução de um sistema descentralizado e avançado para tratamento das águas amarelas (urina) e recuperação de nutrientes com eliminação de disruptores endócrinos, baseado em artigos e parâmetros já encontrados em estudos anteriores.

### **Objetivos específicos**

- Avaliar os parâmetros adequados de precipitação de fósforo.
- Dimensionar o Reator de Recuperação de Fósforo e Processo Oxidativo Avançado, tendo por base critérios e bases disponíveis.
- Desenvolver as especificações técnicas, medições e orçamentos, assim como as correspondentes peças desenhadas

## **3 REVISÃO BIBLIOGRÁFICA**

### **3.1 Sistemas de tratamento de águas residuais**

O tratamento de águas residuais vem mudando lentamente, passando de somente um sistema de prevenção de doenças na sociedade urbana para um sistema de proteção da natureza (Langergraber e Muellegger, 2005). No século XX o foco do tratamento de água residual era a remoção de nutrientes e constituintes considerados contaminantes.

Agora, no século XXI, este efluente é considerado uma fonte renovável e recuperável de energia e de recursos, tendo emergido o conceito de sustentabilidade para as águas residuais (Yuan,2020; Wilsenach e van Loosdrecht,2003).

Em geral as estações de tratamento de águas residuais (ETAR) convencionais compreendem em um sistema de tratamento primário de substâncias através de processos físico-químicos e sistemas secundários, que consiste, normalmente, em reatores biológicos. Esses sistemas de tratamento convencionais possuem capacidade limitada para recuperar recursos e de remover produtos considerados poluentes persistentes, como produtos farmacêuticos e hormonas das águas residuais (Metcalf e Eddy Inc.,2009). Tratamentos mais eficazes e específicos são necessários para reduzir o potencial impacto ambiental das águas residuais e cumprir uma legislação cada vez mais rigorosa (Rivera-Utrilla et al., 2013).

O projeto e operação de estações de tratamento de águas residuais convencionais considera os excrementos humanos como resíduos que requerem tratamento e a sua remoção do ambiente. As ETARs convencionais apresentam como desvantagens a baixa sustentabilidade e altos requisitos de energia (Simha e Ganesapillai, 2016; (Langergraber e Muellegger, 2005).

Além de gastos energéticos elevados, muitas das estações de tratamento de águas residuais convencionais realizam apenas o tratamento secundário, ou seja, muito dos nutrientes presentes no efluente são apenas removidos e não são recuperados, assim como não possuem eficiência para remover os poluentes orgânicos, micropoluentes e disruptores endócrinos (Kasonga et al., 2020; Vieira et al., 2020). Segundo o Relatório do Estado do Ambiente produzido pela Agencia Portuguesa do Ambiente (APA, 2019) em Portugal continental, 58,1% das ETAR realizam apenas o tratamento secundário e 30,8% apenas o tratamento primário, como pode observar-se na Figura 1.

As estações convencionais de tratamento de águas residuais são projetadas e possuem um bom desempenho para a remoção de carência química de oxigênio (CQO), mas a eficiência de remoção de nutrientes é variável (Ishii e Boyer, 2015). Devido à variabilidade da eficiência para a remoção dos nutrientes em processos aplicados em estações de tratamento, a maioria dos nutrientes acabam se acumulando nos corpos d'água, podendo desencadear problemas de eutrofização (Rodrigues et al., 2019; Martins et al.,2014).

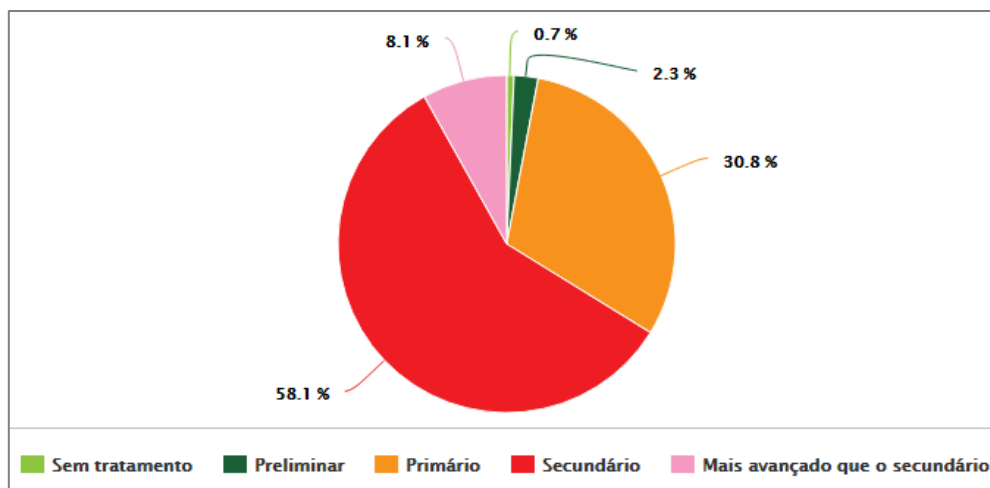


Figura 1 - - Percentagem de Estações de Tratamento de Águas Residuais (ETAR) em Portugal Continental por nível de tratamento (APA, 2019)

Os sistemas centralizados permitiram o desenvolvimento de tecnologias cada vez mais avançadas para atender aos padrões de qualidade da água. Porém, esses sistemas possuem algumas fontes de ineficiência que prejudicam a sua sustentabilidade (Leigh e Lee,2019). Esses sistemas demandam grande investimento, especialmente para a construção e operação das redes de drenagem das águas residuais. Entretanto, propostas de sistemas descentralizados, principalmente para áreas que ainda não possuem um sistema de saneamento adequado, são soluções sustentáveis (Langergraber e Muellegger, 2005).

### ***Tratamentos descentralizados***

O tratamento descentralizado de águas residuais está se tornando um método mais atraente, principalmente, devido à alguns fatores como, alto custo para atualização de plantas centralizadas e redes coletoras, falta de área urbana para expansão das plantas e o custo elevado para a implementação da infraestrutura em áreas subdesenvolvidas e com sistemas de águas residuais desatualizadas (Liu et al.,2019).

A infraestrutura de água descentralizada, normalmente, se refere à infraestrutura de pequeno e médio porte que utiliza fontes de água disponíveis localmente e pode trabalhar independente ou em conjunto com a infraestrutura de água convencional, de forma a introduzir a capacidade de sustentabilidade e resiliência nos sistemas de águas residuais sem exigir a substituição da infraestrutura já existente (Leigh e Lee,2019). Segundo Langergraber e Muellegger (2005), as tecnologias devem ser apropriadas às circunstancias locais e dos usuários, além de serem flexíveis e acessíveis.

Dentre os sistemas descentralizados existe uma estratégia chamada de saneamento ecológico (EcoSan), uma abordagem alternativa para evitar as desvantagens dos

sistemas de tratamento convencional (Langergraber e Muellegger, 2005). O EcoSan implementa o conceito de separação na fonte, dividindo as águas residuais das residências e outras edificações em diferentes fluxos, permite-se assim realizar o tratamento otimizado para cada tipo de água residual, além de facilitar a reutilização e recuperação de nutrientes (Simha e Ganesapillai, 2016). Os fluxos podem ser separados em águas negras, que é uma mistura de urina e fezes coletada nos banheiros; águas cinzentas, são as águas residuais sem excrementos humanos, por exemplo a água da cozinha e lavanderia; águas amarelas, quando a urina é coletada separadamente; e águas castanhas ou matéria fecal, que consiste na coleta das fezes de forma separada, sendo denominado águas castanhas quando na fase de coleta utiliza-se água (Langergraber e Muellegger, 2005).

Um número crescente de sistemas de saneamento ecológico baseados na separação de urina foi implementado em todo o mundo nas últimas décadas (Almeida et al., 2019). Para permitir a correta separação dos fluxos das águas residuais na fonte é empregado a tecnologia de separação de urina através de uma sanita específica.

Os sistemas com separação na fonte de urina apresentam benefícios ambientais quando comparados com os sistemas descentralizados convencionais. A quantidade de fósforo recuperado pode ser quatro vezes maior e a de nitrogênio pode ser superior a trinta vezes quando comparado com sistemas convencionais (Malila et al., 2019).

A urina possui grande contribuição na quantidade de nutrientes presentes nas águas residuais combinadas, sendo assim os esforços aplicados neste tipo de sistema para a remoção de nutrientes é maior devido a necessidade de se tratar um volume maior de água, resultando em maiores consumos de energia e recursos e, conseqüentemente, diminuindo a eficácia do tratamento (Ishii e Boyer, 2015).

Os conceitos alternativos de saneamento que utilizam a separação e coleta de excrementos na fonte, facilitam a reciclagem de nutrientes presentes na água residual para a utilização na agricultura (Etter et al., 2011).

O uso eficiente dos recursos nos sistemas descentralizados é um dos principais fatores para serem mais sustentáveis que os sistemas de águas urbanas convencionais, realizando o tratamento e a recuperação de recursos adequados para cada fluxo de água residual (Leigh e Lee, 2019)

### **3.2 Disruptores Endócrinos e Micropoluentes**

A descarga de disruptores endócrinos e produtos farmacêuticos para o meio ambiente tornou-se uma preocupação crescente em todo o mundo (Rout et al., 2020; Escher et al.,

2006). Os disruptores endócrinos e micropoluentes estão inseridos em um grupo chamado de contaminantes emergentes, que são substâncias de ocorrência natural ou sintética e que possuem efeitos negativos sobre os seres humanos e o ecossistema, e que só recentemente vêm sendo reconhecido como poluentes significativos da água (Vieira et al., 2020; Rodriguez-Narvaez et.al, 2017; Comissão Europeia, 2016).

Segundo Rodriguez-Narvaez et.al (2017), nos últimos anos, os avanços nas técnicas analíticas têm proporcionado verificar o aumento destes compostos na água, de forma a permitir a identificação de concentrações muito baixas desses poluentes em amostras de água. Embora os micropoluentes e disruptores endócrinos apareçam em concentrações muito baixas, na faixa de ng/L ou µg/L, não está claro ainda os seus impactos na saúde humana e no meio ambiente, apesar das crescentes evidências sobre os efeitos nocivos destes compostos. Muitos, ainda, não são oficialmente regulamentados ou estão em processo de discussão e regulamentação na Europa, sendo a monitorização em efluentes para reutilização em áreas agrícolas a questão mais debatida (Rizzo et.al, 2019; Wardenier et al 2019). Há cerca de duas décadas tem sido investigado os diversos efeitos que esses poluentes podem trazer ao ser humano e ao meio ambiente. Também é conhecido a dificuldade de detectar a presença dos micropoluentes e disruptores endócrinos em corpos de água e por isso a prevenção de descargas e emissão destes poluentes devem ser priorizados (Ribeiro et.al, 2015).

Há algum tempo existem grupos de estudos que começaram a trabalhar na ideia básica de que a separação na fonte e a recolha da urina poderia ajudar a promover a sustentabilidade da gestão das águas residuais. Isto, porque a urina contribui com a maioria dos nutrientes e dos compostos considerados disruptores endócrinos e farmacêuticos nas águas residuais domésticas, mesmo constituindo apenas 1% do volume total destas águas (Escher et.al, 2006).

Para a produção de um fertilizante de alta qualidade, deve garantir-se a eliminação/remoção dos micropoluentes e disruptores endócrinos. Micropoluentes indesejados na urina referem-se principalmente às hormonas e produtos farmacêuticos. É bem conhecido que esses compostos são libertados para o meio ambiente em concentrações que podem prejudicar o equilíbrio da vida aquática (Escher et.al, 2006).

Os disruptores endócrinos podem causar diversas alterações nos seres vivos e no ambiente. Dependendo do tempo de exposição, os disruptores endócrinos podem causar desordem sexual e outras doenças, tanto em homens quanto em mulheres como redução da fertilidade masculina, desenvolvimento de ovário policístico em mulheres, cancro de próstata, cancro de mama, entre outros. No meio ambiente a presença destes

poluentes pode causar a feminização ou masculinização de peixes, de forma a causar uma mudança no traço da espécie. A exposição à presença de antibióticos contidos nas águas pode levar ao desenvolvimento de resistência aos próprios antibióticos e aumentando a resistência dos genes/cepas das bactérias (Kasonga et al., 2020; Vieira et al., 2020; Rout et.al, 2020; Comissão Europeia, 2020).

Com a crescente preocupação e necessidade de tratamento para esses micropoluentes, os Processos de Oxidação Avançada (POAs) têm sido cada vez mais estudados como solução tecnológica para a eliminação dos micropoluentes e disruptores endócrinos das águas residuais, já que os tratamentos convencionais não são capazes de os remover (Wardenier et al 2019, Rodriguez- Narvaez et.al, 2017), porém esse tipo de tratamento requer um maior consumo de energia, tornando-os mais caros para operar (Kasonga et al., 2020).

### **3.3 Processos oxidativos avançados**

Os processos oxidativos avançados (POA) são conhecidos por apresentar excelentes resultados para a degradação de poluentes orgânicos persistentes, como por exemplos os disruptores endócrinos (Lima et al., 2020; Canle et.al,2017; An et al., 2010; Saez et al., 2013; Cotillas, 2019). Os POA podem degradar os disruptores endócrinos e outros poluentes, ou converte-los em substâncias menores que pode aliviar o efeito negativo desses poluentes, melhorar sua biodegradabilidade e incrementar a taxa de remoção (Wang e Zhuan, 2020; Wang e Wang, 2019b; Hernandez et al., 2002).

Os POA são considerados tecnologias limpas para o tratamento de águas poluídas e aplicam o conceito de produção de radicais hidroxilo ( $\bullet\text{OH}$ ) que “atacam” os poluentes orgânicos. A eficiência do POA baseia-se na produção desses radicais altamente reativos que são não-seletivos e oxidantes fortes, o qual é capaz de degradar, indiscriminadamente, os micropoluentes. A produção de radicais hidroxilo pode ser realizada de várias formas, o que permite a escolha do processo oxidativo avançado mais adequado às características da água a ser tratada (Stefan, 2018; Ribeiro et al, 2015; Rivera-Utrilla et al., 2013)

Os POA são diferentes dos outros processos de tratamento como a adsorção, troca iônica ou arraste por ar, porque os micropoluentes presentes na água são degradados ou transformados em compostos com menor potencial poluente, já os outros tipos de tratamento concentram esses poluentes em uma fase diferente necessitando assim de um tratamento posterior. Além disso, como não é gerada uma corrente de efluente secundária, não existe custo adicional para a disposição ou regeneração de materiais (MetCalf e Eddy, 2009)

De acordo com a EPA (1998) os processos oxidativos avançados podem ser divididos nos seguintes grupos, ultravioleta a vácuo, fotólise, processos de ultravioleta/oxidação e processo de Fenton. Uma das formas de realizar o POA é a utilização de tecnologias de oxidação que introduz irradiação ultravioleta (UV), oxidantes fortes e não seletivos, para melhorar a formação de  $\bullet\text{OH}$ . Pode ser envolvido a combinação de UV e peróxido de hidrogénio ( $\text{H}_2\text{O}_2$ ), UV e Ozono, UV combinado com Ozono e  $\text{H}_2\text{O}_2$ .

A oxidação de compostos orgânicos por radicais hidroxilo em pH mais elevado é frequentemente mais eficiente do que em pH baixo. Em pH alcalino ( $\text{pH} > 7$ ) o ozono decompõe-se de forma a tornar-se mais reativo e com oxidantes menos seletivos, como o  $\bullet\text{OH}$  (Arslan et.al, 2014) e como pode observar-se na Tabela 1, o radical hidroxilo possui um potencial oxidante mais elevado quando comparado com  $\text{O}_3$  e  $\text{H}_2\text{O}_2$ .

Tabela 1 - Potencial de oxidação dos principais oxidantes na água (EPA,1998)

Oxidante	Potencial Oxidante (eV) <sup>a</sup>
$\bullet\text{OH}$	2,80
$\text{O}(^1\text{D})$	2,42
$\text{O}_3$	2,07
$\text{H}_2\text{O}_2$	1,77
Radical peridroxila ( $\text{HO}_2$ )	1,70
Permanganato	1,67
Dióxido de Cloro	1,50
Cloro	1,36
$\text{O}_2$	1,23

A Tabela 2 apresenta as vantagens e desvantagens de alguns processos oxidativos avançados mais utilizados.

Tabela 2 - Vantagens e desvantagens dos processos oxidativos avançados.

PROCESSO	VANTAGENS	DESvantagens
$\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2$	<ul style="list-style-type: none"> <li>Águas com baixas transmissão de luz UV podem ser tratadas. Não são requeridos reatores especiais projetados para iluminação UV. Compostos orgânicos voláteis serão extraídos do contactor de ozono (Metcalf e Eddy, 2009).</li> <li>Decomposição ocorre mais rápido quando comparado com a utilização apenas de <math>\text{O}_3</math> (Medellin-Castillo et al., 2012)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Produção de ozono pode ser um processo caro e ineficiente. O ozono gasoso deve ser removido da saída de gás do contactor. Determinar e manter as doses adequadas de <math>\text{O}_3/\text{H}_2\text{O}_2</math> pode ser difícil. pH baixos são detrimenais ao processo (Metcalf e Eddy, 2009).</li> </ul>

PROCESSO	VANTAGENS	DESVANTAGENS
UV/ H <sub>2</sub> O <sub>2</sub>	<ul style="list-style-type: none"> <li>O H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> é bem estável e pode ser temporariamente armazenado no local, antes do uso (Metcalf e Eddy, 2009).</li> <li>A maioria de produtos farmacêuticos são fotoativos e, portanto, absorve radiação luminosa. Tem melhor degradação dos poluentes quando comparado apenas com a aplicação de UV (Rivera-Utrilla et al., 2013).</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> tem pequena característica de absorção de UV e, se a matriz de água absorve a energia da luz UV, então a maior parte da entrada de luz nos reatores será perdida. São requeridos reatores especiais projetados para iluminação UV. O residual de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> deve ser removido. (Metcalf e Eddy, 2009)</li> </ul>
O <sub>3</sub> /UV	<ul style="list-style-type: none"> <li>Não há necessidade de manter doses exatas de O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>. O oxidante residual degrada rapidamente. O O<sub>3</sub> absorve mais luz UV que um doseamento equivalente de peróxido de hidrogênio. Compostos voláteis serão extraídos do processo. (Metcalf e Eddy, 2009).</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>É necessário utilizar O<sub>3</sub>/UV para produzir H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>, que é uma fonte primária de produzir •OH. São requeridos reatores especiais para iluminação com UV. Ozono deve ser removido da saída de gases. Potencial para incrustação na lâmpada UV (Metcalf e Eddy, 2009).</li> </ul>
O <sub>3</sub> / H <sub>2</sub> O <sub>2</sub> /UV	<ul style="list-style-type: none"> <li>Existem processos comerciais difundidos. H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> promove a transferência de massa de ozono. Compostos voláteis serão extraídos do processo (Metcalf e Eddy, 2009).</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>São requeridos reatores especiais para iluminação UV. Ozono deve ser removido da saída de gases.</li> <li>Potencial incrustação na lâmpada UV. O processo requer um pH baixo (Metcalf e Eddy, 2009).</li> </ul>
Fenton	<ul style="list-style-type: none"> <li>Grande eficiência na degradação dos poluentes e operação fácil. (Wang e Zhuan, 2020; Wang e Wang, 2018e; Wang et al.,2016b)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Geração de lodo contendo ferro. Grande consumo de produtos químicos e dependência de pH ácido (Wang e Zhuan, 2020; Wang e Wang, 2018e; Wang et al.,2016b)</li> </ul>
Fenton Heterogêneos ou processos semelhantes ao Fenton	<ul style="list-style-type: none"> <li>Pode ser utilizado em uma ampla faixa de pH. O catalisador pode ser usado de uma forma circular, o que pode evitar a formação de lodo com grande concentração de ferro (Wang e Zhuan, 2020; He et al., 2016; Nidheesh,2015; Soon e Hameed, 2011)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Necessidade de controlar o doseamento. Um doseamento excessivo pode eliminar o radical hidroxilo (•OH) e inibir a degradação do poluente, além de aumentar os custos (Wang e Zhuan, 2020; Wang et al.,2016b).</li> </ul>
TiO <sub>2</sub> /UV	<ul style="list-style-type: none"> <li>Existem soluções comerciais que usam a tecnologia.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Custo do Ti<sub>2</sub>O</li> </ul>

PROCESSO	VANTAGENS	DESVANTAGENS
<b>O<sub>3</sub> em pH elevado (8 a &gt;10)</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Não requer a adição de UV ou peróxido de hidrogênio (Metcalf e Eddy, 2009).</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>Ozonio deve ser removido na saída de gases. O ajuste de pH não é prático em muitas aplicações em esgoto.</li> <li>Não apresenta uma degradação apreciável de contaminantes (Metcalf e Eddy, 2009).</li> </ul>

De acordo com Stefan (2018) a fotólise de ozono pode ser mais eficiente que a fotólise de peróxido de hidrogênio (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>). A utilização de O<sub>3</sub> e radiação ultravioleta tem mostrado uma interessante via para remoção dos disruptores endócrinos. Rodriguez-Narvaez et.al (2017) mostrou que o processo de oxidação avançada (O<sub>3</sub>/UV) tem sido empregado para remover diversos tipos de contaminantes emergentes e que possuem uma elevada taxa de remoção que pode ser associada a produção de radicais de hidroxilo (OH•). Segundo Rizzo et.al (2019) a utilização da ozonização fotocatalítica vem mostrando-se um dos melhores custo-benefício para a remoção de alguns poluentes persistentes. E de acordo com Wardenier (2019) a utilização de AOP que fazem uso de UV e O<sub>3</sub> estão entre os processos considerados mais promissores para a remoção de disruptores endócrinos.

A utilização de um processo combinando dois ou mais processos de oxidação apresenta como principal benefício o a maior formação de radicais hidroxilo (•OH). Quando há combinação de O<sub>3</sub> com UV, ou seja, a fotólise do Ozono pela luz UV ocorre a produção átomo de oxigênio no estado excitado O (<sup>1</sup>D) no qual é altamente energético, e, portanto, a quantidade de •OH produzida é duas vezes maior como demonstrado na Equação 1 e Equação 2. Além disso o ozono pode reagir com água e luz ultravioleta para formação de peróxido de hidrogênio (H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>), conforme a Equação 3 e subsequentemente, produzido H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>, este reage com a luz UV e produz •OH (Equação 4). E à medida que uma quantidade adequada de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> é adicionada na solução, o ozono pode reagir e produzir mais •OH (Equação 9) (Wang e Lin, 2020; Stefan, 2018).



O processo UV/O<sub>3</sub> dependem principalmente do efeito sinérgico da irradiação ultravioleta e da oxidação do ozono e pode ser considerada uma tecnologia de POA segura e eficiente (Yang et.al, 2020).

Alguns parâmetros são de extrema importância para determinar a eficiência do POA e podem influenciar significativamente nos resultados, como a concentração do agente oxidante, pH, estrutura química e concentração inicial do contaminante, assim como a concentração desejada, o comprimento de onda e a intensidade da fonte de radiação (Rodríguez-Navarez,2017).

O ozônio possui uma absorção máxima no comprimento de onda de 260nm e lâmpadas com comprimento de onda maiores que 300nm não são aplicadas para a fotólise do ozônio (Stefan, 2018), como pode ser observado na Figura 2.

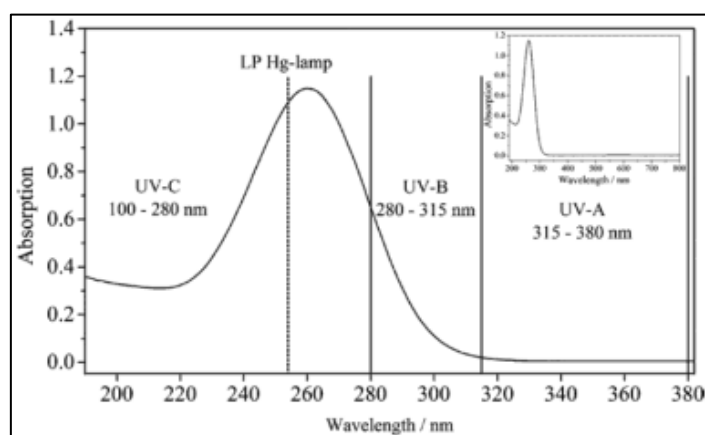


Figura 2 - Espectro UV do ozônio na água com indicação das faixas de UV-A, UV-B e UV-C. (Stefan,2018)

Segundo Yang et.al (2020) a intensidade da irradiação ultravioleta é um fator chave para promover a reação em cadeia do ozônio. De acordo com a Figura 3 retirada do estudo de Yang et.al (2020) mostra que o aumento da potência da luz ultravioleta reduz significativamente a carência química de oxigênio (CQO) do efluente, isso ocorre pois quanto maior a potência da luz UV, mais geração de radicais hidroxila ( $\bullet\text{OH}$ ) e isso torna a degradação dos poluentes mais rápida.

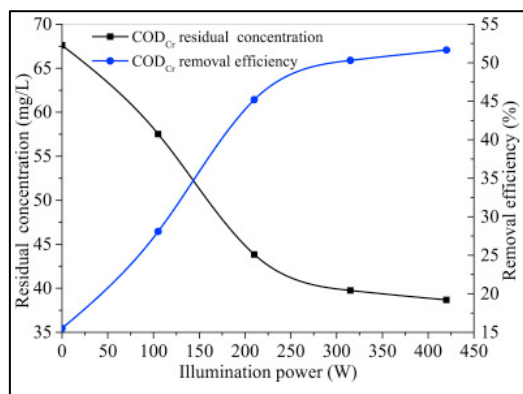


Figura 3 - Efeito da intensidade da radiação UV no tratamento (Yang et.al, 2020)

Yang et al (2020) concluiu em seu estudo que existem alguns fatores para que a utilização de UV/O<sub>3</sub> tenham uma operação mais econômica e eficiente, sendo a primeira a distribuição da mistura gás-líquido, que pode melhorar a remoção de poluentes orgânicos. A segunda é a razão da quantidade de ozono a ser injetada no reator e por fim a terceira é a pressão dentro do reator, sendo este um fator importante para a dissolução de O<sub>3</sub> na água e para a produção de •OH, sendo que uma pressão próxima de 0,3 Mpa tem melhor efeito na remoção de carência química de oxigênio (CQO).

Segundo Metcalf e Eddy (2009) os processos de oxidação avançada que utilizam ozono produzem subprodutos brominados e bromatos (BrO<sub>3</sub>) em águas que contenham o íon brometo. Esses subprodutos são considerados cancerígenos e a formação de bromatos é um processo que envolve múltiplos passos, porém a sua formação é muito mais controlada no processo oxidativo avançado utilizando ozono e luz ultravioleta (Stefan, 2018). Além disso as concentrações elevadas de carbonato e bicarbonato em alguns efluentes podem reagir com •OH e reduzir a eficiência dos POA, isto porque os íons de bicarbonato e carbonato são conhecidos como eliminadores de •OH, reduzindo a taxa de destruição de compostos orgânicos, ou seja, águas residuais que contenham alta alcalinidade são mais difíceis de tratar com POA. O pH também determina o desempenho dos POA, sendo que um pH mais elevado os POA são mais efetivos (MetCalf e Eddy, 2009).

A aplicação de apenas ozono apresenta alguns desafios, pois o O<sub>3</sub> apresenta difícil solubilidade e estabilidade na água, portanto quando o gás de ozono é introduzido na água difunde-se rapidamente da fase aquosa para o ar, além de possuir uma meia vida na água de aproximadamente 20 minutos e por isso se decompõe rapidamente em O<sub>2</sub>, fazendo assim com que o O<sub>3</sub> tenha menor contribuição na degradação de substâncias orgânicas (Wang e Lin, 2020; Ikeura, Kobayashi e Tamaki, 2011b).

Wang e Lin (2020) encontraram em seu estudo que a aplicação do ozono através de bolhas ultra finas (abaixo de 50µ) é mais efetiva que a aplicação do ozono utilizando microbolhas (2 a 3 mm), pois favorece a transferência de massa entre a fase gasosa e aquosa devido a área específica interfacial ser maior de forma a aumentar a solubilidade do ozono na água. Com isso os autores encontraram que podem remover determinados contaminantes utilizando 1/10 da quantidade de ozono em comparação quando aplicado com a microbolha de forma a obter bons ganhos econômicos devido a diminuição do consumo de ozono.

### **3.4 Aspectos Legislativos**

O Decreto-Lei n°58/2005, alterada pelo Decreto-Lei n° 130/2012 estabelece o enquadramento para a gestão das águas superficiais que possui como algum dos seus objetivos evitar a continuação da degradação e proteger e melhorar o estado dos ecossistemas aquáticos, promover uma utilização sustentável da água, baseada na proteção a longo prazo, assegurar a redução gradual da poluição entre outros.

A ocorrência dos micropoluentes em ambientes aquáticos tem sido amplamente abordada em estudos recentes e tornou-se uma preocupação crescente. Atualmente não há limites para a descarga para a maioria dos micropoluentes, e em função de estudos que mostram os impactos negativos desses compostos e o aumento de tecnologia que permite a identificação desses compostos, a legislações estão a ficar mais rigorosas e cada vez incluindo normas de qualidade ambiental mais restrita a esses compostos que possuem toxicidade aguda, acumulação no ecossistema e que pode gerar perda de habitats. (Ribeiro et. al, 2015).

A Diretiva 2013/39/UE do Parlamento Europeu e do Conselho de 12 de agosto de 2013 que altera as Diretivas 2000/60/CE e 2008/105/CE promove e incentiva o desenvolvimento de novas tecnologias inovadoras para o tratamento de águas residuais, isto porque a diretiva identificou novas substâncias prioritárias, estabeleceu normas de qualidade ambiental para essas substâncias, além de revisar aquelas que já estavam identificadas. (Ribeiro et.al, 2015). Essa diretiva inclui 45 substâncias prioritárias, enquanto a anterior (Diretiva (2008/105/CE) estabelecia apenas 33 substâncias.

Em Portugal o Decreto-Lei 218/2015 transpõe a Diretiva n° 2013/39/CE e estabelece normas de qualidade ambiental para substâncias prioritárias, que são substâncias que representam significativo risco para o ambiente aquático e a sua identificação é realizada através de uma avaliação de risco.

Para além da preocupação com os micropoluentes, há de se considerar também a qualidade da água para reutilização. O Decreto-Lei 119/2019 que estabelece o regime jurídico para produção de água para reutilização obtida a partir de águas residuais. O presente Decreto-Lei estabelece normas de qualidade para a água de reutilização em consonância com o seu uso. No que se refere as normas de qualidade para o uso em regas, está disposto no Anexo I deste Decreto-Lei que o fósforo e o azoto são parâmetros facultativos, sendo o seu limite indicado apenas para determinados projetos. Já para usos urbanos, como lavagem de ruas, água de combate a incêndios e lavagens de veículos o Decreto-Lei não apresenta limites para fósforo e azoto.

### **3.5 Economia Circular e Recuperação de Nutrientes em Águas Residuais**

Com o crescimento inevitável da população, a recuperação de recursos tem sido importante para o desenvolvimento sustentável (Wainaina et.al, 2020). O conceito de economia circular apresenta uma alternativa ao modelo usual de usar e descartar e o troca por usar, reutilizar, refazer e reciclar, substituindo então o conceito de fim de vida pela redução, reutilização, reciclagem e recuperação de materiais com o objetivo de alcançar o desenvolvimento sustentável. O modelo de economia circular é um modelo que as entradas de resíduos e as emissões são minimizados (Mhatre et.al, 2020).

Quando vamos para a área das águas residuais a recuperação e reciclagem de nutrientes é reconhecida como um dos principais elementos para a economia circular (Malila et al.,2019). O conceito de economia circular dentro das águas residuais, podem promover a gestão sustentável e resolver problemas como a escassez da água e de fosfato (Mavhungu et.al, 2020).

As águas residuais contem grandes quantidades de substâncias, principalmente nutrientes, que podem ter um uso secundário na economia caso seja aplicado a recuperação destes, podendo ser valorizados como fertilizantes. A recuperação de recursos das águas residuais vem crescendo e sendo a opção para ajudar a implementação da economia circular neste setor (Sfez et.al, 2019).

A mudança de paradigma é extremamente importante para promover a mudança do modelo de economia usual para a economia circular, de forma a mudar a forma de produção e consumo e para o setor de águas residuais a aplicação de recuperação de recursos se mostra uma peça chave para promover essa transformação.

O saneamento ecológico (EcoSan) é uma abordagem alternativa para evitar as desvantagens dos sistemas convencionais e é baseado em abordagens de ciclo de vida e de economia circular, no qual as águas residuais é vista como um recurso que deve ser reutilizado de forma a evitar a poluição das águas, a degradação da fertilidade do solo e otimizar o gerenciamento de nutrientes e recursos hídricos (Simha e Ganesapillai, 2016; Langergraber e Muellegger, 2005).

#### **3.5.1 Recuperação de Nutrientes em Águas Residuais**

O tratamento de águas residuais deve deixar de ser visto apenas como manuseio de resíduos indesejados e ser tratado como uma oportunidade de recuperar recursos valiosos e esgotáveis, como a água, energia e nutrientes (Ishii e Boyler, 2015). Essa mudança vem ocorrendo ao longo das últimas décadas, principalmente ao considerar a

recuperação de nutrientes como o fósforo e o nitrogênio (Wei et al., 2018) e outras substâncias que podem ter um novo uso na economia (Sfez et al.,2019).

A eficiência da recuperação de recursos dos fluxos combinados de águas residuais é limitada a existência da infraestrutura existente e apresentam desvantagens como a diluição dos nutrientes (Wei et al.,2018) em um grande caudal, necessitando assim de infraestruturas maiores quando comparado aos fluxos separados.

Aproximadamente 60-65% de fósforo, 90% de nitrogênio e 50-80% de potássio que entra no corpo humano é excretado na urina e descarregado nos sistemas de esgoto (Simha e Ganesapillai, 2016). A urina possui uma importante contribuição na carga de nutrientes presentes nas águas residuais, com aproximadamente 80% do nitrogênio, 50% do fósforo e 55% de potássio, entretanto a urina representa apenas 1% do volume total das águas residuais, fazendo com que os sistemas de tratamento convencional enfrentam grandes desafios (Rodrigues et al., 2019; Almeida et al.,2019).

Separação de urina em banheiros pode ser um eficiente método para coletar grandes quantidades de nutrientes e devolve-los ao solo (Almeida et al., 2019). Quantidades significativas de água e nutrientes são excretadas na urina todos os dias, tornando-a uma importante fonte recuperável de recursos e tornando possível a maior disponibilidade de fertilizantes (Almeida et al.,2019; Liu et al., 2013).

A opinião pública relativa à utilização de urina e fezes como fertilizantes em cultivos é controversa no que diz respeito à higiene e às potenciais substâncias nocivas, como produtos farmacêuticos e hormonas (Malila et al.,2019). Por muito tempo as águas residuais são consideradas um problema, pois possuem matéria orgânica, nutrientes, como fósforo e nitrogênio que contribuem para a eutrofização de corpos d'água, além do risco higiênicos (Langergraber e Muellegger, 2005).

Um das grandes preocupações no uso da urina como fertilizante é a possibilidade da presença de patogênicos, apesar da urina, geralmente, não possuir patogênicos, a contaminação cruzada com as fezes pode ocorrer durante a separação e deve ser considerada. Por isso várias opções têm sido propostas para higienizar a urina, desde o simples armazenamento até tecnologias mais complexas (Almeida et al.,2019).

A separação de urina é importante para a recuperação de nutrientes de valores agronômicos e tem surgido como uma interessante estratégia para a sustentabilidade das águas residuais (Almeida et al.,2019).

Com a separação da urina torna-se necessário um tratamento da urina que seja capaz de evitar perda de nutrientes pela volatilização da amônia, remoção de patógenos (Etter

et al., 2011), além de remoção de disruptores endócrinos e a possibilidade de recuperação reutilização do fósforo.

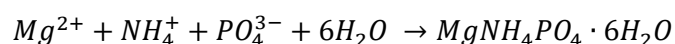
Existe muitas abordagens físicas, químicas e biológicas para a recuperação de fósforo de águas residuais têm sido desenvolvidos, incluindo precipitação química, cristalização, adsorção e processos de troca iônica, entre outros. Porém alguns desses processos possuem problemas relativos a pureza dos produtos, altos custos envolvidos nos processos e serem complexos operacionalmente. No entanto, processos de cristalização possuem uma taxa de recuperação relativamente alta e uma eficiência econômica, além de produzir produtos com poucos riscos ambientais envolvidos (Peng e Dai, 2018).

### 3.5.2 Recuperação de Fósforo em Forma de Estruvite

Recentemente, diversas discussões têm sido levantadas sobre a questão da diminuição das reservas globais de fósforo e, portanto, a necessidade de encontrar fontes alternativas de produção de fósforo para a fertilização (Malila et al., 2019).

Através de uma reação de precipitação, a maioria do fósforo presente na urina pode ser precipitado e cristalizado em um pó branco e inodoro chamado de estruvite ou magnésio amônio fosfato hexahidratado ( $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ ), sendo este composto um fertilizante efetivo (Etter et al., 2011). A estruvite permite uma significativa recuperação de fósforo e nitrogênio da urina (Simha e Ganesapillai, 2016) e é considerada um mineral fosfato do grupo dos ortofosfatos (Rontentalp, 2009).

A estruvite é uma substância formada a partir das reações dos íons  $Mg^{2+}$ ,  $NH_4^+$  e  $PO_4^{3-}$  (Doyle e Parsons, 2002) e sua reação química de formação é normalmente escrita da seguinte forma:



A formação desse precipitado é um problema conhecido em ETARs, pois ela precipita e causa incrustações em tubulações dos sistemas de digestão anaeróbios e desaguamento do lodo. Porém, ao conseguir controlar os processos de cristalização e transformação de fase, podem resolver-se problemas de eficiência de remoção de nutrientes e fornecer uma fonte renovável e sustentável de nutrientes para a agricultura (Aidar, 2012; Rontentalp, 2009).

Segundo Liu et al. (2013) para ocorrer a precipitação de estruvite existe algumas condições que são determinantes como, pH, razão molar Mg:P, tempo de precipitação, grau de mistura e temperatura. Sendo dois desses fatores um consenso, o primeiro é

a faixa de pH entre 7 e 11 e o segundo é a relação entre os íons de magnésio e fosfato ( $Mg:PO_4^{3-}$ ) que deve ser superior a 1:1 (Rodrigues et al.,2019).

O aumento do valor do pH faz com que a atividade do  $PO_4^{3-}$  aumente, enquanto a atividade do  $NH_4^+$  diminui, tornando-se menos prevalente, porém como a amônia está disponível em abundancia na urina a disponibilidade de fósforo se torna mais determinante para a precipitação de estruvite. Além disso o pH também pode afetar a morfologia dos cristais de estruvite, podendo a mudança no pH levar diferenças significativas no tamanho do cristal (Rontentalp, 2009).

O processo requer a adição externa de magnésio, permitindo a redução da solubilidade de  $(PO_4)^{3-}$  e a indução da supersaturação e precipitação espontânea (Simha e Ganesapillai, 2016). A agitação também contribui para a formação de estruvite, principalmente pelo fato de remover  $CO_2$  e com isso contribuir para o aumento do pH, porém a agitação também deve ser feita de forma cuidadosa, visto que velocidades de mistura mais alta podem acelerar a taxa de nucleação e com isso limitar o crescimento do cristal, reduzindo assim seu tamanho devido ao cisalhamento (Rotentalp, 2009).

A formação de estruvite pode ser dividida em dois estágios, nucleação e crescimento dos cristais, sendo a nucleação onde ocorre a formação de embriões cristalinos e o crescimento dos cristais onde ocorre a incorporação de íons à estrutura cristalina já formada até o equilíbrio ser alcançado (Souza, 2017; Doyle e Parsons, 2002).

A Tabela 3 demonstra os resultados das condições encontradas para realizar a precipitação da estruvite obtidas em alguns estudos.

Tabela 3 - Resultados obitidos em estudos anteriores de recuperação de estruvite

<b>Autor</b>	<b>Faixa de pH ótima</b>	<b>Razão molar (<math>Mg:PO_4</math>)</b>	<b>Tempo de agitação (minutos)</b>	<b>Fonte de magnésio</b>
Rodrigues et al., 2019	8,5	1,2:1	30	$MgCl_2$
Etter et al., 2011	-	1,1:1	10	-
Barbosa et al., 2016	-	2:1	10	$MgO$
Liu et al., 2013	8,7-10	1,3:1	5	$MgCl_2$
MetCalf e Eddy, 2009	9,5-10	1,1:1 até 1,6:1	-	-

A estruvite possui excelentes qualidades de fertilizantes, como baixa solubilidade e conseqüentemente a liberação lenta de fósforo e nitrogênio, baixo teor de metais pesados (Liu et al.,2013; Doyle e Parsons, 2002), além de ser atrativa, pois possibilita a remoção de dois nutrientes principais nas águas residuais (Rotentalp, 2009).

### 3.6 Geração e Características da Urina

Segundo Simha e Ganesapillai (2016) a caracterização das excretas humanas tem sido foco de diversas pesquisas em diversas áreas, como na área de tratamento de águas residuais, medicina, nutrição e outros e sua composição pode ter características distintas de acordo a localização geográfica, diferentes níveis sociais, entre outros. De acordo com Meizinger e Oldenburger, (2009), os valores das cargas de constituintes da urina tem uma ampla variação. Esta variação pode ocorrer devido as condições do material, por exemplo, se a urina é estocada ou fresca pode causar variações na sua constituição.

A urina é a fração que possui maior quantidade de nutrientes nas águas residuais e sua separação pode causar ganhos como redução da emissão de nitrogênio para estações de tratamento de água e também melhorar a recuperação de nutrientes como o fósforo (Meinzinger e Oldenburg, 2009). Além disso a separação dos fluxos permite um volume menor e com maior concentração de nutrientes, podendo assim resolver grande parte do problema de nitrogênio e fósforo das águas residuais (Baykal, 2014) Os valores dos principais parâmetros analisados para urina descritos por Simha e Ganesapillai (2016) a estão apresentados na Tabela 4.

Tabela 4 - Valores de parametros encontrados em estudos – adaptado de Simha e Ganesapillai (2016)

Parâmetro	Valor	Autor
pH	8,9-9,2	Akpan-Idiok et. al, 2012
	6,3-6,9	Kemacheevakul et.al, 2011
	5,8-6,4	Baykal et.al, 2009
EC	14,4-16,4 mS cm <sup>-1</sup>	Baykal et.al, 2009
	160 mS cm <sup>-1</sup>	Jana et.al, 2012
	47,2 mS cm <sup>-1</sup>	Pradhan et.al, 2009
CQO	4-11 g L <sup>-1</sup>	Meinzinger e Oldenburg, 2009
	8,5 g pessoa <sup>-1</sup> dia <sup>-1</sup>	Jönsson et.al, 2005
	3723 g pessoa <sup>-1</sup> ano <sup>-1</sup>	Vinnerås et.al, 2005 retirado de Simha e Ganesapillai (2016)
K-total	0,76-0,92 g L <sup>-1</sup>	Akpan-Idiok et. al, 2012
	966-1446 mg L <sup>-1</sup>	Baykal et.al, 2009
	2200 g m <sup>-3</sup>	Udert et.al, 2003

Parâmetro	Valor	Autor
P-total	0,78-2,5 g habitante <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>	Wignarajah, et.al, 2003 retirado de Simha e Ganesapillai (2016)
	0,45-0,71 g habitante <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>	Borawski, et.al 2008
	0,4 g habitante <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>	Johansoon, et. al, 2001 retirado de Simha e Ganesapillai (2016)
	0,9 g habitante <sup>-1</sup> d <sup>-1</sup>	Jönsson, et.al, 2005
P-PO <sub>4</sub>	2,03 g L <sup>-1</sup>	Pradhan et.al, 2009
	0,8-2,5 g L <sup>-1</sup>	Wignarajah, et.al, 2003 retirado de Simha e Ganesapillai (2016)
	0,205 g L <sup>-1</sup>	Tilley et.al, 2009 retirado de Simha e Ganesapillai (2016)
N-total	4,28-4,97 g L <sup>-1</sup>	Akpan-Idiok et. al, 2012
	8 g L <sup>-1</sup>	Kemacheevakul et.al, 2011
	11-13,9 g L <sup>-1</sup>	Jösön et.al, 2004 retirado de Simha e Ganesapillai (2016)
N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup>	333-540 mg L <sup>-1</sup>	Baykal et.al, 2009
	150 mg L <sup>-1</sup>	Belér-Baykal et.al, 2004 retirado de Simha e Ganesapillai (2016)
	2,0-3,3 g L <sup>-1</sup>	Höglund et.al, 2000 retirado de Simha e Ganesapillai (2016)
N-NO <sub>3</sub>	8,57 g L <sup>-1</sup>	Pradhan et.al, 2009
	0,438 ±0,071 g L <sup>-1</sup>	Golder et al., 2007
	45 µg L <sup>-1</sup>	Kirchmann e Petertersson, 1995
N-NH <sub>3</sub>	3,2±0,17 g L <sup>-1</sup>	Vinnerås et al., 2008
	0,48 g L <sup>-1</sup>	Tilley et al., 2009 retirado de Simha e Ganesapillai (2016)
	340-350 mg L <sup>-1</sup>	Kemacheevakul et al., 2011

Além das características apresentadas acima, uma das preocupações para a reutilização da urina é a possibilidade de presença de patógenos. A urina, normalmente, não possui a presença de patógenos ou sua concentração é baixa, sendo que a maioria destes estão contidos nas águas castanhas e a contaminação cruzada pode ser um fator de risco para o aumento de patógenos na urina (Almeida, et. al, 2019; Baykal, 2015; Schonning et al., 2002, Höglund et al., 1998). Além disso, a urina apresenta baixa presença de metais pesados, uma vez que o corpo humano excreta baixas concentrações dessas substâncias, uma vez que não é habitual conter metais pesados nos alimentos ingeridos pelo ser humano (Simha e Ganesapillai, 2016).

O volume de geração de urina, assim como as suas características, é bastante variável, como pode observar-se na Tabela 5 que demonstra a produção de urina por habitante encontrado por alguns autores.

Tabela 5 - Produção de urina por habitante

<b>Autor</b>	<b>Produção de urina por habitante (L/dia)</b>
Jonsson et al, 2004 retirado de Simha e Ganesapillai (2016)	1,37
Schouw et al, 2002	0,6-1,2
Baykal, 2015	1,37
Meizinger e Oldenburger, 2009	0,5-2,5
Tilley et.al, 2014 retirado de Simha e Ganesapillai (2016)	1,2

Essa variação, assim como a característica pode varia em função da localização geográfica, nutrição do indivíduo, estilo de vida e classe social.

## 4 METODOLOGIA

### 4.1 Área de estudo e geração do efluente

O projeto do Sistema Avançado de Recuperação de Fósforo (SARF), com vista à recuperação de nutrientes será implantado em uma residência inserida na zona central/norte no campus da Tapada da Ajuda do Instituto Superior de Agronomia, localizado no concelho de Lisboa, a área de localização da residência pode ser observada na Figura 4.

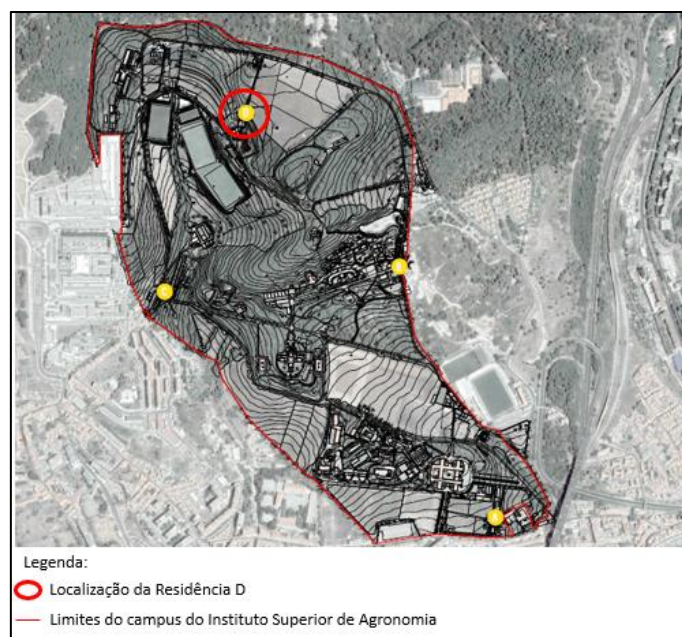


Figura 4 - Localização da Residência D no campus do Instituto Superior de Agronomia



Figura 5 – Imagem da Residência D

A residência, denominada Residência D, passará por uma intervenção com o objetivo de melhorar o seu estado de conservação, realizando trabalhos de recuperação e substituição de elementos danificados, além de modernizar a cozinha e as instalações sanitárias.

A moradia possui 60 m<sup>2</sup> de área bruta e conta com quatro assoalhadas, uma cozinha e uma instalação sanitária. A proposta de intervenção neste edifício tem como objectivo a melhoria do actual estado de conservação e por isso o grau de intervenção será pequeno e não irá alterar a compartimentação interior, sendo a cozinha e as instalações sanitárias remodeladas. A Figura 6 demonstra a situação existente e a proposta de melhoria.

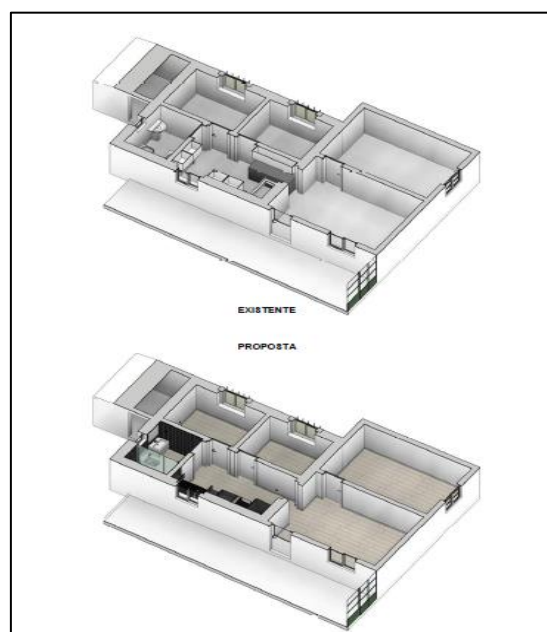


Figura 6 - Situação existente e proposta para a Residência D

Atualmente, a Residência D não possui um sistema de drenagem de águas residuais que seja capaz de realizar o tratamento e nem a recuperação dos recursos das águas residuais *off-grid*.

## 4.2 Etapas do Sistema de Recuperação de Fósforo e Projecto do Reactor de Recuperação de fósforo

Foi definido que para o correto funcionamento do Sistema de Recuperação de Fósforo (SARF) este deve possuir de 4 etapas de tratamento:

0. Captação e transferência/transporte para unidade de tratamento/regeneração de recursos
1. Afluxo/entrada de urina (Tanque de Equalização)
2. Tratamento por Processo Oxidativo Avançado e Precipitação do Fósforo em forma de estruvite (Reator de Recuperação de Fósforo)
3. Separação sólido-líquido da estruvite (Filtro de Nylon)
4. Encaminhamento do efluente para utilização na rega de áreas verdes.

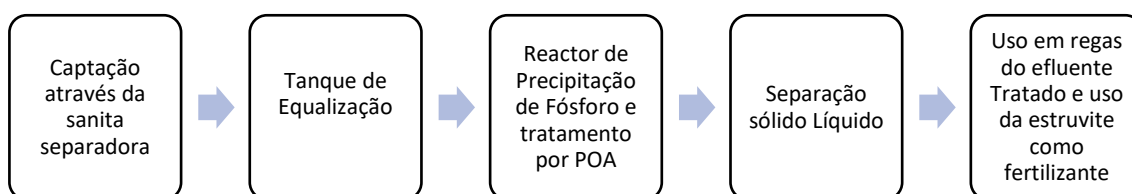


Figura 7 - Etapas do tratamento e recuperação de nutrientes

### Projecto do Reator de Recuperação de fósforo

Para definir o design a ser usado no Reator de Recuperação de fósforo foram realizadas pesquisas sobre reatores já existentes e consolidados no mercado, após essa pesquisa foi definido um modelo que servirá de referência para o desenvolvimento do *design* do reator para a recuperação. Foram utilizadas referências como Rodrigues et.al (2019), Metcalf e Eddy (2009), Peng et al (2018), Etter et.al (2011), Antonini et.al (2011).

## 4.3 Bases de cálculo

### 4.3.1 Caudal de Projeto e caracterização das águas amarelas

O caudal a ser utilizado para o Sistema Avançado de Recuperação de Fósforo (SARF) é composto pelas águas amarelas provenientes da sanitas separadores e dos urinóis provenientes da instalação sanitária da Residência D. A estimativa do caudal do projeto

foi realizada a partir de informações coletadas em estudos científicos que mensuraram a quantidade de urina produzida por pessoa em um dia.

É preciso considerar também a água de descarga da sanita, considerando que este projeto contará com uma sanita separadora que utiliza menos água para realizar a descarga de urina. Para calcular o caudal de água das descargas foi utilizado como referência a sanita separadora EcoFlush da fabricante Wostman, na qual estima o gasto médio de 0,8 - 1 litro para 5 autoclismos pequenos (para urina) e um autoclismo grande (para as fezes) por dia.

Após saber qual a média de urina gerada por pessoa por dia e ao caudal médio gasto pelo autoclismo da sanita, procedeu-se ao seguinte cálculo de caudal que o SARF iria receber por dia.

$$Q = (P \times Qm_{urina}) + Qm_{ac} \quad (6)$$

Onde:

$Q = \text{caudal diário (L/dia)}$ .

$P = \text{população residente na moradia (habitantes)}$ .

$Qm_{urina} = \text{produção de urina diária (L/habitante.dia)}$ .

$Qm_{ac} = \text{caudal do autociclismo diário (L/dia)}$ .

### **Caracterização das águas amarelas e estimativa de geração de estruvite.**

Para determinar as características das águas amarelas foi utilizado valores médios encontrados em estudos já realizados para caracterizar este efluente, sendo possível então determinar a estimativa de concentração dos constituintes da urina, principalmente de fósforo (P) e azoto (N). A metodologia em questão foi definida baseada em estudos pelo fato de a Residência D ser um projeto e, portanto, pela falta de possibilidade de coletar amostras, devendo assim proceder a coleta e análise das águas amarelas e ao ajustamento dos valores após a implementação do sistema.

Para chegar aos valores característicos da urina relevantes para o projeto foi utilizado a média dos valores obtidos na Tabela 4 do subcapítulo 3.7.

Para a determinação do balanço de massa, faz-se necessário conhecer as características das águas amarelas e também a percentagem de estruvite que pode ser recuperada. A percentagem de recuperação de estruvite foi definida então a partir do resultado obtido por Rodrigues, et.al 2019.

Para calcular a carga de fósforo no sistema foi utilizado a seguinte equação:

$$C_p = Q \times SS_{PT} \quad (7)$$

Onde:

$C_p$  = Carga de fósforo presente no sistema por dia (g/dia).

$Q$  = Caudal diário (L/dia).

$SS_{PT}$  = Concentração de fósforo (g/L).

A carga total de azoto no sistema foi calculada de acordo com a Equação 8:

$$C_N = Q \times SS_N \quad (8)$$

Onde:

$C_p$  = Carga de azoto presente no sistema por dia (g/dia)

$Q$  = Caudal (L/dia)

$SS_N$  = Concentração de azoto na urina (g/L)

É necessário considerar que o SARF receberá urina e água de autoclismo, sendo que a água de autoclismo não possui fósforo ou nutrientes e para isso deve-se encontrar o valor da concentração de fósforo e azoto considerando os dois fluxos misturados, ou seja, ocorrerá uma diluição da concentração de fósforo. Para isso utilizou-se a Equação 9 que possibilita a determinação da concentração de fósforo da mistura (água de autoclismo e urina)

$$SS_{PTm} = \frac{(Q_{urina} \times SS_{Purina}) + (Q_{autoclismo} \times SS_{Pautoclis.})}{(Q_{urina} + Q_{autoclismo})} \quad (9)$$

Onde:

$SS_{PTm}$  = concentração de fósforo considerando a urina e do autoclismo (g/L)

$Q_{urina}$  = caudal da urina (L/dia)

$SS_{Purina}$  = concentração de fósforo presente na urina (g/L)

$Q_{autoclismo}$  = caudal do autoclismo (L/dia)

#### 4.3.2 Tanque de Equalização e bombagem

Para proceder o cálculo do tanque de equalização foram utilizados o tempo que o sistema ficaria sem receber urina e também o tempo necessário para o ciclo completo de tratamento e precipitação do fósforo, que envolve o tempo para que ocorra a destruição dos disruptores endócrinos e a precipitação do fósforo em forma de estruvite.

Além dos tempos citados, deve-se considerar também um tempo para uma eventual paragem para a manutenção do sistema, sendo adotado para o projeto do tanque de equalização o que fornece maior volume.

, Foram definidas as horas em que não há utilização e, portanto, não há caudal e horas em que ocorrerá maior fluxo, conforme observado na Tabela 6.

Tabela 6 - Percentual do caudal médio horário que entra no sistema

<b>Hora</b>	<b>Percentagem (%) do Caudal médio horário recebido pelo Sistema</b>
00:00 – 01:00	0
01:00 – 02:00	0
02:00 – 03:00	0
03:00 – 04:00	0
04:00 – 05:00	0
05:00 – 06:00	0
06:00 – 07:00	150
07:00 – 08:00	150
08:00 – 09:00	50
09:00 - 10:00	50
10:00 – 11:00	100
11:00 – 12:00	100
12:00 – 13:00	100
13:00 – 14:00	100
14:00 -15:00	70
15:00 – 16:00	70
16:00 – 17:00	100
17:00 – 18:00	100
18:00 – 19:00	130
19:00 – 20:00	130
20:00 – 21:00	100
21:00 – 22:00	100
22:00 – 23:00	100
23:00 – 00:00	100

Para realizar o cálculo é necessário utilizar o caudal diário que o sistema irá receber e o caudal médio por hora que é determinado pela Equação 10:

$$Q_{mh} = \frac{Q}{h_{fc}} \quad (10)$$

Onde:

$Q_{mh}$  = Caudal médio horário (L/ h ).

$Q$  = caudal diário (L/dia).

$h_{fc}$  = horas de funcionamento do sistema

Para a determinação do volume necessário para o tanque de equalização foi utilizado as Equações 11, que expressa o tempo que o sistema não irá receber as águas residuais (conforme apresentado na Tabela 6), Equação 12, que expressa o tempo necessário para o sistema realizar todas etapas do tratamento e recuperação dos nutrientes e a Equação 13, que expressa o volume em função do tempo de paragem para a manutenção. Após esses cálculos deve-se definir como o volume a ser utilizado aquele que apresentou maior valor, garantindo a segurança do sistema.

$$V_{eq} = Q_{mh} \times h_{ce} \quad (11)$$

$$V_{eq} = \left(\frac{Q}{24}\right) \times h_{os} \quad (12)$$

$$V_{eq} = Q_{mh} \times h_{pm} \quad (13)$$

Onde:

$Q_{mh}$  = Caudal médio horário (L/ h )

$Q$  = Caudal diário(L/ dia )

$h_{ce}$  = horas com entrada de águas amarelas (h)

$h_{os}$  = horas de operação do sistema (h)

$h_{pm}$  = horas para parada de manutenção do reactor (h)

## Bombagem

A electrobomba centrífuga é necessária para a transferência das águas amarelas do tanque de equalização para o reactor de recuperação de fósforo. Para dimensionar a electrobomba é de extrema importância definir o diâmetro que o sistema de sucção e compressão, isto porque, teoricamente, o diâmetro de uma linha de compressão terá de atender ao facto de um valor do diâmetro relativamente grande provocar perdas de cargas pequenas e a potência do conjunto poderá ser menor, no entanto o custo com a tubagem poderá ser alto ( Azevedo Netto e Fernandes Y Fernandez,2015). Por isso estima-se o diâmetro económico através de fórmulas empíricas que definem um diâmetro para o qual o custo total é o mínimo, para bombeamentos intermitentes, ou seja, aquelas que funcionam apenas algumas horas por dia é utilizado a Equação 14.

$$D = 1,3 \times t^{1/4} \times \sqrt{Q} \quad (14)$$

Onde:

$D$  = diâmetro económico (m).

$t$  = número de horas de bombeamento por dia dividido por 24.

$Q$  = Caudal ( $m^3/s$ )

Quando o diâmetro é definido, pode proceder-se ao cálculo da perda de carga unitária, que foi calculada utilizando-se a fórmula de Hazen-Williams descrita na Equação 15

$$J = 10,643 \times Q^{1,85} \times C^{-1,85} \times D^{-4,87} \quad (15)$$

Onde:

$J$  = perda de carga unitária (m/m).

$Q$  = caudal ( $m^3/s$ ).

$C$  = rugosidade das paredes internas da tubagem (adimensional).

$D$  = diâmetro da tubagem (m).

Após a definição da perda de carga unitária é possível calcular a perda de carga que terá na tubagem de recalque ( $h_r$ ) e na sucção ( $h_s$ ), de forma a conhecer a perda de carga total ( $h_f$ ). Conhecendo a perda de carga na tubulação e a altura geométrica pode calcular-se altura manométrica, que é expressa pela Equação 16.

$$H_{man} = H_g \times h_f \quad (16)$$

Onde:

$H_{man}$  = altura manométrica em m. c. a (metros coluna de água).

$H_g$  = altura geométrica

$h_f$  = perda de carga total na tubagem

Conhecendo-se a altura manométrica é possível então proceder ao cálculo da potência da bomba, expressa pela Equação 17.

$$P = \frac{\gamma \times Q \times H_{man}}{75 \times \eta_{global}} \quad (17)$$

Onde:

$P$  = potência (CV).

$\gamma$  = peso específico do líquido ( $kgf/m^3$ ).

$Q$  = caudal ( $m^3/s$ )

$H_{man}$  = altura manométrica em (m. c. a).

$\eta_{global}$  = rendimento global do conjunto electrobomba

$$\eta_{global} = \eta_{bomba} \times \eta_{motor} \quad (18)$$

#### 4.3.3 Reator de Recuperação de Fósforo e doseamento de Reagentes Químicos

O Reator de Recuperação de Fósforo tem por objetivo realizar o Processo Oxidativo Avançado (POA) para remoção de disruptores endócrinos e também proporcionar condições para a precipitação do fósforo em forma de estruvite. Desta forma, é necessário que ele seja projetado de maneira que permita ter um tempo de retenção hidráulica para ocorrer o POA e também a recuperação do fósforo. Deve-se levar em consideração que o reator deve fornecer condições de uma mistura completa, com a finalidade de permitir e também de decantação da estruvite.

Para determinar o volume do reator foi então utilizado o princípio de cálculos adotados para decantadores. Além disso, foi definido um formato cilíndrico para o mesmo, permite-se assim evitar irregularidades na superfície, que podem eventualmente prejudicar a mistura.

De acordo com MetCalf e Eddy (2009) para calcular decantador deve proceder ao cálculo da área superficial necessária, para isso usa a Equação 19.

$$A_s = Q/TAS \quad (19)$$

Onde:

$A_s$  = área superficial necessária ( $m^2$ )

$Q$  = caudal diário ( $m^3/dia$ ).

$TAS$  = taxa de aplicação superficial ( $m^3/m^2.dia$ )

Após a definição da área superficial do reator pode então proceder-se ao cálculo do diâmetro do reator através da Equação 20.

$$A_{cir.} = \frac{\pi \times D^2}{4} \quad (20)$$

Onde:

$A_{cir.}$  = área circular é igual a área superficial ( $m^2$ ).

$D$  = diâmetro do reator ( $m$ ).

Para o cálculo do reator de fósforo é também necessário estimar o tempo de retenção hidráulica necessário para que ocorra todos os processos necessários para a precipitação de estruvite e também para o POA. Após a definição do tempo de detenção

hidráulica para que ocorra todos os processos, utiliza-se a Equação 21 para determinação do volume.

$$TRH = \frac{V_{cil}}{Q} \quad (21)$$

Onde:

$TRH =$  Tempo de retenção hidráulica ( $h$ ).

$V =$  volume do cilindro do reator ( $m^3$ )

$Q =$  caudal diário ( $m^3/dia$ ).

Conhecendo o volume do reator e o diâmetro pode então determinar a altura do reator através da Equação 22.

$$V_{cil} = A_s \times H \quad (22)$$

Onde:

$V_{cil} =$  volume do reator ( $m^3$ )

$A_s =$  área superficial ( $m^2$ )

$H =$  altura do reator ( $m$ )

O reator terá um fundo cônico para permitir a correta retirada de estruvite. Foi considerado que as paredes possuem uma inclinação de 1,5 Vertical:1 Horizontal ( $56,3^\circ$  de inclinação), para garantir a deposição da estruvite no fundo do reator.

Para determinar a altura total do poço ( $H$ ) de estruvite foi utilizado a Equação 23.

$$H = 1,5 \times R \quad (23)$$

Onde:

$H =$  altura do fundo cônico ( $m$ ).

$R =$  raio do reator de fósforo ( $m$ ).

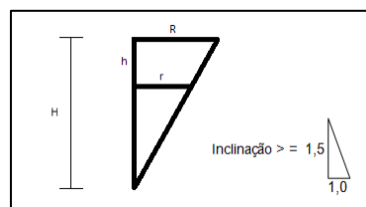


Figura 8 - Parâmetros para cálculo do fundo cônico

Para a determinação do volume e dimensões do fundo cônico do reator foi utilizado a Equação 24.

$$V_{pl} = \frac{1}{3}\pi h \times [R^2 + (R \times r) + r^2] \quad (24)$$

Onde:

$V_{pl}$  =  $\frac{1}{3}$  do volume do fundo cónico de estruvite ( $m^3$ )

$h$  = altura do terço superior do fundo cónico (m)

$R$  = raio do reator (m)

$r$  = raio a um terço da altura  $H$  do fundo cónico (m)

O volume calculado compreende a 1/3 do volume do fundo pois é considerado o volume útil, os outros 2/3 é destinado ao acúmulo de estruvite precipitada, logo o volume útil total do reator de fósforo é dado pela Equação 25.

$$V_t = V_{cil} + V_{pl} \quad (25)$$

Onde:

$V_t$  = volume total do reator de recuperação de fósforo ( $m^3$ )

$V_{cil}$  = volume da parte cilíndrica do reator

$V_{pl}$  = volume do fundo cónico do reator

De acordo com Azevedo Netto e Fernández y Fernández (2015) os orifícios são aberturas de forma geométrica definidas, feitos abaixo da superfície livre do líquido em paredes de reservatórios, tanques e podem ser classificados de acordo com sua forma, dimensão e à natureza da parede. Para o caso do dimensionamento deste orifício será utilizado orifício de pequena dimensão e por isso deve ser calculado de acordo com a Equação 26.

$$Q_{bocal} = C_d \times A \times \sqrt{2 \times g \times h} \quad (26)$$

Onde:

$Q_{bocal}$  = caudal de saída ( $m^3/s$ )

$C_d$  = coeficiente de descarga

$g$  = aceleração da gravidade ( $m^2/s$ )

$h$  = carga sobre o centro do orifício (m)

$A$  = área do orifício ( $m^2$ )

Para cálculos expeditos, Azevedo Netto e Fernández y Fernández recomenda utilizar o valor de 0,61 para o coeficiente de descarga.

## Dosagem de Reagentes Químicos

Para a precipitação da estruvite é necessário um doseamento de magnésio e um alcalinizante. Isto porque a formação de estruvite ocorre quando há uma razão estequiométrica em uma proporção de  $Mg^{2+}:PO_4^{3-}:NH_4^+$  de 1:1:1 (Wei et al., 2018) e é acelerada quando há excesso de  $Mg^{2+}$  em pH elevado (MetCalf e Eddy, 2009).

O doseamento dos reagentes ocorrerá através de dois pontos (orifícios) de injeção na parte superior do reator de recuperação de fósforo. Os reagentes serão adicionados ao efluente após o processo de oxidação avançada.

O produto a ser usado como o alcalinizante será o hidróxido de sódio (NaOH). Também será necessário a adição de uma fonte de magnésio para a formação da estruvite. Para isso será utilizada uma solução de cloreto de magnésio ( $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ ).

O sistema de alimentação previsto para este projeto será um sistema de alimentação líquida, ou seja, será necessário a utilização dos produtos químicos na forma líquida e para isso deve ser previsto bombas dosadoras e recipientes adequados para armazenagem para cada um dos produtos necessários ao projeto.

Para o cálculo da estimativa do doseamento de magnésio foi utilizada a Equação 27.

$$Mg_{dose} = (Mg:P)(C_{P,in} - C_{P,res}) \left[ \left( \frac{M_{Mg}}{M_{PO_4}} \right) \right] \quad (27)$$

Onde:

$Mg_{dose}$  = dosagem de magnésio requerida (mg/L)

$Mg:P$  = razão molar entre magnésio e fósforo

$C_{P,in}$  = concentração influente de fosfato (mg/L)

$C_{P,res}$  = concentração residual de fosfato (mg/L)

$M_{Mg}$  = massa molar do magnésio (g/mol)

$M_P$  = massa molar do fosfato (g/mol)

Como o doseamento ocorrerá em meio líquido será necessário o cálculo do caudal de dosagem dos produtos químicos e do volume necessário por cada *batch*. Através da Equação 28, pode determinar-se a massa de Mg necessária para que ocorra a precipitação do fósforo.

$$P_{Mg} = Mg_{dose} \times V \quad (28)$$

Onde:

$P_{Mg}$  = Dose, em peso, de magnésio necessário para a reação (g por cada batch)

$V = \text{volume do reactor (L)}$

Foi definido que será utilizado cloreto de magnésio hexahidratado ( $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ ) e para isso deve-se determinar a partir da Equação 29 a percentagem de magnésio presente nesse reagente.

$$\%Mg \text{ em } MgCl_2 \cdot 6H_2O = M_{Mg}/M_{MgCl_2 \cdot 6H_2O} \quad (29)$$

Onde:

$\%Mg \text{ em } MgCl_2 \cdot 6H_2O$

= percentagem de Mg no cloreto de magnésio hexahidratado

$M_{Mg}$  = massa molar do magnésio (g/mol)

$M_{MgCl_2 \cdot 6H_2O}$  = massa molar do  $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  (g/mol)

Conhecendo a percentagem de magnésio, que é o constituinte de interesse, e a sua percentagem no reagente, pode calcular-se a quantidade de  $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  através da Equação 30.

$$\text{Massa de } MgCl_2 \cdot 6H_2O = \frac{P_{Mg}}{\%Mg \text{ em } MgCl_2 \cdot 6H_2O} \quad (30)$$

Onde:

$\text{Massa de } MgCl_2 \cdot 6H_2O = \text{quantidade de } MgCl_2 \cdot 6H_2O \text{ requerida } \left(\frac{g}{\text{batch}}\right)$

Para determinar a concentração da solução de  $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  armazenado e a concentração de  $\text{MgCl}_2 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$  requerida no reactor deve ser utilizado a Equação 31.

$$C = m/V \quad (31)$$

$C$  = concentração (g/L)

$m$  = massa do reagente (g)

$V$  = volume (L)

Também será necessário a adição de um alcalinizante para aumentar o pH, para isso foi definida a utilização de NaOH 22% do fabricante Quimicamp.

#### 4.3.4 Processo Oxidativo Avançado

Para os cálculos de engenharia de um processo de oxidação avançada, deve-se levar em consideração o processo para gerar os radicais hidroxilo e a estimativa da cinética de reação com os compostos de interesse. Para determinar precisamente as necessidades do processo deste projeto deve-se realizar um afinamento dos cálculos

em campo, determinando o composto a ser degradado e as características que possam influenciar o processo.

Para esse projeto prevê então apenas a definição dos equipamentos que devem ser empregados para o estudo, sendo que os cálculos mais precisos para a remoção dos constituintes devem ser realizados em operação, com o disruptor endócrino definido, ficando aqui apenas a definição de equipamentos que sejam capazes de terem flexibilidade para operação, de forma a ter a capacidade de tratar o efluente de acordo com os parâmetros e poluentes encontrado na residência.

Para a determinação do equipamento de geração de ozônio é de extrema importância saber o doseamento necessário e o tempo de contacto. Para a definição da dose foram adotados valores usuais da literatura. Para o tempo de contacto foi utilizado o valor máximo estimado para essa etapa (3 horas).

Os valores das doses usadas são de 5, 10, 15, 20, 25, 30, 40 e 50 mg/L de acordo com os estudos de Liu et.al (2020) e valores estabelecidos para este estudo. Para o tempo de contacto foi estabelecido os valores de 5, 10, 30, 60, 120 e 180 minutos. Após a definição desses parâmetros foi realizado cálculo para balizar a decisão do equipamento gerador de ozônio. A Tabela 7 mostra os cálculos necessários para chegar ao gerador de ozônio adequado para o projeto e como fazer o seu preenchimento.

Tabela 7 - Produção de ozônio (g/h) para cada conjunto de dosagem-tempo de contacto

Dosagem de O <sub>3</sub> (mg/L)	Massa do O <sub>3</sub> (mg)	Produção de O <sub>3</sub> (g/h)					
		Tempo de contacto (min)					
		5	10	30	60	120	180
<i>Inserir valores da dose</i>	<i>M= dose X volume do reator</i>	<i>Produção de O<sub>3</sub> = M dividido pelo tempo de contacto (h)</i>					

Após a definição do equipamento de ozonização e das doses que podem ser utilizadas no reator, foi a potência da lâmpada UV-C a ser utilizada, neste caso será considerado uma lâmpada de 18 W (Philips TUV 18W).

As radicais hidroxilas serão geradas pela fotólise do ozônio como pode ser observado nas Equações 1, 2, 3, 4 e 5.

Para realizar o cálculo da fólise do ozono e o requerimento de energia elétrica para reações fotolíticas foram utilizados as Equações descritas abaixo conforme metodologia sugerida por Metcalf e Eddy (2009).

Para determinar a potência total das lâmpadas utiliza-se a Equação 32.

$$P = N_{lâmpadas} \times P_{lâmpadas} \quad (32)$$

Onde:

$P$  = potência total das lâmpadas (W ou J/s)

$N_{lâmpadas}$  = número de lâmpadas no reator

$P_{lâmpadas}$  = potência de cada lâmpada (W)

A entrada de energia fotônica para o reator é descrito pela Equação 33.

$$P_r = \frac{P \times \eta}{N_p \times V \times h \times \nu} \quad (33)$$

Onde:

$P_r$  = entrada de energia fotônica por unidade de volume do reator (einstein/L.s)

$P$  = potência total das lâmpadas (J/s)

$N_p$  = número de fótons por mol (como einstein,  $6,023 \times 10^{23}$  L/einstein)

$V$  = volume do reator (L)

$h$  = constante de Planck ( $6,62 \times 10^{-34}$  J.s)

$\nu$  = frequência da luz ( $s^{-1}$ )

A frequência da luz pode ser encontrada pela Equação 34.

$$\nu = c/\lambda \quad (34)$$

Onde:

$c$  = velocidade da luz ( $3,00 \times 10^8$  m/s)

$\lambda$  = comprimento de onda da luz (m)

Coeficiente de extinção para o Ozono a 254nm foi retirado de Metcalf e Eddy (2009) e o seu valor é  $\epsilon(\lambda_{254})$  3300 L/mol.cm, assim como o rendimento quântico ( $\phi_{\lambda_{ozono}}$ ) para o ozono que tem seu valor de 0,5 mol/einstein.

Sendo assim absorvidade do ozono é dado pela equação 35.

$$k_{ozono} = \phi(\lambda_{ozono}) \times P_r \times \left( \frac{\epsilon'(\lambda_{254})}{k'(\lambda)} \right) \quad (35)$$

Onde:

$k_{ozono}$  = constante da taxa de reação ( $s^{-1}$ )

$\phi(\lambda_{ozono})$  = rendimento quântico do ozono

$k'(\lambda)$  = absorvidade do ozono ( $cm^{-1}$ )

$\varepsilon'(\lambda 254) = 2,303 \times \varepsilon(\lambda 254) = \text{absorvidade molar de luz do soluto absorvente}$

$P_r$  = entrada de energia fotônica por unidade de volume do reator (einstein/L.s)

Para calcular o tempo de retenção hidráulico necessário para a fotólise utiliza-se a Equação 36.

$$\tau = \frac{n \left[ \left( \frac{C_{\text{ozo.,en}}}{C_{\text{ozono.,sa.}}} \right)^{\frac{1}{n}} - 1 \right]}{k_{\text{ozono}}} \quad (36)$$

Onde:

$\tau$  = tempo de retenção hidráulico (s)

$C_{\text{ozo.,en}}$  = Concentração de ozono na entrada (ng/L)

$C_{\text{ozono.,sa.}}$  = Concentração de ozono desejado na saída (ng/L)

Caudal que pode ser processado pelo reator é encontrado através da Equação 37

$$Qr = \frac{V}{\tau} \quad (37)$$

Onde:

$Qr$  = Caudal que pode ser processado pelo reator ( $\frac{L}{s}$ )

$V$  = volume do reator (L)

Para calcular o gasto energético é utilizado a Equação 38

$$\text{Energia consumida} = N_{\text{reatores}} \times P \times H \quad (38)$$

Onde:

Energia consumida = kWh/dia

$N_{\text{reatores}}$  = número de reatores

$P$  = potência total das lâmpadas (kW)

$H$  = horas de funcionamento da lâmpada

#### 4.3.5 Separação sólido-líquido

O meio filtrante deve ser implementado levando em consideração ao tamanho dos cristais de estruvite e para isso adotou valores encontrados por Rodrigues et al. (2019), Barbosa et al. (2015) e Rontentalp (2009).

#### **4.3.6 Demanda de energia**

Para a estimativa do consumo elétrico foi considerado, após o dimensionamento, a potência e o tempo de operação de cada equipamento do sistema. Para prever o gasto em euros, foi utilizado o valor do kWh residencial fornecido pelo PORDATA (2020).

### **5 RESULTADOS E DISCUSSÃO**

#### **5.1 Captação e transferência das águas amarelas para a unidade de tratamento/regeneração de recursos**

Para esta etapa/unidade será necessário utilizar uma sanita separadora (*“Diverting toilet”*) e urinol seco para uso masculino, permitindo assim a separação da urina das fezes.

A urina, chamada águas amarelas, é encaminhada para o sistema de recuperação de fósforo, possuindo a sanita uma tubagem específica para o seu encaminhamento, assim como o urinol seco. A condução da urina para o sistema de tratamento ocorrerá de forma gravítica, o sistema estará em uma cota topográfica inferior a sanita e o urinol, garantindo assim energia para o escoamento da urina para o sistema sem a necessidade de bombagem.

Segundo Meinzingler e Oldenburg (2009) a urina é a fração das águas residuais que contém maior parte de nitrogénio, fósforo e potássio e a sua separação pode ser usada para a redução da carga desses nutrientes nas plantas de tratamento além de ser uma fonte para a produção de fertilizantes. Para este projeto foi utilizado como referência a sanita separadora EcoFlush da fabricante Wostman.

#### **5.2 Projecto do Reactor de Recuperação de Fósforo**

Existem diversos tipos de reactores capazes de realizar a recuperação de fósforo, alguns já aplicado de forma comercial e em grande escala. O cristalizador Phosnix® desenvolvido pela Unitika Ltd (Japão) foi utilizado como uma das referências para este projeto, pois o mesmo utiliza o ar para realizar a mistura no reator, que possibilita também a elevação do pH devido a extração do CO<sub>2</sub> da fase líquida e possui um fundo cónico onde os cristais de estruvite se depositam (Metcalf e Eddy, 2009). Antonini et.al (2011), investigou a necessidade de aplicação de ar para a remoção do amoníaco e, para isso, utilizou bombas de ar capazes de gerar um caudal de 10 a 80 L/h para um reator de 50 litros.

Para o reactor da moradia D, que possui um volume menor optou-se por utilizar uma bomba de ar com o valor de caudal que possibilite uma regulação de 0-10 L/h, para

permitir a mistura através do ar. Foi previsto um cilindro no interior do reator, permitindo assim conduzir o fluxo e promover a mistura no reator. De acordo com Rotentalp (2009) a turbulência é um dos fatores que contribuiram para a formação de estruvite, tendo como uma das razões o aumento de pH causado pela remoção de CO<sub>2</sub>. O aumento excessivo da agitação pode causar efeitos negativos, como limitar o crescimento do cristal e a quebra do cristal por cisalhamento. Para isso deve-se empregar uma bomba de ar com capacidade de regulação do fluxo de ar, investigando assim o caudal de ar mais apropriado.

O desenho do reator pode ser encontrado no Anexo III.

### **5.3 Dimensionamento do Sistema de Recuperação de Fósforo**

#### **5.3.1 Caudal de Projeto e Caracterização das águas amarelas**

Para o correto dimensionamento do SARF é importante conhecer o caudal a ser tratado. Como explicado no subcapítulo 4.3.1 o caudal será composto do volume de urina gerado por pessoa por dia somado ao caudal dos autoclismos da sanita separadora.

Baykal (2014) descreve em seu estudo que cerca de 500L de urina/pessoa/ano é gerado e que são consumidos cerca de 9 litros por autoclismo de sanitas comuns, a qual é utilizada, em média, 6 vezes por dia. Gera-se com esses números um gasto próximo aos 20.000 litros de água por ano apenas com autoclismos.

Para esse estudo prevê-se uma sanita separadora que utiliza uma menor quantidade de água quando comparado a sanitas convencionais. A sanita utilizada como referência foi a EcoFlush da fabricante Wostman, que gasta na média 1 litro de água quando é considerado o número de 6 descargas por dia e por habitante, de acordo com a empresa. Com a utilização da EcoFlush, obtém-se uma economia de mais de 98% por dia no volume de autoclismo quando comparamos os gastos demonstrados no estudo de Baykal (2014).

A partir dos dados apresentados na Tabela 5, obteve-se uma média de produção de urina de 1,30 litros de urina por habitante por dia (L/hab.dia), sendo que o menor valor encontrado é 0,90 L/hab.dia e o maior é 1,5 L/hab.dia. Para este estudo, utilizou-se o maior valor encontrado como uma forma de segurança para o sistema.

Para determinar o caudal de autoclismo para moradia D foi considerado 4 residentes, logo seria necessário adicionar 4 litros provenientes da descarga, utilizando-se como referência a sanita Ecoflush. Porém para este projeto foi adotado um fator de segurança de 50%, prevendo assim que o caudal de autoclismo para o sistema será de 6 L/dia. O

fator de segurança foi adotado devido a possibilidade de utilização de outras sanitas, que podem ter variação no caudal de autoclismo

Considerando os valores da Tabela 5 e utilizando a Equação 6 foi possível determinar o caudal (Q) que o SARF deverá ser capaz de tratar, apresentado na Tabela 8.

Tabela 8 - Valores obtidos para cálculo do caudal

<b>Parâmetro</b>	<b>Valor</b>
População residente na moradia (P)	4 habitantes
$Q_{m_{urina}}$ (caudal médio de urina)	1,5 L/hab.dia
$Q_{m_{autoclismo}}$ (caudal médio de autoclismo)	6 L dia <sup>-1</sup>
<b>Q (caudal diário)</b>	<b>12 L/dia</b>

### Caracterização das águas amarelas

Como observado na Tabela 4 de os valores dos parâmetros encontrados na urina são bastante variáveis, por isso para o presente projeto foram adotados os valores médios desses parâmetros.

A Tabela 9 resume os valores adotados para o projeto e no caso do fósforo apresenta o valor na unidade de gramas por litro, já considerando o caudal de urina gerado na Moradia D.

Tabela 9 - Valores adotados para a urina

<b>Parâmetro</b>	<b>Valor adotado</b>
pH	7
EC	15 mS cm <sup>-1</sup>
CQO	2,9 g L <sup>-1</sup>
K-total	0,76-092 g L <sup>-1</sup>
P-total ( $SS_{Purina}$ )	0,586 g L <sup>-1</sup>
P-PO <sub>4</sub> ( $SS_{P-POurina}$ )	0,205 g L <sup>-1</sup>
N-total ( $SS_{Nurina}$ )	6,25 g L <sup>-1</sup>

Como exposto no subcapítulo 3.7 a urina pode ter grandes variações nos seus constituintes, Meinzingher e Oldenburg (2009) apresentam em seu estudo valores encontrados para o contexto europeu, refletindo assim condições socioeconômicas e culturais, uma vez que as tradições e hábitos alimentares apresentam grande impacto na composição das águas residuais. A Figura 9, retirada do estudo de Meinzingher e Oldenburg (2009) apresenta esses valores expressos em grama por pessoa por dia (g/hab.dia).

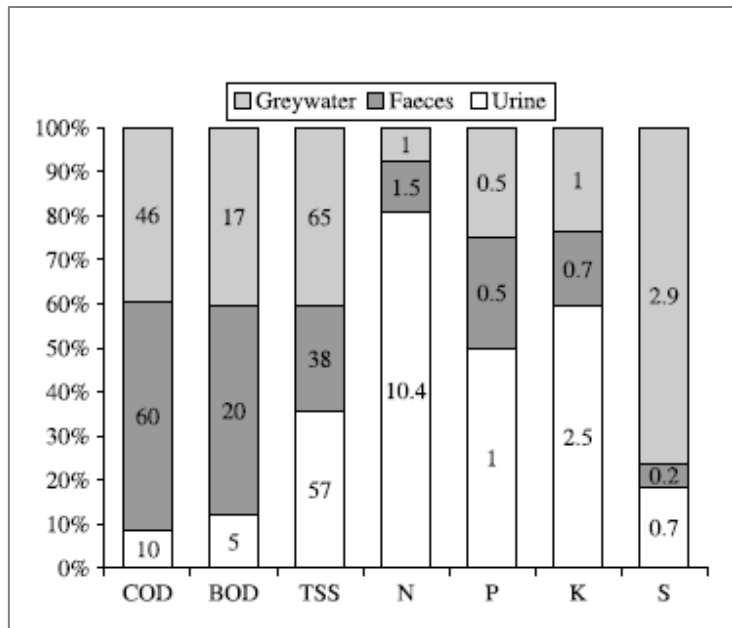


Figura 9 - Distribuição dos nutrientes em fluxos de águas residuais que fazem a separação na fonte, expressos em g/hab.dia (Meinzinger e Oldenburg, 2009)

Quando se transforma os valores de fósforo obtidos por Meininger e Oldenburg (2009) para gramas por litro (considerando o volume de urina gerado na moradia D) encontramos o valor de 0,66 g P/L, valores acima dos adotados para este projeto. O mesmo estudo apresenta um valor de 6,93 gN/L enquanto o valor utilizado para esse projeto foi de 6,25 gN/L. Existe uma variação entre os constituintes da urina, o que pode levar a maior ou menor produção de estruvite e por isso o projeto deve ser concebido de forma a permitir essa variação.

Quando é considerado o caudal que entrará no SARF (caudal da urina somado ao caudal do autoclismo) encontra-se concentrações de fósforo de 0,293 gP/L e de 3,125 g/L de azoto. O valor encontrado da concentração do efluente é exatamente a metade da concentração dos valores apresentados na Tabela 9, isto porque, a proporção do caudal de autoclismo, que não possui nenhuma quantidade de nutrientes e o caudal da urina são exatamente iguais (6 L/dia de urina somado com 6 L/dia de água de autoclismo),

Utilizando a Equação 7 e 8 (ver Metodologia caracterização das águas amarelas) é possível determinar a carga de fósforo que estará presente no sistema. O SARF receberá 3,52 gP/dia e 37,5 gN/dia.

### 5.3.2 Tanque de Equalização e Bombagem

O tanque de equalização é uma etapa importante e que tem como objetivo garantir as vazões e concentrações do efluente com uma certa uniformidade (Cavalcanti,2009).

Este tanque será responsável por receber a urina proveniente da sanita separadora e do urinol seco de forma gravítica. A função deste tanque é regularizar o caudal proveniente da sanita e do urinol, homogeneizar o efluente, tornando uniforme o pH e concentração dos nutrientes, além disso o tanque também tem a função de proteger a electrobomba que encaminhará a urina para o reator de recuperação de fósforo, evitando que a mesma opere a seco. O Tanque de Equalização contará ainda com um tubo extravasor na sua parte superior, evitando assim que o sistema, em caso de recebimento de grande caudal, colapse.

O tanque também contará com sensores de nível, possibilitando assim o acionamento da bomba centrífuga, de forma automatizada, quando o tanque estiver com o nível máximo e quando estiver em um nível baixo desligando-a, de forma a protege-la para não funcionar em vazio.

A Tabela 10 mostra o caudal estimado que o tanque receberá a cada hora e o caudal médio.

Tabela 10 - Caudais médios horários que o Tanque de Equalização irá receber

<b>Intervalo (Horas)</b>	<b>Caudal Horário (m<sup>3</sup>/h)</b>	<b>Volume Acumulado (L)</b>
00:00-1:00	0	0
1:00-2:00	0	0
2:00-3:00	0	0
3:00-4:00	0	0
4:00-5:00	0	0
5:00-6:00	0	0
6:00-7:00	1,000	1,00
7:00-8:00	1,000	2,00
8:00-9:00	0,667	2,67
9:00-10:00	0,333	3,00
10:00-11:00	0,333	3,33
11:00-12:00	0,667	4,00
12:00-13:00	0,667	4,67
13:00-14:00	0,667	5,33
14:00-15:00	0,467	5,80
15:00-16:00	0,467	6,27
16:00-17:00	0,667	6,93
17:00-18:00	0,667	7,60
18:00-19:00	0,867	8,47
19:00-20:00	0,867	9,33
20:00-21:00	0,667	10,00
21:00-22:00	0,667	10,67
22:00-23:00	0,667	11,33

23:00-00:00	0,667	12,00
<b>Qmh</b>	<b>0,667</b>	

Pode observar-se na Figura 10 o caudal médio recebido pelo sistema e representado pela reta traçada do início até o final e o caudal cumulativo horário, ou seja, o caudal que o tanque receberá a cada hora e acumulará. O volume encontrado a partir da figura é igual a 3 L, acrescido aos 20% recomendados pela literatura o volume final é de 3,6 L.

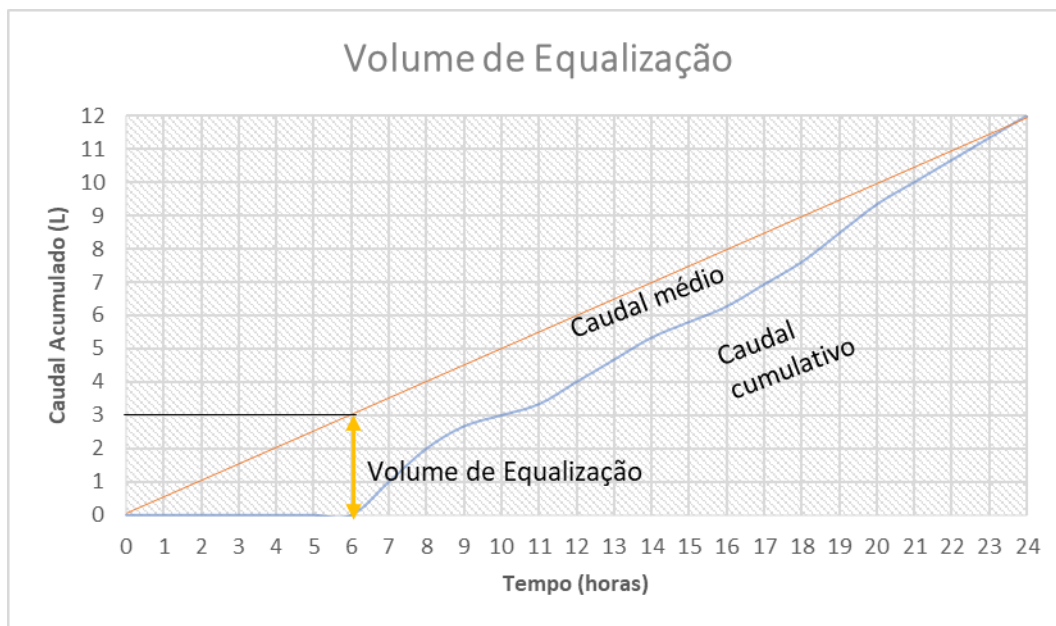


Figura 10 - Volume necessário para o Tanque de Equalização com os dados da Tabela 10

Os resultados do volume do Tanque de Equalização forma calculados utilizando as Equações 11, 12 e 13 estão demonstrados na Tabela 11

Tabela 11 - Volume do tanque de equalização obtido por diversos métodos de cálculos

<b>Método de cálculo</b>	<b>Volume</b>
Equação 11 +20%	4,8 L
Equação 12 + 20%	4,8 L
Equação 13 + 20%	4,8 L

Porém para o Tanque de Equalização é recomendado por Metcalf e Eddy (2009) e Monte et.al (2016) que é necessário um acréscimo de 10 a 20% do volume para acomodar mudanças não previstas dos caudais diários ou caso seja preciso realizar uma recirculação no sistema.

Para o projeto, foi adotado o volume de 5,30 L, devido as dimensões adotadas para este tanque. Foram adotadas as dimensões referidas na Tabela 12 com a finalidade de facilitar a sua construção.

Tabela 12 - Dimensões e capacidade do Tanque de Equalização

Parâmetro	Dimensão
Diâmetro	0,15 m
Altura	0,3 m
Volume	5,30 L

O Tanque de Equalização (T.E) funcionará apenas quando houver enchimento total e atingir o nível máximo, sendo assim é possível através da Tabela 10 prever que ocorrerá o encaminhamento das águas amarelas para o reactor, no mínimo duas vezes por dia, uma vez que a capacidade máxima do T.E é de 5,30 L.

### **Bombagem**

Nesta secção apresenta-se os resultados do dimensionamento da electrobomba centrífuga (BC-01) a ser instalada após o tanque de equalização. A BC-01 será responsável por encaminhar a urina do tanque de equalização para o reator de fósforo. A escolha da electrobomba sugerida neste documento foi baseada nos parâmetros de projeto, como altura manométrica, caudal requerido e especificações dos fornecedores consultados. Para o cálculo da electrobomba utilizou-se um caudal que garanta a descarga do tanque de equalização em 5 minutos.

Para determinação da potência da bomba é necessário conhecer a altura manométrica, para isso o primeiro passo é a determinação de qual será o diâmetro da tubulação, que foi calculada de acordo com a Equação 14 e apresentou como resultado um diâmetro económico muito pequeno de 0,0001384 m considerando um tempo de operação da bomba de 0,16 horas. Como visto, a bomba será acionada cerca de duas vezes ao dia e foi estabelecido que são necessários 5 minutos para esvaziar o tanque de equalização, por isso foi adotado o valor de 0,16 horas para o funcionamento da electrobomba.

O diâmetro económico encontrado pela Equação 14 é extremamente pequeno, para esse projeto será adotado um diâmetro de 25mm. O projeto é considerado de pequenas dimensões, logo o custo em adotar uma tubagem com diâmetro maior não apresentará um impedimento para a sua implementação. Além disso, a utilização de uma tubagem de maior diâmetro é importante para evitar possíveis entupimentos que pode ocorrer devido a precipitação involuntária de estruvite.

Definido então o diâmetro da tubagem é possível calcular a perda de carga unitária que é calculada pela Equação 15. Os valores adotados para realizar o cálculo e o resultado da perda de carga unitária estão Tabela 13

Tabela 13 - Parâmetros adotados e perda de carga unitária (m/m)

Parâmetros	Resultados
C (coeficiente de rugosidade da tubagem – PVC novo)	140
Diâmetro adotado	25 mm
<b>J (perda de carga unitária)</b>	<b>0,0000000138 m/m</b>

É necessário também estabelecer os acessórios que terá na sucção e compressão da bomba, isto porque para calcular a perda de carga localizada na tubagem, ou seja, a perda de carga de cada acessório que a tubagem possui, foi utilizado o método do comprimento virtual, que é um método no qual leva em consideração as perdas de cargas singulares ou localizadas, e consiste em adicionar uma extensão da tubulação, para simples efeito de cálculo, extensões tais que representam a mesma perda de carga que causaria as peças especiais existentes na tubagem (Azevedo Netto e Fernández y Fernández, 2015) a Tabela 14 e 15 demonstra os itens necessários para o sistema e o respectivo comprimento equivalente retirado de Azevedo Netto e Fernández y Fernández (2015) para a sucção e para o compressão respectivamente.

Tabela 14 – Acessórios e valores comprimentos virtuais retirado de Azevedo Netto e Fernández y Fernández (2015) na sucção da electrobomba

Acessório	Comprimento virtual (m) (Comprimento equivalente a uma tubagem)
01 Válvula esfera aberta	8,2
01 Curva de 90° raio curto	0,80
01 Entrada normal	0,30

Tabela 15 - Acessórios e valores comprimentos virtuais retirado de Azevedo Netto e Fernández y Fernández (2015) na compressão da electrobomba

Acessório	Comprimento virtual (m) (Comprimento equivalente a uma tubagem)
01 - Válvula esfera aberta	8,2
02 - Curva de 90° raio curto	1,6
01 - Entrada normal	0,30
01 – Válvula de retenção tipo leve	2,1

O comprimento virtual obtido na sucção é o somatório do comprimento virtual acrescido de um coeficiente de segurança de 30%, chegando ao resultado de um comprimento virtual da sucção de 12,39 metros. Para o recalque o valor obtido do comprimento virtual acrescido ao fator de segurança de 30% foi de 17,25 m.

Após a determinação dos comprimentos virtuais e a determinação do comprimento real da tubagem, ou seja, a distância em metros de tubagem do tanque de equalização até a electrobomba (0,30 metros) e a distância da tubagem da electrobomba até a entrada do reator de fósforo (1 metro) é possível calcular a perda de carga total na tubagem multiplicando a perda de carga unitária (m/m) pelo comprimento total (comprimento virtual mais o comprimento real).

A perda de carga total na sucção foi de 0,000000171 m, uma perda de carga considerada baixa, que pode ser justificada pela adoção de um diâmetro maior que o diâmetro económico encontrado. Na sucção não há desnível geométrico, sendo assim a altura manométrica da sucção é o mesmo valor que a perda de carga total da tubagem de sucção.

Já para a compressão a perda de carga total encontrada foi de 0,000000240 m, somada a um desnível geométrico de 1 metro (considerando a cota da bomba e a cota de entrada das águas amarelas no Reator de Recuperação de Fósforo) a altura manométrica é de 1,00000024 m.

Após a definição das alturas manométricas é possível, através da Equação 17 calcular a potência necessária para a bomba, lembrando que foi considerado uma eficiência do conjunto de 56%. Com isso o valor da potência electrobomba necessária para o sistema é de 0,0000033 cv. Essa potência é muito baixa e não se encontra comercialmente disponível, por isso foi utilizado para esse projeto uma electrobomba de 0,25 cv.

### **5.3.3 Reactor de Recuperação de fósforo e doseamento de Reagentes Químicos**

O reator de recuperação fósforo terá uma característica única que é a conjugação de um processo oxidativo avançado no mesmo reator onde ocorrerá também a precipitação do fósforo.

Para que ocorra a precipitação do fósforo em forma de estruvite será necessário o doseamento de um sal de magnésio e de um reagente alcalino para elevar o pH. O doseamento destes produtos químicos será realizada diretamente no reator e a mistura ocorrerá por ar difuso, fornecendo condições necessárias para a formação de estruvite. Para a regulação correta do pH o reator também contará com um sensor de pH, de maneira a permitir o controlo do pH de forma a evitar o consumo desnecessário de produtos químicos, além de acionar a bomba de dosagem do produto químico quando necessário.

Após o tempo de reação necessário para a formação de estruvite, irá ocorrer a decantação da mesma no fundo do reator, que possui um formato cônico com inclinação suficiente (maior que 56°) para que a estruvite seja encaminhada para o fundo. Após o tempo de decantação, o efluente clarificado irá ser retirado, primeiro pelo orifício, localizado na parede lateral em sua porção inferior da parte cilíndrica do reator, possibilitando assim o seu esvaziamento sem necessidade de bombagem e posteriormente, a estruvite será retirada pelo fundo cônico do reator e encaminhado de forma gravítica para a secagem da mesma.

Para o funcionamento do Reator foi estabelecido o tempo necessário para ocorrer o processo oxidativo avançado (3 horas), para reação dos reagentes químicos com as águas amarelas para formação de estruvite (30 minutos), tempo de decantação e retirada do efluente (2 horas).

De acordo com Rodrigues et.al (2019) um tempo de contacto com a urina hidrolisada para que ocorra a reação de precipitação de estruvite foram necessários 30 minutos de mistura. Barbosa et. al (2016), utilizou o tempo de reação de 10 minutos, porém obteve tamanhos do cristal menores quando comparados com obtidos por Rodrigues et. al (2019), que encontrou em seu resultado que o tempo de contacto maior leva o aumento do comprimento dos cristais. Como o objetivo é conseguir partículas com tamanhos maiores, para facilitar a sua retirada o projeto baseou nos parâmetros obtidos por Rodrigues et. al (2019). O tamanho do cristal de estruvite é importante para o dimensionamento da filtragem e também do manuseio após a obtenção do mesmo (Shaddel et.al, 2020)

Já para o tempo de sedimentação foi adotado 120 minutos (2 horas), valor muito superior aos 30 minutos adotado por Rodrigues et.al (2019) e por Barbosa et.al (2016). Antonini et.al (2011) também encontrou que 30 minutos como tempo de sedimentação foi capaz de diminuir 93% de  $PO_4\text{-P}$ . Portanto, o valor de sedimentação adotado para esse projeto mostra-se muito superior ao encontrado em estudos, sendo 4 vezes superior. Ao adotar um tempo de sedimentação maior implicará em um tempo de retenção hidráulica (TRH) maior e conseqüentemente o volume para o reator será maior. Porém é seguro adotar um reator maior nesta fase de estudo, pois pode ocorrer durante a operação variações não previstas.

O tempo do processo oxidativo avançado será discutido com mais detalhe no subcapítulo 5.2.7.

Como já definido na Metodologia, o cálculo será feito de acordo com o estabelecido para decantadores circulares, para isso é necessário definir a Taxa de Aplicação Superficial

(TAS) ou também chamado de carga hidráulica. O TAS é o principal parâmetro que rege o dimensionamento para decantadores e representa uma taxa de carregamento superficial expressa em metros cúbicos por metro quadrado de superfície por dia (Monte et. al, 2016; Metcalf e Eddy, 2009), permitindo assim o cálculo da área requerida para o reator. Foi definido que será utilizado uma TAS de **1m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.dia**, para decantadores convencionais utiliza-se TAS de 24 a 48m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.dia (Cavalcanti, 2009). A seleção da TAS adequada depende do tipo de suspensão a ser separada e o efeito que essa taxa e deve ser definido valores relativamente baixos para garantir um desempenho satisfatório (Metcalf e Eddy). Devido ao fato do caudal ser baixo, a adoção de uma TAS extremamente baixa, quando se compara ao adotado para decantadores convencionais, não irá gerar grande impacto na área requerida pelo reator.

Pode observar-se o resultado da área para necessária para o reator através da aplicação da Equação 19, chega-se então em um resultado de área de 0,0120m<sup>2</sup>. Após a determinação da área utiliza-se a Equação 20 para determinar o diâmetro que é de 0,124m e a altura é determinada pela Equação 21, chega-se assim ao resultado para a altura de 0,229m. Para facilitar o aspecto construtivo do reator, foi adotado números superiores para o diâmetro e para a altura, sendo **150 mm** e **300 mm** respectivamente, após a definição destes dois parâmetros é necessário refazer os cálculos da TAS e do TDH. A Tabela 16 demonstra os parâmetros encontrados para o reator e a sua dimensão.

Tabela 16 - Resumo dos resultados encontrados para as dimensões e parâmetros para o Reactor de Recuperação de Fósforo

<b>Parâmetros</b>	<b>Resultados</b>
Diâmetro	150 mm
Altura	300 mm
Taxa de aplicação superficial	0,679 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> .dia
TDH	10,60 horas
Volume	5,30 L

Para a determinação do volume total do Reactor de Recuperação de Fósforo é necessário também adicionar o valor do fundo cônico, responsável por encaminhar a estruvite precipitada para o sistema de separação sólido líquido. Para isso, foi utilizado a Equação 24. O resultado encontrado para o volume do terço superior do fundo cônico foi de aproximadamente 0,47 litros, que deve ser somado aos 5,30L encontrados anteriormente, chega-se assim a um **volume útil** do Reactor de Fósforo de **5,77 L** e o TDH máximo que o reator terá é de **11,5 horas**. Observa-se que o TDH necessário para que ocorra todo o processo de tratamento e recuperação de estruvite é de 5,5 horas, isso mostra que o reator é capaz de realizar todos os processos necessários

para a recuperação e tratamento dos disruptores endócrinos das águas amarelas com uma certa folga. A Tabela 17 mostra os resultados dos cálculos para o fundo cônico.

Tabela 17 - Parâmetros para cálculo do fundo cônico

<b>Volume do fundo cônico</b>				
H=	0,1125	m	112,5	mm
h=	0,038	m	37,5	mm
r=	0,050	m	50,00	mm
R=	0,075	m	75	mm
V per=	0,000466	m <sup>3</sup>		
V per=	<b>0,46633</b>	<b>L</b>		
Volume útil total do Reator=			<b>5,77</b>	<b>L</b>

Para que ocorra o deságue das águas amarelas após o processo de remoção dos disruptores endócrinos e da precipitação de estruvite foi concebido um orifício na parede do reator, o qual foi dimensionado para ser capaz de retirar a água sem causar grandes perturbações nos cristais de estruvite já sedimentados no fundo do reator. A partir da Equação 26 é possível determinar que, ao adotar um diâmetro do orifício de **12 mm**, o caudal da saída será de **0,167 L/s**, sendo necessário aproximadamente **1 minuto** para o esvaziamento do reator de fósforo, conforme pode observar-se na Tabela 18.

Tabela 18 - Dimensionamento do orifício de descarga

<b>Dimensionamento do orifício de descarga</b>		
Cd=	0,61	
h=	0,3	m
e/1,5=	0,002	m
Dori.adot.=	0,012	m
Aorif=	0,0001131	m <sup>2</sup>
Areser.	0,017671459	m <sup>2</sup>
g=	9,81	m/s <sup>2</sup>
Q <sub>bocal</sub> =	0,00016738	m <sup>3</sup> /s
Q <sub>bocal</sub> =	0,167375673	L/s
Q <sub>bocal</sub> =	10,0425404	L/min
t=	63,348	s
t=	1,05579612	min

### **Doseamento de Reagentes Químicos**

Para a recuperação de estruvite será necessário o emprego de uma fonte de magnésio para precipitar a estruvite e um alcalinizante para regular o pH. O ião amônio e o fósforo

reagem com o magnésio sobre condições alcalinas e formam a estruvite, que pode ser utilizada como um fertilizante na agricultura (Strand e Odén, 2000; Lind et.al, 2000 retirado de Behrendt et.al, 2002).

Segundo Rontentalp (2009), o magnésio é necessário para que haja condições de supersaturação e possibilite a precipitação da estruvite em forma de cristais. Esse processo, em conjunto com a agitação, influencia no tamanho dos cristais. De acordo com o autor, se a fonte de magnésio for adicionada de uma vez, o grau de supersaturação logo após a sua adição é muito alto, o que leva à produção de cristais muito finos.

O magnésio a ser adicionado não é puro e as fontes de magnésio mais comuns para realizar a precipitação do fósforo são o óxido de magnésio (MgO), cloreto de magnésio (MgCl<sub>2</sub>), cloreto de magnésio hexahidratado (MgCl<sub>2</sub>•6H<sub>2</sub>O) e hidróxido de magnésio (Mg(OH)<sub>2</sub>), e as diferentes fontes de magnésio devem ser investigadas para determinar o melhor custo benefício e a sua viabilidade económica.(Shaddel et.al, 2020; Barbosa et.al, 2016; Etter et.al, 2011,Rontentalp, 2009)

O custo de produtos químicos utilizados para a produção de estruvite é um dos principais fatores que influenciam o custo de produção da estruvite, em especial o de magnésio, que pode contribuir com até 75% das despesas com reagentes e por isso é importante o cálculo da demanda de reagentes (Shaddel et.al, 2020).

De acordo com Barbosa et.al (2016), o cloreto de magnésio foi relatado como o método mais eficaz para a recuperação do fósforo, enquanto o emprego do MgO pode servir com dupla finalidade, aumentar o pH, já que o mesmo possui um caráter básico, e promover a precipitação do fósforo.

Para a escolha da fonte adequada é necessário ter consideração alguns parâmetros, como a solubilidade em urina hidrolisada em condições alcalinas, o produto deve ter uma quantidade de magnésio adequada e um dos aspetos mais importantes para a viabilidade de seu emprego, o preço (Rotentalp, 2009).

Para esse projeto optou-se por utilizar o MgCl<sub>2</sub>•6H<sub>2</sub>O no qual Rodrigues et.al (2019) obteve eficiência de remoção de fósforo de 99%, Liu et.al (2013), e Rotentalp (2009) também utilizaram essa fonte de magnésio.

Para o cálculo da estimativa da demanda deste reagente, foi utilizado a razão molar de Mg:PO<sub>4</sub> de 1,2:1 de acordo com o estudo de Rodrigues et.al (2019). Com a definição da razão molar a ser aplicada, utilizou-se a Equação 27 para determinar o doseamento necessário de magnésio para que ocorra a precipitação da estruvite para a utilização

dessa Equação, foi considerado a quantidade inicial de concentração  $PO_4$  igual a definida pela Tabela 9 do subcapítulo 5.3.2. Através da Equação 28 a quantidade, em gramas de magnésio, necessária para cada *batch*, os resultados dos cálculos dessas Equações podem ser observados na Tabela 19.

Tabela 19 –Estimativa da necessidade de magnésio

<b>Parâmetro</b>	<b>Resultado</b>
Dose de Mg necessário	0,0630 g/L
Quantidade de Mg por <i>batch</i>	0,0363 g

Os resultados apresentados na Tabela 19 demonstram a estimativa de magnésio, porém o reagente químico a ser aplicado nesse projeto ( $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ ) não apresenta somente magnésio, então faz-se necessário calcular a quantidade de  $MgCl_2 \cdot 6H_2O$  a ser doseado. Deve-se então, a partir da Equação 29, definir a percentagem de magnésio presente no  $MgCl_2 \cdot 6H_2O$  e através da Equação 30 definir a quantidade, em gramas de  $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ , que deve ser empregado no reactor a cada *batch* de tratamento, a Tabela 20 apresenta os resultados obtidos.

Tabela 20 - Concentração de magnésio no cloreto de magnésio hexahidratado e quantidade de  $MgCl_2 \cdot 6H_2O$  a ser doseada

<b>Parâmetro</b>	<b>Resultado</b>
Percentagem de Mg contida no $MgCl_2 \cdot 6H_2O$	11,95%
Quantidade de $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ por <i>batch</i>	3,305 g

Pode-se, a partir da quantidade, em peso da necessidade de cloreto de magnésio hexahidratado, calcular através da Equação 31 a concentração de  $MgCl_2 \cdot 6H_2O$  que terá no reactor a cada *batch*. O reactor terá uma concentração de 0,525g/L de  $MgCl_2 \cdot 6H_2O$ .

É importante ressaltar que foi definido que o emprego deste reagente será de forma líquida, de forma a permitir o seu doseamento a partir de bombas peristálticas. Para isso deve-se calcular o caudal a ser injetado no reactor de forma permitir a seleção da bomba apropriada. Para isso foi definido que o SARF deverá contar com uma capacidade para armazenar cloreto de magnésio hexahidratado durante um mês.

O consumo de  $MgCl_2 \cdot 6H_2O$  por mês será de aproximadamente de 200 gramas, considerando que o reactor funcionará duas vezes ao dia. Considerando que será previsto um armazenamento de 10L para essa solução, a concentração da solução a ser armazenada para posterior doseamento será de 20 g/L. Definida a concentração da solução a ser doseada e a concentração necessária para que ocorra a precipitação de estruvite, pode fazer-se o doseamento volumétrico, que para essa situação será de

0,0263 mL/L, considerando o volume do reactor será necessário o doseamento para cada *batch* de tratamento será de 0,151 mL.

Para não realizar o despejo imediato de todo volume necessário, situação não recomendada por Rotentalp (2010), prevê que o doseamento ocorrerá ao longo de 5 minutos. Com o volume e o tempo de doseamento pode calcular-se o caudal necessário para a bomba dosadora, sendo assim o valor de doseamento será de **0,030 mL/min**.

Para o cálculo do emprego do alcalinizante definiu-se a utilização de hidróxido de sódio (NaOH) com uma concentração de 22%. Foi escolhido, como base para a estimativa de consumo do reagente para elevar o pH, o produto da marca Quimicamp, no qual recomenda que para subir uma unidade de pH em 50 m<sup>3</sup> é necessário aplicar 750 gramas. A partir desses dados procedeu-se ao cálculo da quantidade de NaOH necessário para elevar uma unidade de pH no reactor, encontrando o valor de 90 mg desse reagente. A estimativa inicial é que a urina esteja em torno de pH 7, sendo assim será necessário, aproximadamente, 135 mg de NaOH a 22% por *batch* para elevar o pH até 8,5. Estima-se um gasto mensal de 8100 mg desse reagente por mês.

Rodrigues et. al (2019) em seu estudo determinou que o pH de 8,5 apresentou melhores resultados para as propriedades dos cristais formados, encontrando diferença de até 200µm<sup>2</sup> quando utilizou pH 8 e 9,5. Por isso, este projeto seguiu a recomendação deste autor.

Para esse projeto prevê que haverá um medidor de pH no reactor, para permitir um doseamento correto e garantir que o reactor funcione no pH programado. O doseamento desse alcalinizante será através de uma bomba dosadora e para isso deve-se determinar o caudal necessário. Foi utilizado a Equação 31 para determinar a concentração de NaOH no interior do reactor que será de 22,5 mg/L. Transformando para o doseamento volumétrico será necessário adicionar 0,10 mL/L ou 0,60 mL por cada *batch* de tratamento. Considerando que esse volume será aplicado em 5 minutos, determina-se então o caudal da bomba de dosagem que é de **0,12 mL/min**. A Tabela 20 sintetiza os valores para o doseamento de reagente.

Tabela 21 - Dosagem volumétrica de NaOH

DOSAGEM DE NaOH		
Reagente =	NaOH - 22%	
Dosagem =	22,50	mg/L

Pureza =	99%	%
Concentração =	22,00%	%
Dos. Volumétrica =	<b>0,103</b>	mL/L

### 5.3.4 Processo Oxidativo Avançado

Para a remoção de disruptores endócrinos foi escolhido um processo de oxidativo avançado baseado na combinação de ozono e a radiação ultravioleta. A oxidação de substâncias químicas apenas por ozono pode, em alguns casos, gerar compostos intermediários mais tóxicos que os iniciais e a combinação de ozono e luz ultravioleta é interessante, pois existem três processos de degradação envolvidos, sendo eles a fotólise direta, a ozonização direta e a oxidação por radicais hidroxilas, gera-se assim reações rápidas e não seletivas (Kuo, 1999; Beltran et.al, 1994; Lai e Weber, 1995 retirado de Do Nascimento et.al, 2017).

Para este estudo, deve-se definir os equipamentos adequados a serem empregados no projeto. Para isso foi realizado o estudo de diversas dosagens presentes na literatura e analisado qual seria a demanda de produção de ozono por cada tempo de contacto. A Tabela 19 mostra os resultados encontrados para a necessidade de produção do equipamento de acordo com o doseamento e o tempo de contacto.

Tabela 22 – Produção de O<sub>3</sub> por cada par dosagem-tempo de contacto.

Dosagem de O <sub>3</sub> (mg/L)	Massa do O <sub>3</sub> (mg)	Produção de O <sub>3</sub> (g/h)					
		Tempo de contacto (min)					
		5	10	30	60	120	180
5	28,85	0,3462	0,1731	0,0577	0,02885	0,014425	0,00961
10	57,70	0,6924	0,3462	0,1154	0,0577	0,02885	0,01923
15	86,55	1,0386	0,5193	0,1731	0,08655	0,043275	0,0288
20	115,40	1,3848	0,6924	0,2308	0,1154	0,0577	0,03846
25	144,25	1,7310	0,8655	0,2885	0,1442	0,07212	0,04803
30	173,10	2,0072	1,0386	0,3462	0,1731	0,08655	0,0577
40	230,80	2,7696	1,3848	0,4616	0,2308	0,1154	0,0769
50	288,50	3,462	1,731	0,577	0,2885	0,14425	0,09616

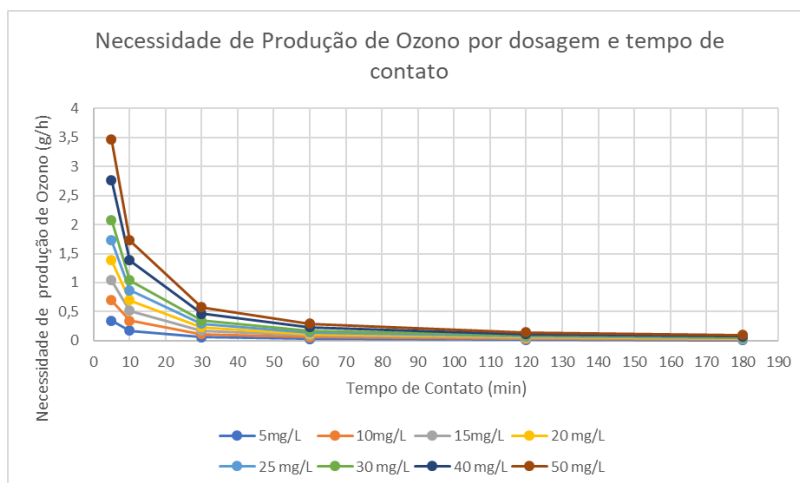


Figura 11 - Pares de dosagem-tempo de contacto.

A partir da Figura 11 é possível analisar, de forma mais clara, a necessidade de produção de  $O_3$  por cada par de dose-tempo de contacto. Também se observa que à medida que o tempo de contacto aumenta há uma diminuição na necessidade de geração de ozono, ou seja, para uma dosagem maior e um tempo de contacto menor é necessário empregar equipamentos que são capazes de gerar mais ozono. O reator foi dimensionado para garantir um tempo de contacto de até 180 minutos para o processo de oxidação avançado, podendo assim utilizar dosagens maiores, quando necessário, mesmo com um gerador de ozono com produção abaixo de 1 g/h.

As dosagens do ozono é um fator determinante e afeta diretamente a eficiência do processo e o custo de operação e por isso a correto doseamento deve ser investigado quando o reactor estiver em operação, de forma a permitir um melhor ajuste.

De acordo com o estudo de Yang et.al (2020) a quantidade de CQO presente no efluente tratado com ozônio diminuiu com o aumento do doseamento até 50 mg/L, após esse doseamento a eficiência diminuiu como pode ser observado na Figura 10, isso mostra que a quantidade de ozônio é um fator importante e que deve ser estudado o doseamento ótimo para cada efluente e que um doseamento excessivo pode retirar eficiência do tratamento.

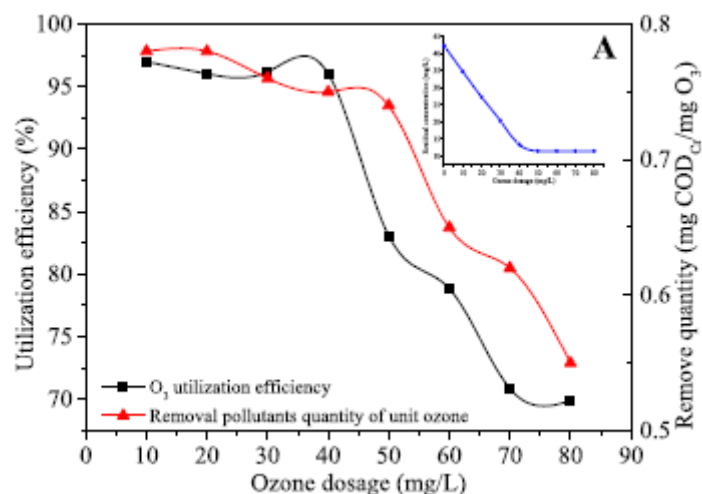


Figura 12 - Efeito do doseamento de ozono na eficiência de remoção de CQO (Yang et.al, 2020)

Outro fator importante é a transferência de massa de ozono para o meio aquoso, que deve ser investigado quando o reator estiver em operação, monitorizando a quantidade de gás que entra e sai no sistema. Segundo Silva et.al (2019), quando o sistema possui uma luz-ultravioleta ligada o processo de destruição do ozono é acelerado, levando menos saída desse gás e otimizando o rendimento de transferência. Wang e Lin (2019) em seu estudo demonstraram que a aplicação de ozono por microbolhas pode aumentar a eficiência do tratamento e ser necessário o emprego de doses menores.

O tempo de contacto também interfere na potência da lâmpada a ser utilizada, para esse estudo foi realizado o cálculo do tempo do processo de fotólise do ozono foram utilizadas as Equações 32 a 37 e os resultados estão apresentados na Tabela 23.

Tabela 23 - Resultado dos cálculos para fotólise direta do ozono

PROCESSO DE FOTÓLISE DIRETA		
$k'(\lambda)=$	3,44E+00	1/cm
Constante de Plank (h)=	6,62E-34	J.s
Frequencia da luz (v)	300000000	1/s
$N_p=$	6,023E+23	1/einsten
$Q=$	0,012	m <sup>3</sup> /d
Concentração do ozono ( $C_{in}$ )=	50000000	ng/L
Concentração do ozono final ( $C_{out}$ )=	1000000	ng/L
$D_{reator}=$	0,15	m
$H_{reator}=$	0,3	m
$V_{util_{reator}}=$	5,77	L
Nº de lâmpadas=	1	
Potência da lâmpada=	18	W
Potência total das lampadas (P)=	18	J/s

Eficiência da lâmpada=	0,3	
Comprimento de onda ( $\lambda$ )=	254	nm
Comprimento de onda ( $\lambda$ )=	0,000000254	m
Entrada de energia fotônica (Pr)	1,98728E-06	einstein/L.s
$\epsilon'(\lambda 254) =$	7599,9	L/mol.cm
$\phi (\lambda_{\text{constituente}}) =$	0,3	mol/einsten
kconstituente=	0,001318093	1/s
Número de Tanques=	3	
TRH=	<b>6108,898105</b>	<b>s</b>
Vazão que pode ser processada por um reator=	0,000944524	L/s

A Tabela 23 mostra que o processo de fotólise do ozono utilizando uma lâmpada de 18 W, poderá reduzir a concentração do ozono de 50 para 1 mg/L e levará cerca de 1 hora e 40 minutos, tempo inferior às 3 horas de tempo de contacto estabelecido para esse processo. O tempo de contacto maior é capaz de garantir uma flexibilidade operacional e uma economia nos equipamentos, uma vez que pode utilizar-se uma lâmpada com uma potência relativamente baixa.

Para esse projeto, deve ser calculado qual seria o gasto energético gasto pela lâmpada UV-C através da Equação 38. Considerando que o processo de oxidação avançada ocorrerá durante duas vezes por dia e no máximo durante 3 horas, o consumo de energia pela lâmpada UV-C (18W) será de 0,090 kWh/dia e quando consideramos um gerador de ozono capaz de produzir 1g/h (SP-mini 1000mg- ASP Ozono que possui uma potência de 65W) e considerando o tempo máximo de 3 horas o gasto energético do sistema de ozono será de 0,39kWh/dia. A Tabela 23 mostra o gasto em euros com energia por mês para esse sistema, para esse cálculo foi realizada o preço do tarifário para usuários domésticos por kWh fornecidos pelo PORDATA em 2020 que é de 0,2120 euros.

Tabela 24 - Gasto mensal estimado com energia para o POA

	Consumo em kWh/mês	Gasto com energia em Euros (€) por mês
Lâmpada UV-C	2,70	0,58
Gerador de Ozono	11,70	2,50

Além do custo energético é importante analisar a eficiência de determinados processos de tratamento. Uma das formas de realizar esta análise é o consumo de energia elétrica em quilowatt hora (kWh) necessária para degradar um certo contaminante em 1 m<sup>3</sup> de água (EE/O) e pode ser encontrado de acordo com a Equação 39.

$$EE/O = \frac{P \times t}{V \times \log\left(\frac{C_{in}}{C_{fi}}\right)} \quad (39)$$

Onde:

$EE/O$  = eficiência de redução por ordem log (kWh/m<sup>3</sup>)

$P$  = energia do sistema (kW)

$V$  = volume do reactor (m<sup>3</sup>)

$t$  = tempo de irradiação (h)

$C_{in}$  = concentração inicial do constituinte (mg/L)

$C_{fi}$  = concentração final do constituinte (mg/L)

Para avaliar a eficiência elétrica (EE/O) do POA é necessário conhecer o micropoluente que deve ser tratado e qual a concentração final desejada. Wardenier (2019) realizou estudos para a eficiência elétrica para diferentes compostos e encontrou os resultados contidos na Tabela 21.

Tabela 25 - Comparação da eficiência de energia do POA UV/O<sub>3</sub> para cada contaminante (adaptado de Wardenier, 2019)

Processo de tratamento	Contaminantes			
	ATZ EE/O (kWh/m <sup>3</sup> )	ALA EE/O(kWh/m <sup>3</sup> )	BPA EE/O(kWh/m <sup>3</sup> )	EE2 EE/O(kWh/m <sup>3</sup> )
UV/O <sub>3</sub>	65,3	4,75	5,27	10,6

Como pode observar-se no estudo de Wardenier (2019) a variação da eficiência para o mesmo processo de tratamento depende do composto a ser tratado, devendo este parâmetro ser analisado após o conhecimento de qual contaminante deve ser tratado e da sua concentração.

Os métodos utilizados para a degradação de contaminantes poderá ter alguns produtos intermédios durante o processo, e, provavelmente será formado alguns subprodutos no final. De acordo com Asgari et.al (2019), que investigou a eficiência da remoção de parabenos (classe de produtos muito utilizados em cosmético), não conseguiu a mineralização completa deste composto e por isso deve-se investigar a formação desses subprodutos no final do processo, pois os mesmos podem representar maior toxicidade que o contaminante inicial. De acordo com Do Nascimento (2017) geralmente os produtos resultantes do uso de POA apresentam maior biodegradabilidade e mais baixa toxicidade que o composto original, viabilizando o seu emprego.

De acordo com Monte et.al (2016) é necessário realizar testes laboratoriais para determinar a carência inicial de ozono, a quantidade de ozono transferido para a água e o decaimento do ozono no reator. De acordo com Yang et.al (2020) a adição de ozono

é um parâmetro importante para garantir a eficiência econômica do POA. Também há outros parâmetros que são importantes e podem causar impactos na eficiência dos processos oxidativos avançados, Metcalf e Eddy (2009) cita como algum desses parâmetros as concentrações elevadas de bicarbonato e carbonato, pois os mesmos podem reagir com os radicais hidroxilas e reduzir a eficiência do processo; o pH; íons de metais e presença de carbono orgânico total e CQO.

Segundo o estudo de Wang et.al (2019) o pH pode ser um dos parâmetros mais importantes para a remoção de poluentes e observou que o aumento do pH de 2 para 7, induziu a uma maior decomposição do ozono em radicais hidroxilas, porém acima do pH 7, não foi observado influências significativas na remoção do contaminante estudado pelo autor. Yang et.al (2020) encontrou em seu estudo que, a medida que o valor de pH aumenta há um aumento da eficiência de remoção de ftalato de dimetilo.

A urina, como pode ser visto na Tabela 9 apresenta um pH em torno de 7 e o reator já contará com um sistema para o doseamento de um alcalinizante com a finalidade de aumentar o pH para a precipitação de fósforo, ou seja, se necessário realizar o aumento do pH durante o processo de oxidação avançada para aumentar a sua eficiência, o reator possuirá essa capacidade.

O gerador de 1 gO<sub>3</sub>/h e uma lâmpada de 18 W para tratamento através UV/O<sub>3</sub> para esse projeto, permite uma flexibilidade operacional grande, visto que pode operar em diversas faixas de dosagem de O<sub>3</sub> e tempo de contacto. Além disso, quando comparamos com o processo de UV/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> pode ser mais eficiente, Wardenier (2019) encontrou uma maior eficiência de decomposição de micropoluentes, em termos de taxa de remoção e custo de energia quando utilizou o processo de UV/O<sub>3</sub> e também ao utilizar o processo de ozono e luz UV não a necessidade de se manter doses exatas de H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> e o oxidante residual se degrada rapidamente, pois a meia-vida típica de O<sub>3</sub> é de 7 minutos (Metcalf e Eddy, 2009).

### **5.3.5 Separação sólido-líquido**

A última etapa é a separação da estruvite do meio líquido e para isso, a mesma será encaminhada de forma gravítica para um filtro de nylon localizado na saída do fundo cônico do reator. O filtro de nylon irá receber o volume de água e estruvite igual a capacidade volumétrica do fundo cônico, portanto, a capacidade volumétrica do filtro deve ser maior do que a capacidade volumétrica do fundo cônico do reator.

Para esse projeto escolheu um filtro de nylon que fosse capaz de reter partículas pequenas e para isso foi definido uma porosidade de 5 µm e uma superfície filtrante de

0,08 m<sup>2</sup> e com 100 mm de diâmetro e 230 mm de comprimento. Para essa determinação da separação sólido-líquida o tamanho dos cristais de estruvite é de extrema importância.

A Tabela 22 mostra os resultados de tamanhos de cristais de estruvite obtidos por diversos autores.

<b>Autores</b>	<b>Tamanho do cristal de estruvite</b>
Rodrigues et.al (2019)	850 e 950 $\mu\text{m}^2$
Barbosa et. al (2015)	50-100 $\mu\text{m}$
Rontentalp (2009)	92-93 $\mu\text{m}$

Como pode observar-se há uma variação no tamanho dos cristais formados, essas variações encontradas podem ser causadas pela a variação nos processos, como pH, tempo de mistura e proporção Mg:PO<sub>4</sub> e da fonte de magnésio. Rodrigues et.al (2019) encontrou tamanhos de cristais maiores quando utilizou o pH de 8,5 comparado com pH de 8 ou 9,5, apresentando diferença de tamanho de 200  $\mu\text{m}^2$ . De acordo Barbosa et.al (2015) quando foi utilizado MgO como fonte de magnésio foi possível encontrar tamanhos de cristais em torno de 50  $\mu\text{m}$  e usando MgCl<sub>2</sub> foi possível obter tamanhos próximos ao 70  $\mu\text{m}$ .

Devido as possíveis variações que possa ocorrer durante a operação do Sistema de Avançado de Recuperação de Fósforo, e conseqüentemente as variações que possam ocorrer no tamanho dos cristais de estruvite, optou-se por utilizar um filtro Nylon com uma porosidade mais baixa, sendo assim capaz de reter cristais menores de estruvite e diminuir a perda dos mesmos nesse processo.

Etter et al. (2011) utilizou filtro de nylon com 160  $\mu\text{m}$ , ou seja, uma porosidade maior que os estudos de Barbosa et.al (2015) e Rontentalp (2009), porém obteve boa remoção de fosfato, que pode ser explicado pelo acúmulo no filtro, pois a acumulação de partículas permitiu que o filtro fosse capaz de reter partículas mais pequenas.

Como nesse estudo já se adotou um filtro com porosidade baixa, deve-se investigar durante a operação do sistema possíveis entupimentos. O filtro adotado terá capacidade total de receber até 1,8 L, porém só receberá a descarga proveniente do fundo cônico do reactor, que é de aproximadamente 0,5 L e isso faz com que o entupimento do filtro seja mais difícil, pois esse volume ocupará apenas 63 mm da altura do filtro, o que representa aproximadamente 28% da sua altura.

#### 5.4 Estimativa de remoção de fósforo e recuperação de estruvite

A estimativa de geração de estruvite foi realizada a partir da quantidade de fósforo presente na urina e o percentual de recuperação. Segundo Rodrigues, et al., 2019 é possível uma recuperação de fósforo até 99% em escala de laboratório, sendo assim, foi considerado que 95% da quantidade de fósforo seja precipitada em forma de estruvite. Essa diminuição de aproximadamente 4% da eficiência é devida às condições não serem as mesmas de laboratório, podendo ocorrer perdas durante a fase de operação do projeto, seja perdas na fase de separação sólido/líquido ou na descarga do efluente clarificado (após a precipitação da estruvite). Antonini, et al. (2011) conseguiu uma remoção de ortofosfato ( $\text{PO}_4^{3-}\text{P}$ ) de 98% e que cerca de 16 g  $\text{PO}_4^{3-}/\text{L}$  foi capaz de produzir 112g de estruvite, ou seja, a cada 1 g  $\text{PO}_4^{3-}$  presente no reator, foi capaz de gerar 7 gramas de estruvite.

Considerando a recuperação de 95% do fósforo em estruvite, podemos então observar que 3,344 gramas de fósforo será removido em forma de estruvite. Quando considerarmos o valor da concentração de fósforo no SARF (0,293 g/L), mesmo após a precipitação de estruvite, o efluente irá conter um residual de fósforo de 0,014 g/L, esse valor está de acordo com o Decreto-Lei 119/2019 que estabelece normas para a qualidade de água de reutilização e o seu uso. De acordo com o presente decreto, o cumprimento de um valor para os parâmetros de fósforo total e azoto total são facultativos para a utilização em rega, permitindo assim, a utilização deste efluente para este fim já após o tratamento do SARF. Para um polimento maior destes nutrientes com a finalidade de diminuir a concentração final no efluente, pode adotar-se um sistema de tratamento por zonas húmidas construídas, que não será abordada no presente estudo.

A seguir a Figura demonstra o balanço de massa do SARF.

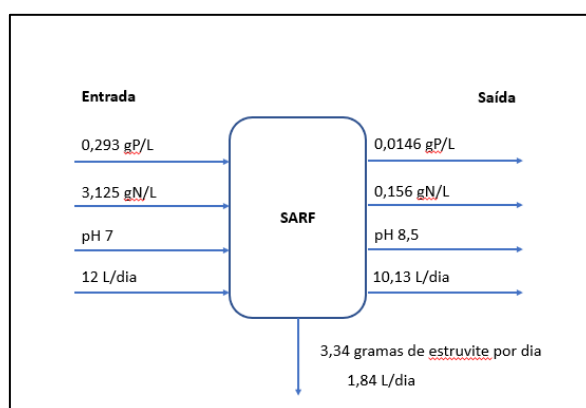


Figura 13 - Estimativa dos valores de entrada e de saída de fósforo, azoto e pH do Sistema Avançado de Recuperação de Fósforo por dia

Ao observar a Figura 11, pode-se prever a geração de aproximadamente 1,2 Kg de estruvite por ano na residência. Essa quantidade de fertilizante gerada pode ser utilizada na própria área verde da moradia D.

A estruvite apresenta algumas vantagens como, a taxa de liberação dos nutrientes é mais baixa quando comparada com outros tipos de fertilizantes, possuem menos impurezas que os fertilizantes fosfatados comerciais e os nutrientes (nitrogênio, fósforo e magnésio) estão disponíveis simultaneamente no mesmo cristal (Barbosa, 2016).

## **5.5 Lógica de Operação do SARF**

O Sistema de recuperação de fósforo da moradia D está projetado para funcionar de forma o mais automatizado possível. Neste subcapítulo descreve-se a lógica do funcionamento do sistema e descreve os equipamentos necessários para realizar o tratamento de forma automática, para melhor compreensão deve-se ler o PI&D do sistema presente no Anexo.

### **5.5.1 Tanque de equalização**

O tanque de equalização do sistema contará com dois sensores de nível, um na sua parte superior e outro na parte inferior. A função desses sensores é definir de forma automatizada o encaminhamento da urina para o reator de tratamento e precipitação de fósforo com recurso a uma electrobomba.

O sensor de nível na parte superior deve estar intertravado com a electrobomba de forma a, quando o tanque apresentar o nível máximo, ligar a electrobomba. Quando o nível de água atingir o sensor da parte inferior o sensor deve desligar a electrobomba.

Para a proteção do sistema de bombagem deve-se ainda inserir um sensor de nível na parte superior do Reator de Fósforo. A função deste sensor é desativar a electrobomba e não deixar que funcione caso o nível do reator esteja completo. Caso haja um caudal acima do projetado o efluente será encaminhado por um tubo extravasor, localizado na parte superior do tanque de equalização para o By-pass, que encaminhará o efluente de forma gravítica para a zona húmida construída onde receberá o tratamento.

### **5.5.2 Reator de recuperação de fósforo**

No reator de recuperação de fósforo, após receber a urina proveniente do Tanque de Equalização, na sequência da activação do sensor de nível da parte superior deste, irá ocorrer o POA. Por isso o sensor estará interligado a um painel de controle (PLC) que acionará o ozonizador e a lâmpada UV que funcionarão com um temporizador, programado de acordo com o tempo projetado/calculado para o POA. Após esse tempo

acontece o processo de precipitação do fósforo. Quando o temporizador desliga os equipamentos do POA inicia-se a medição de pH através do sensor de pH instalado na lateral do reator de recuperação de fósforo e o doseamento dos reagentes, juntamente com o accionamento da electrobomba de injeção de ar para realizar a mistura no reator. Após 30 minutos, os equipamentos devem ser desligados e acionada a válvula solenoide localizada no orifício de descarga do efluente clarificado, que sairá do reator por gravidade. Quando o sensor de nível, localizado na parte inferior do reactor, for acionado, procede-se ao accionamento da válvula solenoide da retirada por gravidade de estruvite para o filtro.

## 5.6 Consumo de energia e custos de aquisição de equipamentos

Para que ocorra o tratamento das águas amarelas de forma a remover os disruptores endócrinos e para a recuperação do fósforo em forma de estruvite é de extrema importância saber os equipamentos necessários e o custo de aquisição dos mesmos. A Tabela 26 mostra os equipamentos necessários e o seu valor de aquisição em 2020.

Tabela 26 - Custo de Aquisição para os principais equipamentos do SARF em 2020

<b>Equipamentos</b>	<b>Modelo</b>	<b>Preço (€)</b>
Tanque de Equalização	*	50,00
Reactor de Recuperação de Fósforo	*	500,00
Gerador de ozono	SP-Mini 1 g/h	2600,00
2 Bombas doseadoras	LeadFluid BTS101/Yz15	966,00
Lâmpada UV-C	Phillips TUV PL-L 18W	17,00
Bomba centrífuga	Sterwins 250W	50,00
Bomba de ar	Ehein1000	50,00
Bolsa filtrante de Nylon	Sentinel	31,00
Sensor de pH	Orbisint CPS11D Memosens	433,00
2 Válvula Solenóides	PRIAC- VZ	77,75
4 Sensores de nível	PRIAC- LS-SN2	75,74
Sanita Separadora	Ecoflush Wostman	432,00
<b>Total</b>		<b>5282,49</b>

\*Equipamentos que devem ser fabricados com as dimensões encontradas neste estudo.

A partir da Tabela 26 observa-se que o sistema para produção de ozono tem um grande impacto no custo de aquisição dos equipamentos, representando cerca 49% do valor total dos principais equipamentos. O valor total previsto dos equipamentos, da tubagem e dos acessórios para o layout desenvolvido para esta residência é de 5.392,39 € conforme detalhado no Anexo I, já o desenho e a localização das peças desenhadas estão no Anexo II. Este preço é uma estimativa para o layout desenvolvido no presente estudo e pode variar conforme o layout escolhido.

Para a demanda de energia foi utilizado a potência dos principais equipamentos, o tempo de funcionamento e o preço de kWh em Portugal, que segundo o PORDATA (2020) é de 0,2120 euros.

Tabela 27 - Estimativa de gasto mensal com o sistema

Equipamentos	Modelo	Potência (W)	Tempo de operação por dia (h)	Consumo KWh/mês	Custo por mês (€)
Bomba centrífuga		250	0,2	1,50	0,32
Bomba de ar		5	1	0,12	0,03
Gerador de ozono		65	6	11,70	2,50
2 Bombas peristálticas		30*	0,2	0,36	0,076
Lâmpada UV-C		18	6	1,62	0,35
<b>Total</b>					<b>3,28</b>

\* Deve considerar 30 W para cada bomba peristáltica, considerando o modelo BTS101 da Leadfluid.

Pode observar-se que o valor em euros do gasto energético desse sistema é considerado baixo. Isso se deve ao baixo tempo de operação dos equipamentos elétricos, sendo que o maior valor é causado pelo tratamento por processo oxidativo avançado, que ficará ligado por um tempo maior e também apresenta os equipamentos com uma potência maior.

## 6 CONCLUSÕES

A mudança no paradigma da perspectiva atual de utilizar e descartar para uma perspectiva de usar e reutilizar ou gerar um novo produto é uma peça fundamental para o desenvolvimento da economia circular. Quando esse conceito é aplicado para as águas residuais, não se deve pensar mais apenas na remoção de poluentes, mas sim na recuperação, de forma segura, de recursos que estas águas podem conter. E as soluções tecnológicas capazes de integrar todo o processo de recuperação e reaproveitamento dos nutrientes de uma forma segura e descentralizada do presente estudo mostra-se como uma solução para este cenário.

Para o correto dimensionamento e recuperação de fósforo em forma de estruvite foi adotado uma razão estequiométrica de  $Mg^{2+}:PO_4^{3-}$  de 1,2:1, um tempo de contacto para a mistura de 30 minutos e um pH de 8,5. Com base na definição desses parâmetros em conjunto com o caudal diário gerado na residência urina e água do autoclismo (12 L/dia) e a avaliação estimada da composição e características da urina foi possível realizar a estimativa de recuperar aproximadamente 1,2 Kg de estruvite por ano, considerando

uma eficiência de remoção de 95% da quantidade de fósforo que entrará no sistema, o qual estima-se em uma concentração de 0,293 g/L.

O POA desenvolvido para esse projecto representa um impacto significativo no valor de aquisição dos equipamentos, representando cerca de 49% do valor total dos principais equipamentos. O consumo energético do POA também será o que trará o maior impacto, porém devido a adoção de um tempo de contacto alto, cerca de 3 horas, pode-se seleccionar um gerador de ozono que possui uma potência menor (capacidade de gerar 1 gO<sub>3</sub>/h), assim como uma lâmpada UV-C com potência considerada baixa (18W), sendo assim, mesmo causando um impacto significativo nos custos energéticos, atingindo um valor em torno de 2,85 euros do total de 3,30 euros gasto pelo consumo energético de todo o sistema por mês, o valor pode ser considerado baixo para a operação do sistema.

Para atender de forma eficiente a remoção dos disruptores endócrinos e a recuperação de estruvite, as dimensões encontradas para o reactor foram de 150 mm de diâmetro externo, 412,5 mm de altura, incluso o fundo cónico para remoção dos cristais de estruvite do reactor. Para a separação sólido-líquido, será utilizado uma bolsa filtrante com a porosidade de 5 µm, isto garantirá que os cristais mais pequenos possam ser recuperados. Além do reactor foi adotado um Tanque de Equalização capaz de amortecer as variações do fluxo que o sistema poderá receber e para isso deverá ter uma dimensão de 150 mm de diâmetro e 300 mm de altura.

O presente estudo caminha para implementar soluções tecnológicas associadas a economia circular para as águas residuais e o seu tratamento de forma descentralizada, garantindo a recuperação de um nutriente fundamental para as plantas de uma forma segura, removendo substâncias como os disruptores endócrinos de forma a garantir a proteção do meio ambiente e da saúde humana.

## **7 RECOMENDAÇÕES**

Para futuros trabalhos é importante realizar as seguintes análises:

- Estudo laboratoriais da influência da aplicação do processo oxidativo avançado (POA) antes e depois da precipitação de estruvite, avaliando se há interferência na eficiência da formação deste cristal.
- Teste para identificar o constituinte que o POA deverá tratar, identificando o correto doseamento de ozono e a verificação de subprodutos deste processo.

- Avaliação na fase de pré-operação da quantidade de ar a ser injectada no reactor para a promoção da mistura.

## 8 REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- AIDAR, Fernando Ngan. **Fatores Intervenientes na Cristalização da Estruvita para a Recuperação do Fósforo no Esgoto**. Orientador: Dioni Mari Morita. 2012. 137 p. Dissertação (Para a obtenção do grau de Mestre em Engenharia Civil) - Escola Politécnica da Universidade de São Paulo, [S. l.], 2012. DOI 10.11606/D.3.2012.tde-16072013-164846.
- AKPAN-IDIOK, A. U.; UDO, I. A.; BRAIDE, E. I. The use of human urine as an organic fertilizer in the production of okra (*Abelmoschus esculentus*) in South Eastern Nigeria. **Resources Conservation and Recycling**, v. 62, p. 14-20, May 2012. ISSN 0921-3449. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000304220800002 >.
- ALMEIDA, J. A. S. et al. Urine recovery at the building level. **Building and Environment**, v. 156, p. 110-116, Jun 2019. ISSN 0360-1323. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000466776900010 >.
- AN, T. C. et al. Kinetics and mechanism of advanced oxidation processes (AOPs) in degradation of ciprofloxacin in water. **Applied Catalysis B-Environmental**, v. 94, n. 3-4, p. 288-294, Feb 2010. ISSN 0926-3373. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000274821600011 >.
- ANTONINI, S. et al. Nitrogen and Phosphorus Recovery from Human Urine by Struvite Precipitation and Air Stripping in Vietnam. **Clean-Soil Air Water**, v. 39, n. 12, p. 1099-1104, Dec 2011. ISSN 1863-0650. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000297692000029 >.
- APA. 17 de abril de 2019. **Águas Residuais Urbanas**, [S. l.], 2019. Disponível em: <https://rea.apambiente.pt/content/%C3%A1guas-residuais-urbanas>. Acedido em: 8 abr. 2020.
- ARIAS, A. et al. Environmental analysis of servicing centralised and decentralised wastewater treatment for population living in neighbourhoods. **Journal of Water Process Engineering**, v. 37, p. 8, Oct 2020. ISSN 2214-7144. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000575571300004 >.
- ARSLAN, A.; VELI, S.; BINGOL, D. Use of response surface methodology for pretreatment of hospital wastewater by O-3/UV and O-3/UV/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> processes. **Separation and Purification Technology**, v. 132, p. 561-567, Aug 2014. ISSN 1383-5866. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000340300600066 >.
- ASGARI, E. et al. O-3, O-3/UV and O-3/UV/ZnO for abatement of parabens in aqueous solutions: Effect of operational parameters and mineralization/biodegradability improvement. **Process Safety and Environmental Protection**, v. 125, p. 238-250, May 2019. ISSN 0957-5820. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000468721300024 >.
- ASHOK, S. S.; KUMAR, T.; BHALLA, K. Integrated Greywater Management Systems: A Design Proposal for Efficient and Decentralised Greywater Sewage Treatment. **25th Cirp Life Cycle Engineering (Lce) Conference**, v. 69, p. 609-614, 2018. ISSN 2212-8271. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000435141900105 >.
- BARBOSA, S. G. et al. A design of experiments to assess phosphorous removal and crystal properties in struvite precipitation of source separated urine using different Mg sources. **Chemical Engineering Journal**, v. 298, p. 146-153, Aug 2016. ISSN 1385-8947. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000377309800016 >.
- BAYKAL, B. B. et al. The effect of initial loading on the removal of ammonium and potassium from source-separated human urine via clinoptilolite. **Water Science and Technology**, v. 60, n. 10, p. 2515-2520, 2009. ISSN 0273-1223. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000271936600006 >.

BEHRENDT, J.; AREVALO, E.; GULYAS, H.; NIEDERSTE-HOLLENBERG, J.; NIEMIEC, A.; ZHOU, J.; OTTERPOHL, R. Production of value added products from separately collected urine. **Water Science and Technology**, [s. l.], v. 46, ed. 6-7, p. 341-346, 2002. DOI <https://doi.org/10.2166/wst.2002.0698>

BELER-BAYKAL, B. Stream Segregation in Household Use: A Review of Grey Water as an Alternative Source of Water and Yellow Water as an Alternative Source of Fertilizers. **Water Quality Exposure and Health**, v. 7, n. 1, p. 27-37, Mar 2015b. ISSN 1876-1658. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000349447800004 >.

BELER-BAYKAL, B. Stream Segregation in Household Use: A Review of Grey Water as an Alternative Source of Water and Yellow Water as an Alternative Source of Fertilizers. **Water Quality Exposure and Health**, v. 7, n. 1, p. 27-37, Mar 2015a. ISSN 1876-1658. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000349447800004 >.

BORAWSKI, K. M. et al. Urinary reference values for stone risk factors in children. **Journal of Urology**, v. 179, n. 1, p. 290-294, Jan 2008. ISSN 0022-5347. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000251650200072 >.

BUYUKKAMACI, N.; KARACA, G. Life cycle assessment study on polishing units for use of treated wastewater in agricultural reuse. **Water Science and Technology**, v. 76, n. 12, p. 3205-3212, Dec 2017. ISSN 0273-1223.

CANLE, M.; PEREZ, M. I. F.; SANTABALLA, J. A. Photocatalyzed degradation/abatement of endocrine disruptors. **Current Opinion in Green and Sustainable Chemistry**, v. 6, p. 101-138, Aug 2017. ISSN 2452-2236. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000410700500014 >.

CAVALCANTI, J. E. W. A. **Manual de tratamento de efluentes industriais**. 5. ed. São Paulo, SP: [s. n.], 2009. 435 p. ISBN 978-8588006058.

COMISSÃO EUROPEIA. **COMUNICAÇÃO DA COMISSÃO AO PARLAMENTO EUROPEU, AO CONSELHO, AO COMITÉ ECONÓMICO E SOCIAL EUROPEU E AO COMITÉ DAS REGIÕES nº COM(2020) 98 final, de 11 de março de 2020**. Um novo Plano de Ação para a Economia Circular Para uma Europa mais limpa e competitiva. [S. l.], 11 mar. 2020. Disponível em: <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/PT/TXT/HTML/?uri=CELEX:52020DC0098&from=EN>. Acesso em: 15 dez. 2020.

COMISSÃO EUROPEIA. **Comunicação da Comissão ao Parlamento Europeu, ao Conselho, ao Comité Económico e Social Europeu e ao Comité das Regiões, COM (2018) 734 final, de 7 de novembro de 2018**. Rumo a um quadro abrangente da União Europeia em matéria de desreguladores endócrinos. Bruxelas, 7 nov. 2018. Disponível em: <https://eur-lex.europa.eu/legal-content/PT/TXT/PDF/?uri=CELEX:52018DC0734&from=DE>.

COMISSÃO EUROPEIA. **What areas might they affect?**. [S. l.], 14 set. 2020.

Disponível em:

[https://ec.europa.eu/environment/chemicals/endocrine/definitions/affect\\_en.htm](https://ec.europa.eu/environment/chemicals/endocrine/definitions/affect_en.htm).

COTILLAS, S. et al. The Role of the Anode Material in Selective Penicillin G Oxidation in Urine. **Chemelectrochem**, v. 6, n. 5, p. 1376-1384, Mar 2019. ISSN 2196-0216. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000462598900014 >.

DIÁRIO DA REPÚBLICA. **Decreto-Lei nº 119/2019, de 21 de agosto de 2019**.

Estabelece o regime jurídico de produção de água para reutilização, obtida a partir do tratamento de águas residuais, bem como da sua utilização. [S. l.]: Diário da República, n. 59/2019, p. 21 - 44, 21 ago. 2019.

DIÁRIO DA REPÚBLICA. **Decreto-Lei nº 130/2012, de 22 de junho de 2012**. Procede à segunda alteração à Lei n.º 58/2005, de 29 de dezembro, que aprova a Lei da Água,

transpondo a Diretiva n.º 2000/60/CE, do Parlamento Europeu e do Conselho, de 23 de outubro, e estabelecendo as bases e o quadro institucional para a gestão sustentável das águas. *Diário da República*, n. 120, p. 3109 - 3139, 22 jun. 2012.

DIÁRIO DA REPÚBLICA. **Decreto-Lei nº 218/2015, de 7 de outubro de 2015.** Procede à segunda alteração ao Decreto-Lei n.º 103/2010, de 24 de setembro, que estabelece as normas de qualidade ambiental no domínio da política da água, transpondo a Diretiva n.º 2013/39/UE, do Parlamento Europeu e do Conselho, de 12 de agosto de 2013, no que respeita às substâncias prioritárias no domínio da política da água. [S. I.]: *Diário da República*, n. 196/2015, p. 8667 - 8685, 7 out. 2015.

DIÁRIO DA REPÚBLICA. **Decreto-Lei nº 58/2005, de 29 de dezembro de 2005.** Aprova a Lei da Água, transpondo para a ordem jurídica nacional a Directiva n.º 2000/60/CE, do Parlamento Europeu e do Conselho, de 23 de outubro, e estabelecendo as bases e o quadro institucional para a gestão sustentável das águas. *Diário da República*, n. 249, p. 7280 - 7310, 29 dez. 2005.

DO NASCIMENTO, Ronaldo Ferreira *et al.* **Processos oxidativos avançados: fundamentos e aplicações em matrizes ambientais.** [S. I.]: Imprensa Universitária da Universidade Federal do Ceará (, 2017. 280 p. ISBN 978-85-7485-308-6. *E-book* (280 p.).

DOYLE, J. D.; PARSONS, S. A. Struvite formation, control and recovery. **Water Research**, v. 36, n. 16, p. 3925-3940, Sep 2002. ISSN 0043-1354. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000178600700001 >.

EPA. **Advanced Photochemical Oxidation Processes.** Washington, DC: United States Environmental Protection Agency, 1998. *E-book* (97 p.).

ESCHER, B. I. et al. Monitoring the removal efficiency of pharmaceuticals and hormones in different treatment processes of source-separated urine with bioassays. **Environmental Science & Technology**, v. 40, n. 16, p. 5095-5101, Aug 2006. ISSN 0013-936X. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000239684900048 >.

ETTER, B. et al. Low-cost struvite production using source-separated urine in Nepal. **Water Research**, v. 45, n. 2, p. 852-862, Jan 2011. ISSN 0043-1354. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000286790500044 >.

GOLDER, D. et al. Human urine is an excellent liquid waste for the culture of fish food organism, *Moina micrura*. **Ecological Engineering**, v. 30, n. 4, p. 326-332, Aug 2007. ISSN 0925-8574. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000248309200004 >.

HE, J. et al. Interfacial mechanisms of heterogeneous Fenton reactions catalyzed by iron-based materials: A review. **Journal of Environmental Sciences**, v. 39, p. 97-109, Jan 2016. ISSN 1001-0742. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000371515800013 >.

HERNANDEZ, R. et al. Comparing the performance of various advanced oxidation processes for treatment of acetone contaminated water. **Journal of Hazardous Materials**, v. 92, n. 1, p. 33-50, May 2002. ISSN 0304-3894. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000175602800004 >.

HOGLUND, C. et al. Evaluation of faecal contamination and microbial die-off in urine separating sewage systems. **Water Science and Technology**, v. 38, n. 6, p. 17-25, 1998. ISSN 0273-1223. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000077345800004 >.

IKEURA, H.; KOBAYASHI, F.; TAMAKI, M. Removal of residual pesticide, fenitrothion, in vegetables by using ozone microbubbles generated by different methods. **Journal of Food Engineering**, v. 103, n. 3, p. 345-349, Apr 2011. ISSN 0260-8774. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000287275000016 >.

ISHII, S. K. L.; BOYER, T. H. Life cycle comparison of centralized wastewater treatment and urine source separation with struvite precipitation: Focus on urine nutrient management. **Water Research**, v. 79, p. 88-103, Aug 2015. ISSN 0043-1354. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000356198800009 >.

JAHNE, M. A. et al. Droplet digital PCR quantification of norovirus and adenovirus in decentralized wastewater and graywater collections: Implications for onsite reuse. **Water Research**, v. 169, p. 8, Feb 2020. ISSN 0043-1354. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000509632100018 >.

JANA, B. B.; RANA, S.; BAG, S. K. Use of human urine in phytoplankton production as a tool for ecological sanitation. **Water Science and Technology**, v. 65, n. 8, p. 1350-1356, 2012. ISSN 0273-1223. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000302957600002 >.

JODAR-ABELLAN, A.; FERNANDEZ-ARACIL, P.; MELGAREJO-MORENO, J. Assessing Water Shortage through a Balance Model among Transfers, Groundwater, Desalination, Wastewater Reuse, and Water Demands (SE Spain). **Water**, v. 11, n. 5, p. 18, May 2019. ISSN 2073-4441. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000472680400139 >.

JÖNSSON, H.; BAKY, A.; JEPPSSON, Ulf; HELLSTRÖM, D.; KÄRRMAN, E. Composition of urine, faeces, greywater and biowaste for utilisation in the URWARE model. **Urban Water Report**, Gothenburg, v. 2005:6, 2005. Disponível em: <https://www.iea.lth.se/publications/Reports/LTH-IEA-7222.pdf>.

KASONGA, Teddy Kabeya; COETZEE, Martie A.A.; KAMIKA, Ilunga; NGOLE-JEME, Veronica M.; MOMBA, Maggy NdomboBenteke. Endocrine-disruptive chemicals as contaminants of emerging concern in wastewater and surface water: A review. **Journal of Environmental Management**, [s. l.], v. 277, ed. 111485, 2 out. 2020. DOI <https://doi.org/10.1016/j.jenvman.2020.111485>.

KEMACHEEVAKUL, P.; POLPRASERT, C.; SHIMIZU, Y. Phosphorus recovery from human urine and anaerobically treated wastewater through pH adjustment and chemical precipitation. **Environmental Technology**, v. 32, n. 7, p. 693-698, 2011. ISSN 0959-3330. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000291812300002 >.

KIRCHMANN, H.; PETTERSSON, S. HUMAN URINE - CHEMICAL-COMPOSITION AND FERTILIZER USE EFFICIENCY. **Fertilizer Research**, v. 40, n. 2, p. 149-154, 1995. ISSN 0167-1731. Available at: < <Go to ISI>://WOS:A1995RD98900010 >.

KOBAYASHI, Y. et al. Life cycle assessment of decentralized greywater treatment systems with reuse at different scales in cold regions. **Environment International**, v. 134, p. 16, Jan 2020. ISSN 0160-4120. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000501344500047 >.

LAHMOURI, M.; DREWES, J. E.; GONDHALEKAR, D. Analysis of Greenhouse Gas Emissions in Centralized and Decentralized Water Reclamation with Resource Recovery Strategies in Leh Town, Ladakh, India, and Potential for Their Reduction in Context of the Water-Energy-Food Nexus. **Water**, v. 11, n. 5, p. 28, May 2019. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000472680400036 >.

LANGERGRABER, G.; MUELLEGGER, E. Ecological Sanitation - a way to solve global sanitation problems? **Environment International**, v. 31, n. 3, p. 433-444, Apr 2005. ISSN 0160-4120. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000227587600011 >.

LARSEN, T. A. et al. Source Separation: Will We See a Paradigm Shift in Wastewater Handling? **Environmental Science & Technology**, v. 43, n. 16, p. 6121-6125, Aug 2009. ISSN 0013-936X. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000268907700006 >.

- LEIGH, N. G.; LEE, H. Sustainable and Resilient Urban Water Systems: The Role of Decentralization and Planning. **Sustainability**, v. 11, n. 3, p. 17, Feb 2019. ISSN 2071-1050. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000458929500363 >.
- LIMA, V. B. et al. Degradation of antibiotic ciprofloxacin by different AOP systems using electrochemically generated hydrogen peroxide. **Chemosphere**, v. 247, p. 7, May 2020. ISSN 0045-6535. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000527924400019 >.
- LIU, A. Q. et al. Decentralized wastewater treatment in an urban setting: a pilot study of the circulating fluidized bed bioreactor treating septic tank effluent. **Environmental Technology**, p. 11, ISSN 0959-3330. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000493780500001 >.
- LIU, X. N. et al. Influence of process parameters on phosphorus recovery by struvite formation from urine. **Water Science and Technology**, v. 68, n. 11, p. 2434-2440, 2013. ISSN 0273-1223. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000328740600016 >.
- MALILA, R.; LEHTORANTA, S.; VISKARI, E. L. The role of source separation in nutrient recovery - Comparison of alternative wastewater treatment systems. **Journal of Cleaner Production**, v. 219, p. 350-358, May 2019. ISSN 0959-6526. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000463122100032 >.
- MARTINS, G. et al. Phosphorus-iron interaction in sediments: can an electrode minimize phosphorus release from sediments? **Reviews in Environmental Science and Bio-Technology**, v. 13, n. 3, p. 265-275, Sep 2014. ISSN 1569-1705. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000339894100002 >.
- MAVHUNGU, A. et al. Advocating circular economy in wastewater treatment: Struvite formation and drinking water reclamation from real municipal effluents. **Journal of Environmental Chemical Engineering**, v. 8, n. 4, p. 14, Aug 2020. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000563931700011 >.
- MEDELLIN-CASTILLO, N. A. et al. Removal of diethyl phthalate from water solution by adsorption, photo-oxidation, ozonation and advanced oxidation process (UV/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub>, O<sub>3</sub>/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> and O<sub>3</sub>/activated carbon). **Science of the Total Environment**, v. 442, p. 26-35, Jan 2013. ISSN 0048-9697. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000313918200005 >.
- MEINZINGER, F.; OLDENBURG, M. Characteristics of source-separated household wastewater flows: a statistical assessment. **Water Science and Technology**, v. 59, n. 9, p. 1785-1791, 2009. ISSN 0273-1223. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000266276200014 >.
- Mendes, A. J., Rufino, S., Ferreira, R. & Brito, A. G. Resources Recovery and Decentralized Sanitation Fostered by a Urine Diversion Toilet Approach. *In*: European Water Association Spring Conference, 2., 2017, Lisboa, Portugal. **Sanitation approaches and solutions and the sustainable development goals** [...]. Lisboa, Portugal: [s. n.], 2018. p. 183-191.
- METCALF & EDDY. **Wastewater Engineering**: Tratament and Reuse. 5. ed. Nova Iorque: AMGH, 2016. 2008 p. ISBN 0073401188/9780073401188.
- MHATRE, Purva; PANCHAL, Rohit; SINGH, Anju; BIBYAN, Shyam. A systematic literature review on the circular economy initiatives in the European Union. **Sustainable Production and Consumption**, [s. l.], v. 26, p. 187-202, 21 set. 2020. DOI <https://doi.org/10.1016/j.spc.2020.09.008>
- MONTE, Maria Helena Marecos do; SANTOS, Maria Teresa Loureiro dos; BARREIROS, Ana Maria; ALBUQUERQUE, António. **Tratamento de Águas Residuais Operações e Processos de Tratamento Físico e Químico**. Lisboa, Portugal: ERSAR, 2016. ISBN 978-989-8360-32-8. *E-book* (508 p.).

NETTO, A.; FERNÁNDEZ Y FERNÁNDEZ, M. **Manual de hidráulica**. 9. ed. São Paulo, SP: Blucher, 2015. 632 p. ISBN 978-85-212-0500-5.

NIDHEESH, P. V. Heterogeneous Fenton catalysts for the abatement of organic pollutants from aqueous solution: a review. **Rsc Advances**, v. 5, n. 51, p. 40552-40577, 2015. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000354212300012 >.

PARLAMENTO EUROPEU E O CONSELHO DA UNIÃO EUROPEIA. **Diretiva nº 2013/39/UE, de 12 de agosto de 2013**. Que altera as Diretivas 2000/60/CE e 2008/105/CE no que respeita às substâncias prioritárias no domínio da política da água. Bruxelas: Jornal Oficial da União Europeia, n. 226/1, 12 ago. 2013.

PARLAMENTO EUROPEU E O CONSELHO DA UNIÃO EUROPEIA. **Diretiva nº 2008/105/CE, de 16 de dezembro de 2008**. Elativa a normas de qualidade ambiental no domínio da política da água, que altera e subsequentemente revoga as Directivas 82/176/CEE, 83/513/CEE, 84/156/CEE, 84/491/CEE e 86/280/CEE do Conselho, e que altera a Directiva 2000/60/CE. Estrasburgo: Jornal Oficial da União Europeia, n. L 384/84, 25 dez. 2008.

PENG, L. H. et al. A comprehensive review of phosphorus recovery from wastewater by crystallization processes. **Chemosphere**, v. 197, p. 768-781, Apr 2018. ISSN 0045-6535. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000426231900086 >.

PORDATA. **Preços da electricidade para utilizadores domésticos e industriais (Euro/ECU)**. [S. l.], 2020. Disponível em: [https://www.pordata.pt/Europa/Pre%C3%A7os+da+electricidade+para+utilizadores+do+m%C3%A9sticos+e+industriais+\(Euro+ECU\)-1477](https://www.pordata.pt/Europa/Pre%C3%A7os+da+electricidade+para+utilizadores+do+m%C3%A9sticos+e+industriais+(Euro+ECU)-1477).

PRADHAN, S. K.; HOLOPAINEN, J. K.; HEINONEN-TANSKI, H. Stored Human Urine Supplemented with Wood Ash as Fertilizer in Tomato (*Solanum lycopersicum*) Cultivation and Its Impacts on Fruit Yield and Quality. **Journal of Agricultural and Food Chemistry**, v. 57, n. 16, p. 7612-7617, Aug 2009b. ISSN 0021-8561. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000269042900065 >.

PRADHAN, S. K.; HOLOPAINEN, J. K.; HEINONEN-TANSKI, H. Stored Human Urine Supplemented with Wood Ash as Fertilizer in Tomato (*Solanum lycopersicum*) Cultivation and Its Impacts on Fruit Yield and Quality. **Journal of Agricultural and Food Chemistry**, v. 57, n. 16, p. 7612-7617, Aug 2009a. ISSN 0021-8561. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000269042900065 >.

RIBEIRO, A. R. et al. An overview on the advanced oxidation processes applied for the treatment of water pollutants defined in the recently launched Directive 2013/39/EU. **Environment International**, v. 75, p. 33-51, Feb 2015a. ISSN 0160-4120. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000348746600004 >.

RIVERA-UTRILLA, J. et al. Pharmaceuticals as emerging contaminants and their removal from water. A review. **Chemosphere**, v. 93, n. 7, p. 1268-1287, Oct 2013. ISSN 0045-6535. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000326858100003 >.

RIZZO, L. et al. Consolidated vs new advanced treatment methods for the removal of contaminants of emerging concern from urban wastewater. **Science of the Total Environment**, v. 655, p. 986-1008, Mar 2019. ISSN 0048-9697. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000455034600098 >.

RODRIGUES, D. M. et al. Recovery of phosphates as struvite from urine-diverting toilets: optimization of pH, Mg:PO<sub>4</sub> ratio and contact time to improve precipitation yield and crystal morphology. **Water Science and Technology**, v. 80, n. 7, p. 1276-1286, Oct 2019. ISSN 0273-1223. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000503485300007 >.

RODRIGUEZ-NARVAEZ, O. M. et al. Treatment technologies for emerging contaminants in water: A review. **Chemical Engineering Journal**, v. 323, p. 361-380, Sep 2017. ISSN 1385-8947. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000402343300038 >.

RONTELTAP, Mariska. **Phosphorus recovery from source-separated urine through the precipitation of struvite**. 2009. 101 p. Tese (For the degree of Doctor of Technical Sciences) - SWISS FEDERAL INSTITUTE OF TECHNOLOGY ZURICH, [S. l.], 2009. DOI <https://doi.org/10.3929/ethz-a-006042150>.

ROUT, P. R. et al. Treatment technologies for emerging contaminants in wastewater treatment plants: A review. **Science of the Total Environment**, v. 753, p. 17, Jan 2021. ISSN 0048-9697. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000588616700081 >.

SAEZ, C. et al. The Treatment of Actual Industrial Wastewaters Using Electrochemical Techniques. **Electrocatalysis**, v. 4, n. 4, p. 252-258, Dec 2013. ISSN 1868-2529. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000328166300009 >.

SCHONNING, C.; LEEMING, R.; STENSTROM, T. A. Faecal contamination of source-separated human urine based on the content of faecal sterols. **Water Research**, v. 36, n. 8, p. 1965-1972, Apr 2002. ISSN 0043-1354. Available at: <Go to ISI>://WOS:000175807700006 >.

SCHOUW, N. L. et al. Composition of human excreta - a case study from Southern Thailand. **Science of the Total Environment**, v. 286, n. 1-3, p. 155-166, Mar 2002. ISSN 0048-9697. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000174076300014 >.

SFEZ, S. et al. Improving the resource footprint evaluation of products recovered from wastewater: A discussion on appropriate allocation in the context of circular economy. **Resources Conservation and Recycling**, v. 148, p. 132-144, Sep 2019. ISSN 0921-3449. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000472242800012 >.

SHADDEL, S. et al. Struvite crystallization by using raw seawater: Improving economics and environmental footprint while maintaining phosphorus recovery and product quality. **Water Research**, v. 173, p. 12, Apr 2020. ISSN 0043-1354. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000523569000064 >.

SHALABY, M. S.; EL-RAFIE, S. Struvite Precipitation and Phosphorous Removal from Urine Synthetic Solution: Reaction Kinetic Study. **Bulletin of Chemical Reaction Engineering and Catalysis**, v. 10, n. 1, p. 88-97, 2015. ISSN 1978-2993. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000366585500013 >.

SILVA, D. B. et al. Performance and kinetic modelling of photolytic and photocatalytic ozonation for enhanced micropollutants removal in municipal wastewaters. **Applied Catalysis B-Environmental**, v. 249, p. 211-217, Jul 2019. ISSN 0926-3373. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000464487500020 >.

SIMHA, P.; GANESAPILLAI, M. Ecological Sanitation and nutrient recovery from human urine: How far have we come? A review. **Sustainable Environment Research**, v. 27, n. 3, p. 107-116, May 2017. ISSN 2468-2039. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000426989000001 >.

SOON, A. N.; HAMEED, B. H. Heterogeneous catalytic treatment of synthetic dyes in aqueous media using Fenton and photo-assisted Fenton process. **Desalination**, v. 269, n. 1-3, p. 1-16, Mar 2011. ISSN 0011-9164. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000288060500001 >.

SOUZA, João Pedro da Silva. **PRECIPITAÇÃO DE ESTRUVITA EM ESCALA PILOTO VISANDO À RECUPERAÇÃO DO FÓSFORO**. 2017. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental.) - Escola Politécnica & Escola de Química, da Universidade Federal do Rio de Janeiro, [S. l.], 2017. Disponível em: <<http://dissertacoes.poli.ufrj.br/dissertacoes/dissertpoli2101.pdf>>

- STEFAN, Mihaela I. **Advanced Oxidation Process for Water Treatment: Fundamentals and Applications**. Londres: IWA Publishing, 2018. 681 p. ISBN 9781780407197. *E-book* (681 p.).
- U.S. Geological Survey, 2020, Mineral commodity summaries 2020: U.S. Geological Survey, 200 p., <https://doi.org/10.3133/mcs2020>.
- UDERT, K. M. et al. Urea hydrolysis and precipitation dynamics in a urine-collecting system. **Water Research**, v. 37, n. 11, p. 2571-2582, Jun 2003. ISSN 0043-1354. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000183430000004 >.
- VIEIRA, W. T. et al. Removal of endocrine disruptors in waters by adsorption, membrane filtration and biodegradation. A review. **Environmental Chemistry Letters**, v. 18, n. 4, p. 1113-1143, Jul 2020. ISSN 1610-3653. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000542687900007>.
- VINNERAS, B. et al. Inactivation of bacteria and viruses in human urine depending on temperature and dilution rate. **Water Research**, v. 42, n. 15, p. 4067-4074, Sep 2008. ISSN 0043-1354. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000259919800005 >.
- WAINAINA, S. et al. Resource recovery and circular economy from organic solid waste using aerobic and anaerobic digestion technologies. **Bioresource Technology**, v. 301, p. 14, Apr 2020. ISSN 0960-8524. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000509989500048 >.
- WANG, C. K.; LIN, C. K. Degradation of Tetramethylammonium Hydroxide through the Coupling of Ozonation with Other Advanced Oxidation Processes. **Ozone-Science & Engineering**, v. 42, n. 5, p. 439-449, Sep 2020. ISSN 0191-9512. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000499092300001 >.
- WANG, J. L.; ZHUAN, R. Degradation of antibiotics by advanced oxidation processes: An overview. **Science of the Total Environment**, v. 701, p. 15, Jan 2020. ISSN 0048-9697. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000498801400021 >.
- WANG, N. N. et al. A review on Fenton-like processes for organic wastewater treatment. **Journal of Environmental Chemical Engineering**, v. 4, n. 1, p. 762-787, Mar 2016. ISSN 2213-2929. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000391557600085 >.
- WANG, Q. M. et al. Assessment of Phosphorus Recovery from Swine Wastewater in Beijing, China. **Sustainability**, v. 9, n. 10, p. 14, Oct 2017. ISSN 2071-1050. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000414896200175 >.
- WANG, S. Z.; WANG, J. L. Activation of peroxymonosulfate by sludge-derived biochar for the degradation of triclosan in water and wastewater. **Chemical Engineering Journal**, v. 356, p. 350-358, Jan 2019. ISSN 1385-8947. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000447004100037 >.
- WANG, Y. et al. Degradation of clofibric acid by UV, O-3 and UV/O-3 processes: Performance comparison and degradation pathways. **Journal of Hazardous Materials**, v. 379, p. 11, Nov 2019. ISSN 0304-3894. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000488419700021 >.
- WARDENIER, N. et al. Micropollutant elimination by O-3, UV and plasma-based AOPs: An evaluation of treatment and energy costs. **Chemosphere**, v. 234, p. 715-724, Nov 2019. ISSN 0045-6535. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000488136200073 >.
- WEI, S. P. et al. Recovery of phosphorus and nitrogen from human urine by struvite precipitation, air stripping and acid scrubbing: A pilot study. **Chemosphere**, v. 212, p. 1030-1037, Dec 2018. ISSN 0045-6535. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000447478100111 >.

WILSENACH, J.; VAN LOOSDRECHT, M. Impact of separate urine collection on wastewater treatment systems. **Water Science and Technology**, v. 48, n. 1, p. 103-110, 2003. ISSN 0273-1223. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000185292800013 >.

YANG, S. P. et al. Evaluation of chemistry and key reactor parameters for industrial water treatment applications of the UV/O-3 process. **Environmental Research**, v. 188, p. 9, Sep 2020. ISSN 0013-9351. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000564662200006 >.

YUAN, J. H. et al. Simultaneous in situ nutrient recovery and sustainable wastewater purification based on metal anion- and cation-targeted selective adsorbents. **Journal of Hazardous Materials**, v. 382, p. 7, Jan 2020. ISSN 0304-3894. Available at: < <Go to ISI>://WOS:000501387100041 >.

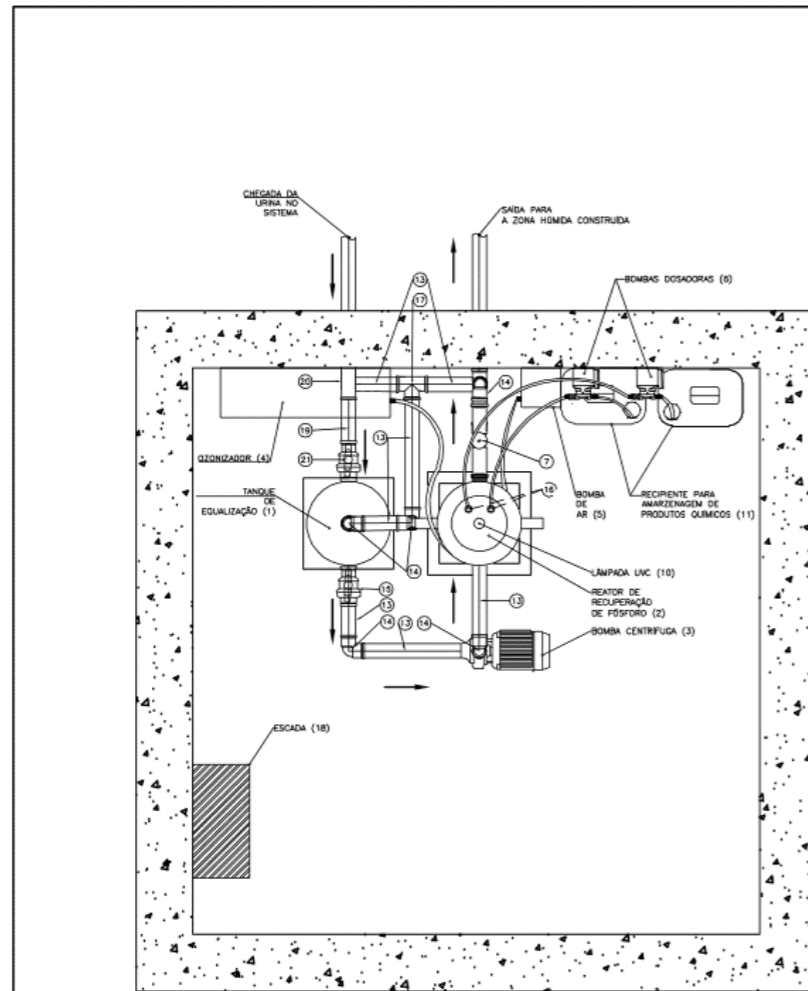
## 9 ANEXOS

### 9.1 Anexo I - Especificações técnicas e orçamento

Item	Descrição	Quantidade	Especificação técnica	Modelo/Fornecedor	Preço (€)
1	Válvula Solenóide	2	2 vias	PRIAC VZ-2	77,75
2	Tê para Montagem	1	-	CEPEX PP.43.IRR - 1"	15,00
3	Válvula de retenção (check valve)	1	PVC DN25	CEPEX Spring Series	7,15
4	Tubo PVC soldável – 4 metros	1	PVC Soldável DN25 – PN16	CEPEX	3,00
5	Curva curta 90°	7	PVC Soldável DN25	CEPEX	3,50
6	Válvula esfera	1	PVC Soldável DN25	CEPEX PVC-U Teflon®-EPDM	8,55
7	Adaptador para entrada dos produtos químicos	2	Rosca Macho espiga 12,8x1/2" DN9 (Casquilho)	Plimat	2,00
8	Tê 90°	2	PVC Soldável DN25	-	7,00
9	Tubagem – 4 metros	1	PVC Soldável DN50	CEPEX – 4m	9,75
10	Tê de redução	1	PVC Soldável 50x25mm	-	3,00
11	Válvula esfera	1	PVC Soldável DN50	CEPEX PVC-U Teflon®-EPDM	18,95
12	Tubo flexível	1	13,8mm	CEPEX SPX-Flex 30m	30,00
13	Nipple de Redução	1	Roscado 25x12,5mm	CEPEX PP. 33. MTR	2,00
14	Tanque de Equalização	1	-	*	50,00
15	Reactor de Recuperação de Fósforo	1	-	*	500,00
16	Gerador de Ozono	1	Capacidade de gerar 1g/h	SP-Mini 1g/h – ASP Ozono	2600,00
17	Bombas doseadoras	2	Capacidade de doseamento conforme descrito no estudo	BTS101/YZ15 LeadFluid	966,00
18	Lâmpada UV-C	1	18W	Phillips TUVPL-L 18W	17,00
19	Bomba centrífuga	1	0,25 cv	Sterwins 250W	50,00

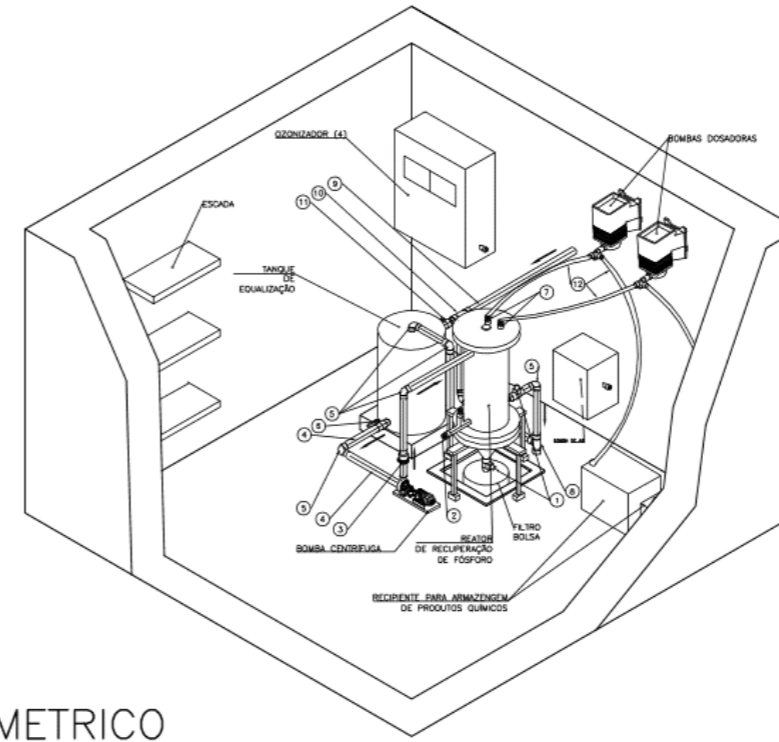
<b>Item</b>	<b>Descrição</b>	<b>Quantidade</b>	<b>Especificação técnica</b>	<b>Modelo/Fornecedor</b>	<b>Preço (€)</b>
20	Bomba de ar	1	Capacidade de no mínimo 10 L/h	Ehein1000	50,00
21	Bolsa Filtrante	1	Nylon com 0,08m <sup>2</sup> de área filtrante e 5µm	Sentinel 5µm de Nylon	31,00
22	Sensor de pH	1	-	Orbisint CPS11D	433,00
23	Sensor de nível	4	-	PRIAC – LS- SN2	75,74
24	Sanita Separadora	1	-	Ecoflush Wostman	432,00
<b>Total</b>					<b>5392,39</b>

9.2 Anexo II – Desenhos e detalhes do SARF



PLANTA

Sem escala

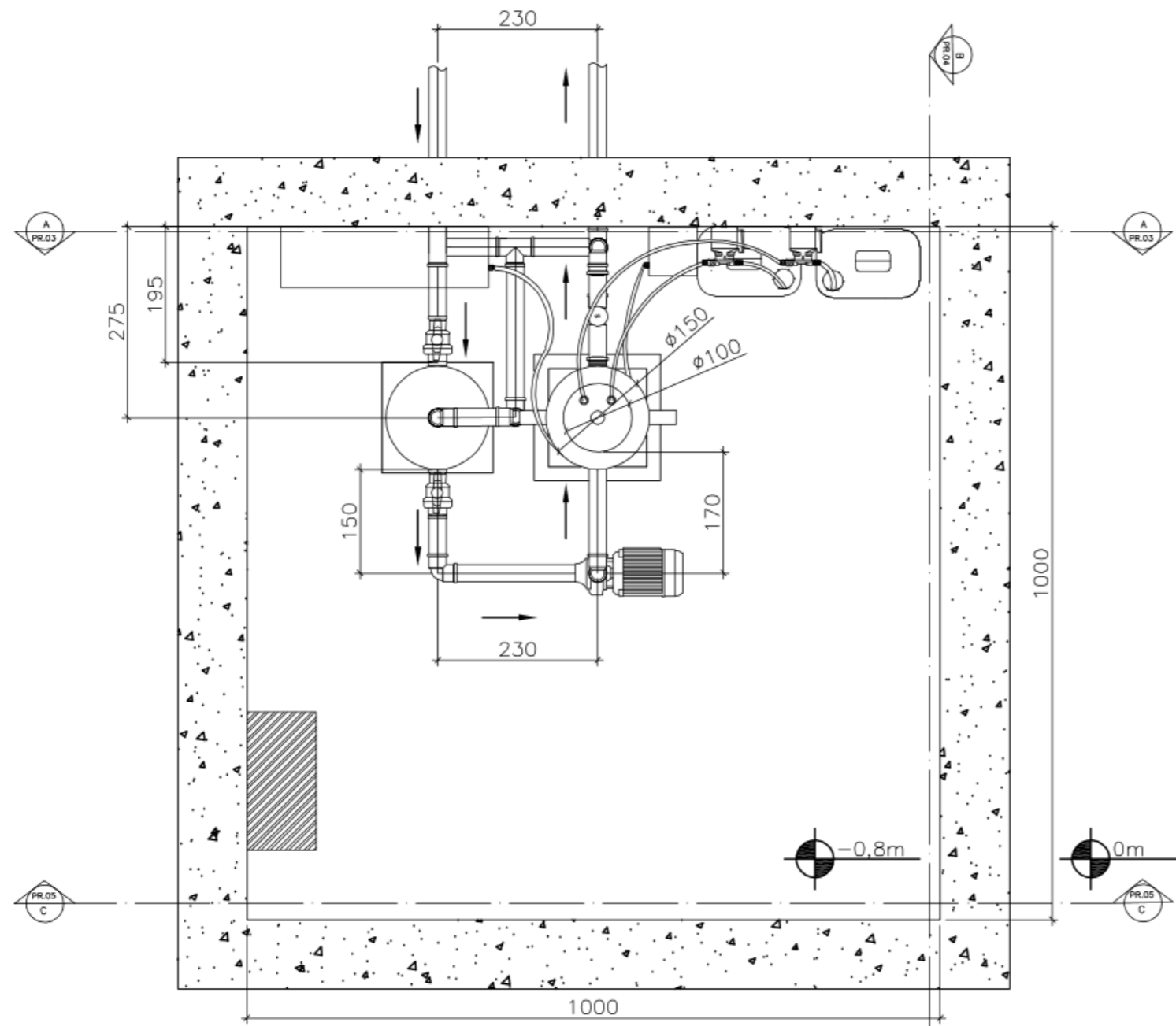


ISOMETRICO

Sem escala

QUADRO GERAL DE EQUIPAMENTOS, PEÇAS E TUBOS		
ITEM	DESCRIÇÃO	QNT.
1	VÁLVULAS SOLENÓIDES	2
2	TÊ PARA MONTAGEM - CEPEX PP.43.IRR - 1"	1
3	VÁLVULA DE RETENÇÃO (CHECK VALVE) PVC SOLDÁVEL 1"	1
4	TUBO PVC SOLDÁVEL 1" - 3 METROS	1
5	CURVA CURTA 90° 1"	7
6	VÁLVULA ESFERA PVC 1"	1
7	ADAPTADOR ROSCA MACHO ESPIGA 13,8X1/2" DN9	2
8	TÊ 90° PVC SOLDÁVEL 1"	2
9	TUBO PVC SOLDÁVEL 2" - 6 METROS	1
10	TÊ 90° DE REDUÇÃO PVC SOLDÁVEL 50X25mm	1
11	VÁLVULA ESFERA PVC 2"	1
12	MANGUEIRA TRANSPARENTE 13,8mm	1

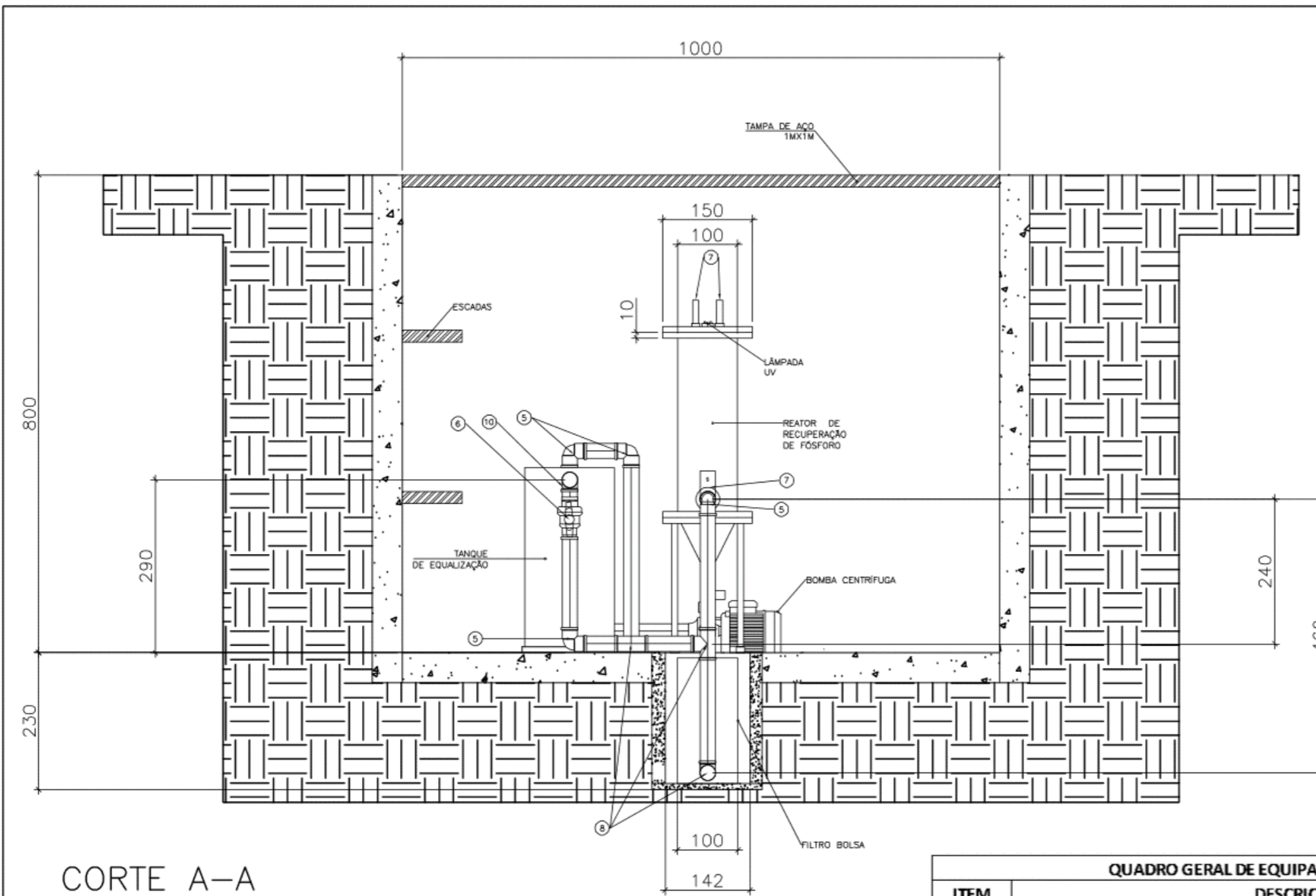
NOTAS 1 - Cotas em milímetros, Níveis em metros 2 - As TAGs indicadas nos desenhos estão descritas no memorial descritivo da ETAR						TÍTULO	CLIENTE	PROJETO		
							MORADIA D - INSTITUTO SUPERIOR DE AGRONOMIA -ISA	ANDRE GANDINI CANDIDO		
00	Emissão inicial	31/08/2020	AG			CONTEÚDO	MORADA	REVISÃO	ESCALA	DATA DA REV.
REVISÃO	DESCRIÇÃO	DATA	ELABORADO	REVISADO	APROVADO	PLANTA, ISOMÉTRICO E QUADRO DE MATERIAIS	TAPADA DA AJUDA, LISBOA	00	Indicada	-
QUADRO DE REVISÕES								FORMATO	PROJETO Nº	FOLHA
								A3	SARF - RES.D.ISA-31082020-REV00-PR.01	01/09



PLANTA DA MORADIA D

PLANTA DO SISTEMA DE RECUPERAÇÃO DE FÓSFORO  
1:75

NOTAS 1 - Cotas em centímetros.					TÍTULO	CLIENTE	PROJETO		
						MORADIA D - INSTITUTO SUPERIOR DE AGRONOMIA	ANDRÉ GANDINI CANDIDO		
00	Emissão inicial	31/08/2020	AG		CONTEÚDO	ENDEREÇO	REVISÃO	ESCALA	DATA DA REV.
REVISÃO	DESCRIÇÃO	DATA	ELABORADO	REVISADO	APROVADO	TAPADA DA AJUDA, LISBOA	00	Indicada	-
QUADRO DE REVISÕES					PLANTA		A3	PROJETO N° SARF-RES.D.ISA-31082020-REV00-PR.02	FOLHA 02/09

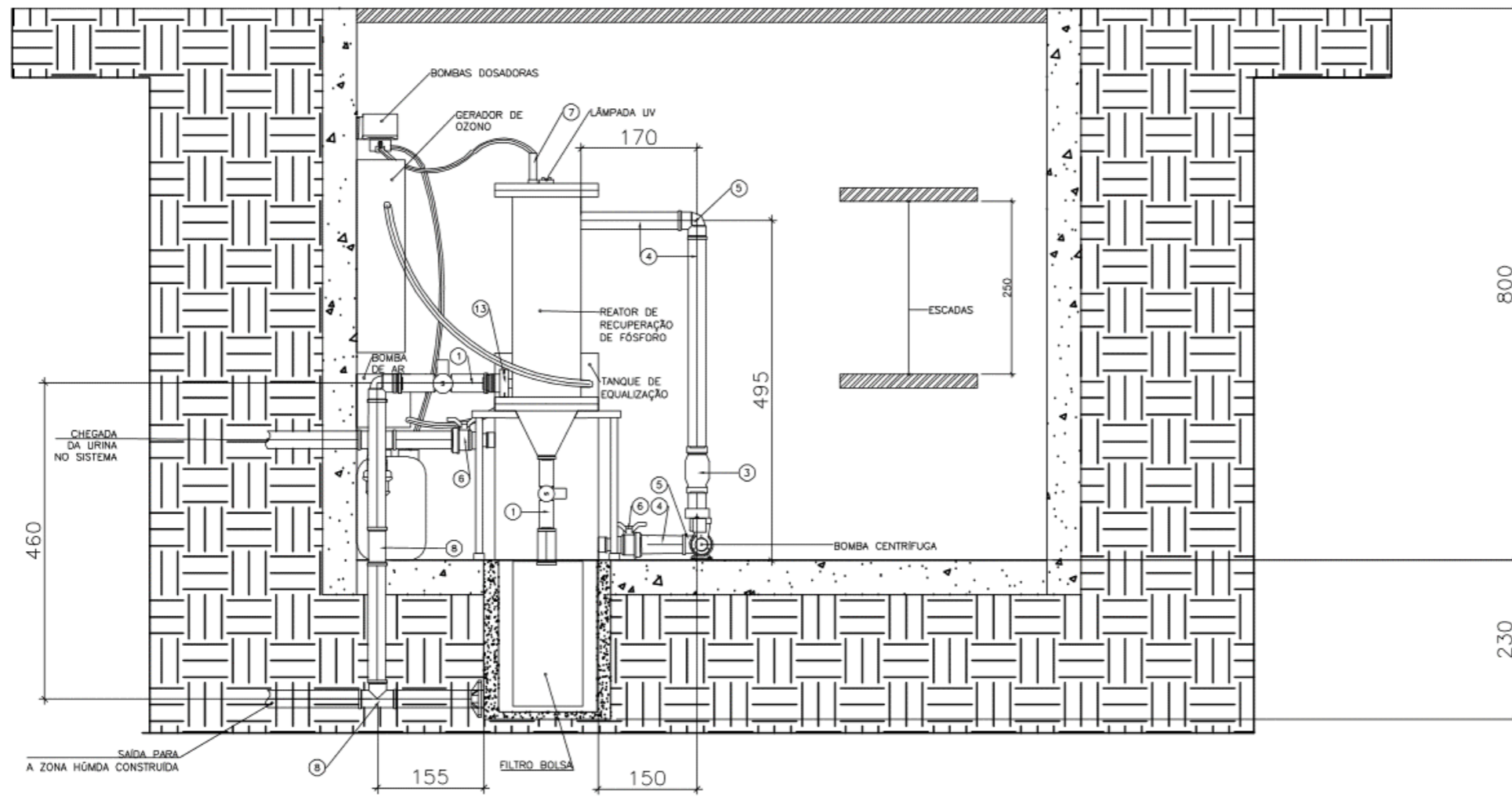


**CORTE A-A**

Sem escala

QUADRO GERAL DE EQUIPAMENTOS, PEÇAS E TUBOS		
ITEM	DESCRIÇÃO	QNT.
5	CURVA CURTA 90° 1"	7
6	VÁLVULA ESFERA PVC 1"	1
7	ADAPTADOR ROSCA MACHO ESPIGA 13,8X1/2" DN9	2
8	TÊ 90° PVC SOLDÁVEL 1"	2

NOTAS 1 - Cotas em centímetros.					TÍTULO SISTEMA AVANÇADO DE RECUPERAÇÃO DE FÓSFORO - SARF		CLIENTE MORADIA D - INSTITUTO SUPERIOR DE AGRONOMIA		PROJETO ANDRÉ GANDINI CANDIDO	
QUADRO DE REVISÕES					CONTEÚDO CORTE A-A		ENDEREÇO TAPADA DA AJUDA, LISBOA		REVISÃO 00	
00	Emissão inicial	31/08/2020	AG					ESCALA Indicada	DATA DA REV. -	
REVISÃO	DESCRIÇÃO	DATA	ELABORADO	REVISADO	APROVADO			FORMATO A3	PROJETO N° SARF-RES.D.ISA-31082020-REV00-PR.03	
										FOLHA 03/09



**CORTE B-B**  
Sem escala

QUADRO GERAL DE EQUIPAMENTOS, PEÇAS E TUBOS		
ITEM	DESCRIÇÃO	QNT.
1	VÁLVULAS SOLENÓIDES	2
3	VÁLVULA DE RETENÇÃO (CHECK VALVE) PVC SOLDÁVEL 1"	1
4	TUBO PVC SOLDÁVEL 1" - 3 METROS	1
5	CURVA CURTA 90° 1"	7
6	VÁLVULA ESFERA PVC 1"	1
7	ADAPTADOR ROSCA MACHO ESPIGA 13,8X1/2" DN9	2
8	TÊ 90° PVC SOLDÁVEL 1"	2
13	NIPPLE DE REDUÇÃO ROSCADO 1"X1/2"	1

NOTAS

1 - Cotas em centímetros.

REVISÃO	DESCRIÇÃO	DATA	ELABORADO	REVISADO	APROVADO
00	Emissão inicial	31/08/2020	AG		

QUADRO DE REVISÕES

TÍTULO  
SISTEMA AVANÇADO DE  
RECUPERAÇÃO DE FÓSFORO  
- SARF

CONTEÚDO  
CORTE B-B

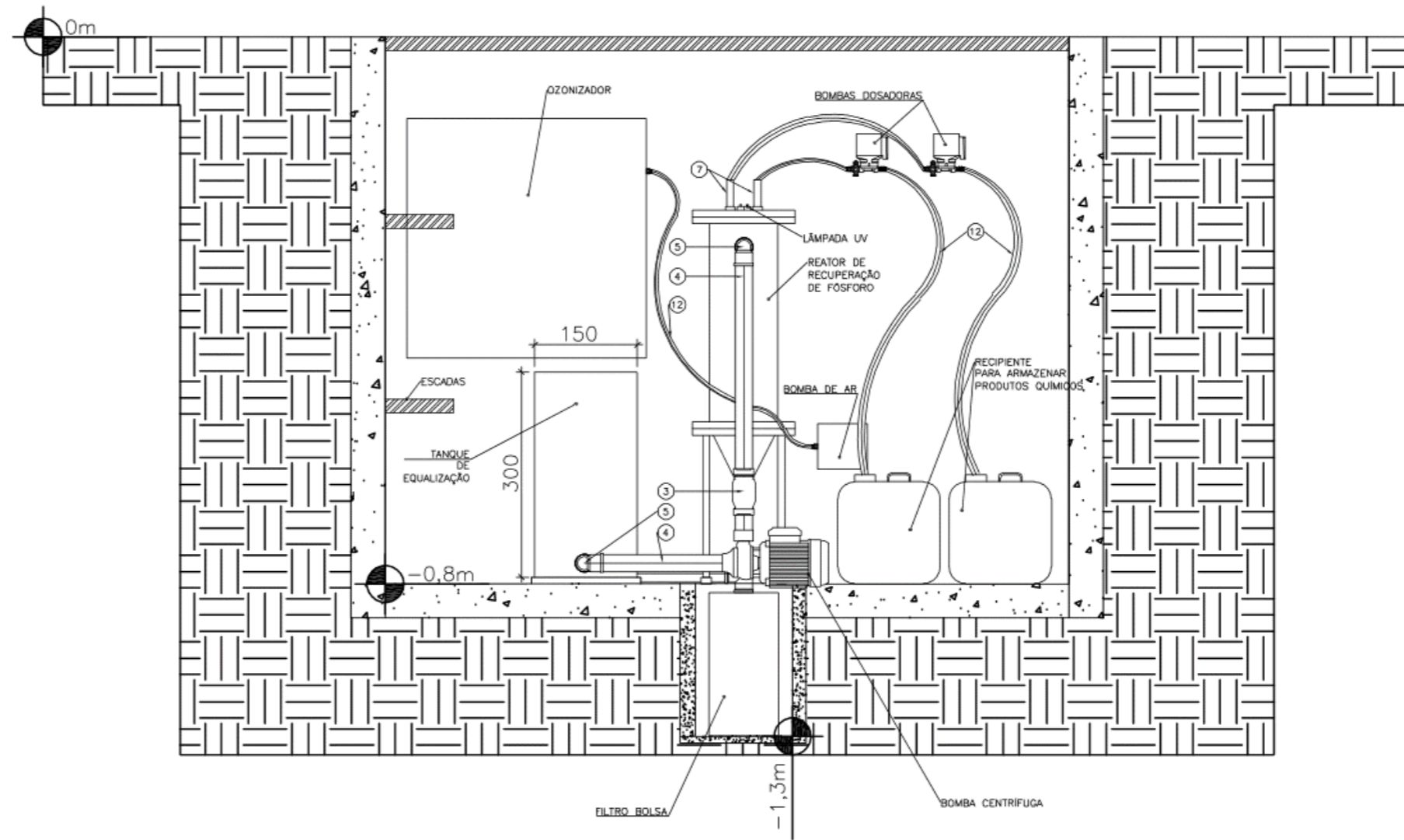
CLIENTE  
MORADIA D - INSTITUTO SUPERIOR  
DE AGRONOMIA

ENDEREÇO  
TAPADA DA AJUDA, LISBOA

PROJETO  
ANDRÉ GANDINI CANDIDO

REVISÃO  
00  
ESCALA  
Indicada  
FORMATO  
A3  
PROJETO N°  
SARF-RES.D.ISA-31082020-  
REV00-PR.04

DATA DA REV.  
-  
FOLHA  
04/09



QUADRO GERAL DE EQUIPAMENTOS, PEÇAS E TUBOS

ITEM	DESCRIÇÃO	QNT.
3	VÁLVULA DE RETENÇÃO (CHECK VALVE) PVC SOLDÁVEL 1"	1
4	TUBO PVC SOLDÁVEL 1" - 3 METROS	1
5	CURVA CURTA 90° 1"	7
7	ADAPTADOR ROSCA MACHO ESPIGA 13,8X1/2" DN9	2
12	MANGUEIRA TRANSPARENTE 13,8mm	1

CORTE C-C

Sem escala

NOTAS

1 - Cotas em centímetros.

REVISÃO	DESCRIÇÃO	DATA	ELABORADO	REVISADO	APROVADO
00	Emissão inicial	31/08/2020	AG		
QUADRO DE REVISÕES					

TÍTULO  
SISTEMA AVANÇADO DE  
RECUPERAÇÃO DE FÓSFORO  
- SARF

CONTEÚDO  
CORTE C-C

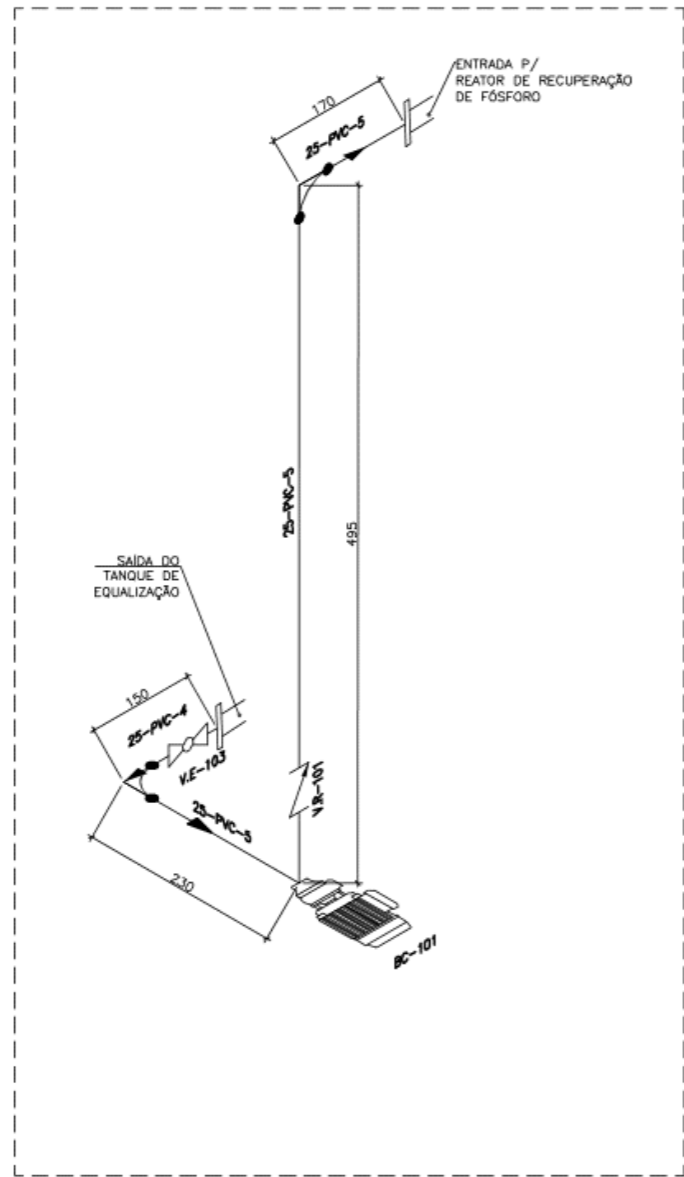
CLIENTE  
MORADIA D - INSTITUTO SUPERIOR  
DE AGRONOMIA

ENDEREÇO  
TAPADA DA AJUDA, LISBOA

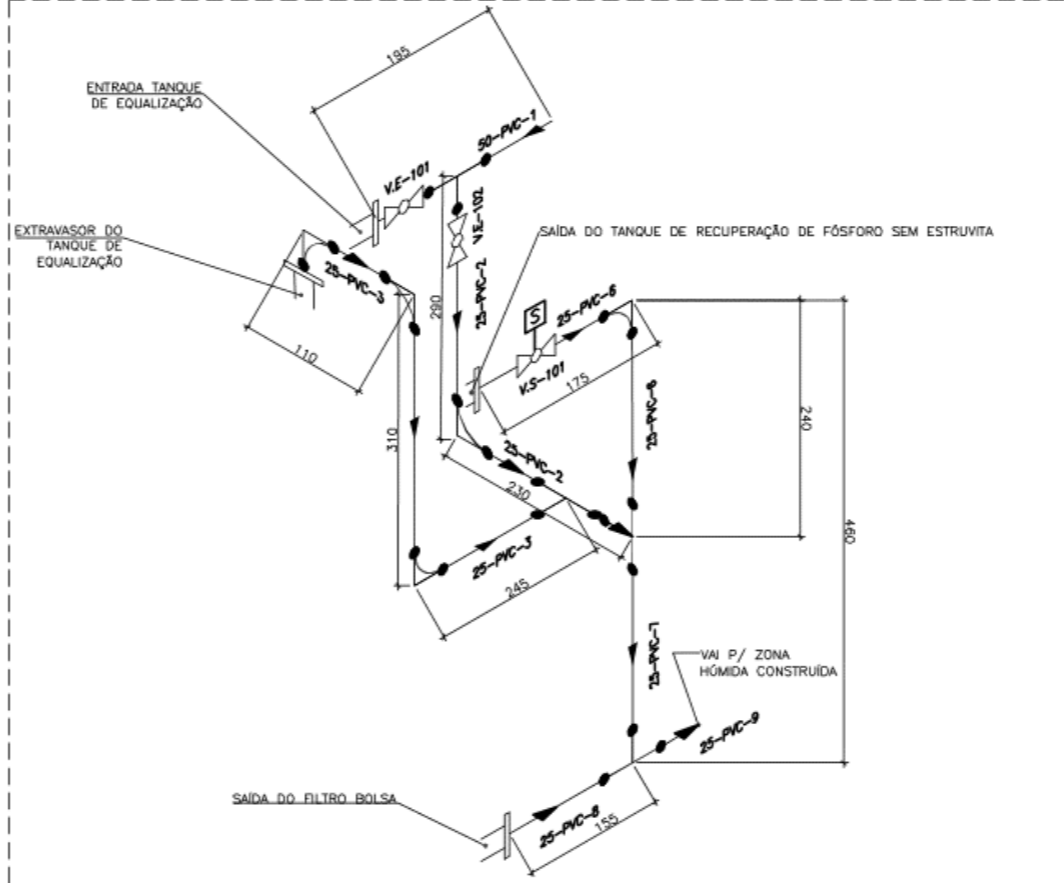
PROJETO  
ANDRÉ GANDINI CANDIDO

REVISÃO 00	ESCALA Indicada	DATA DA REV. -
FORMATO A3	PROJETO N° SARF-RES.D.ISA-31082020- REV00-PR.05	FOLHA 05/09

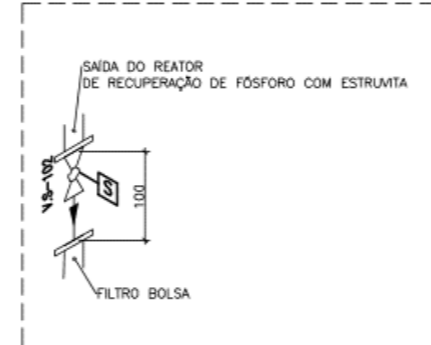
ÁREA 01



ÁREA 02



ÁREA 03



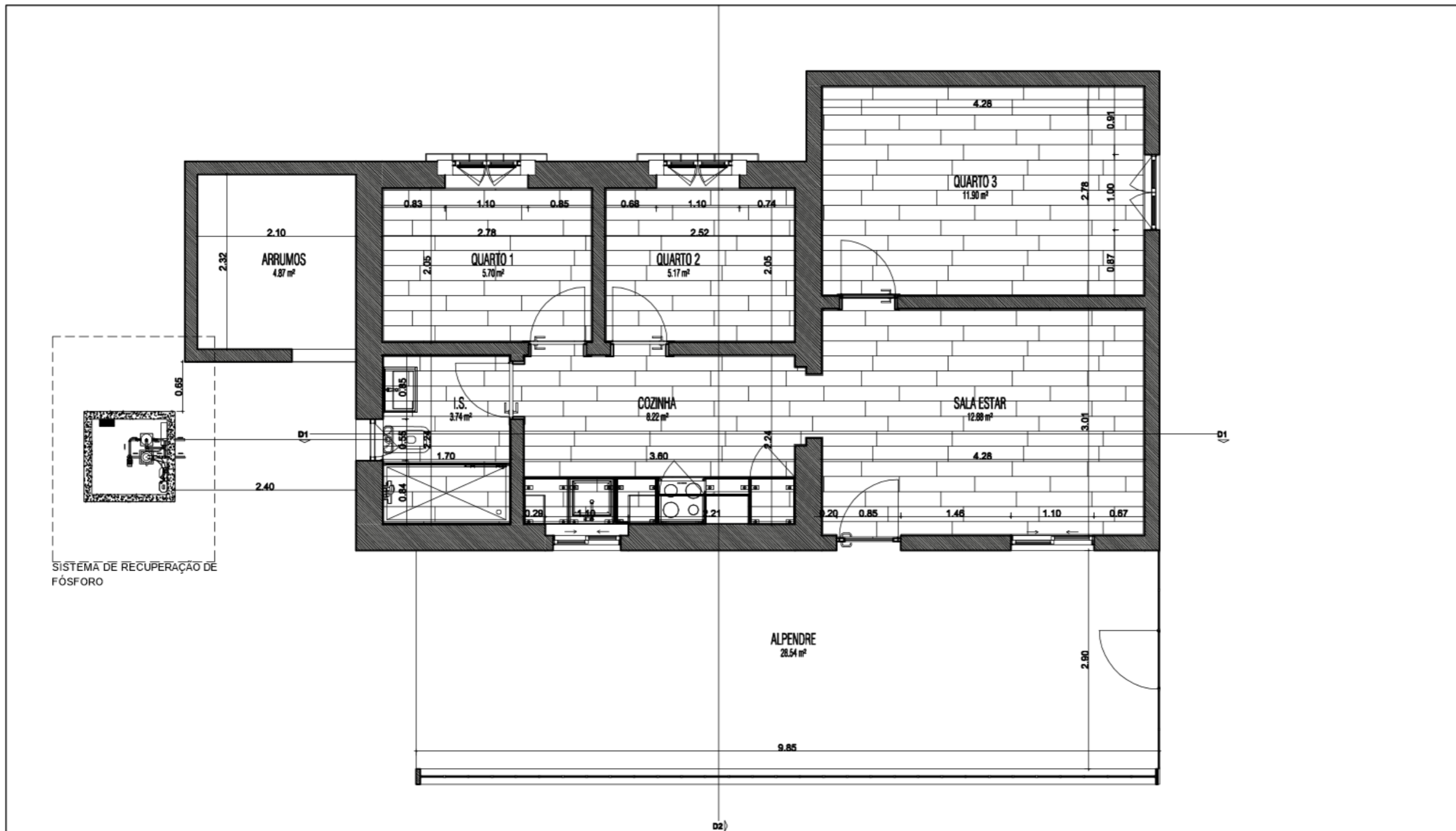
LEGENDA

- Válvula Esfera
- Curva curta 90°
- Tê 90°
- Válvula solenóide
- Entrada/saída de equipamentos
- Sentido do fluxo

NOTAS

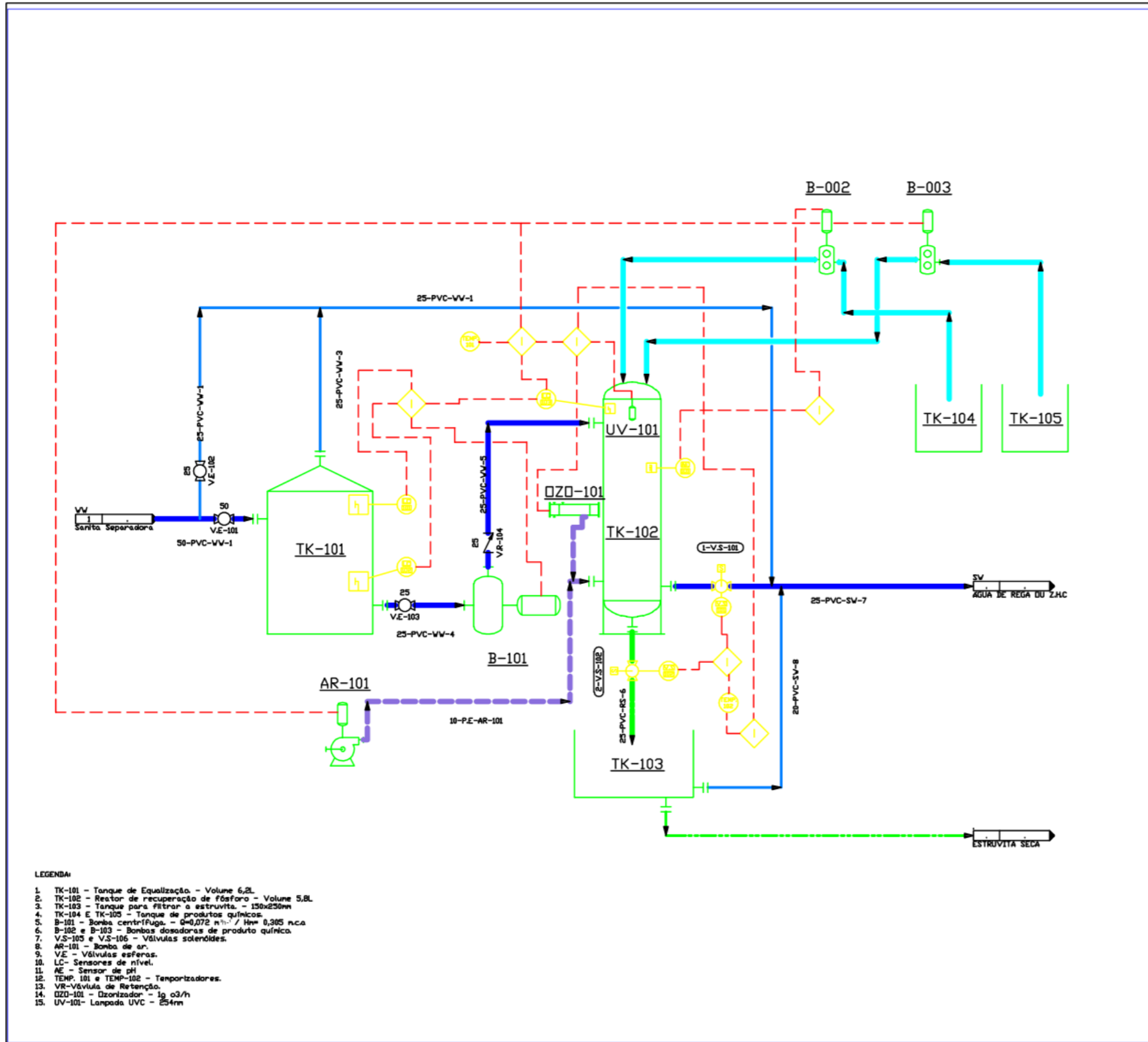
- 1-Área 01 corresponde às tubagens relativas à saída do tanque de equalização até a entrada do reator de recuperação de fósforo.
- 2- Área 02 corresponde às tubagens da entrada do sistema de tratamento até o tanque de equalização, a tubagem by-pass, o extravasor do tanque de equalização, a saída do reator de recuperação de fósforo e a saída do filtro bolsa.
- 3- Área 03 corresponde à saída do fundo cônico do reator de recuperação de fósforo para o filtro bolsa

NOTAS 1 - Cotas em milímetro.					TÍTULO SISTEMA AVANÇADO DE RECUPERAÇÃO DE FÓSFORO - SARF		CLIENTE MORADIA D - INSTITUTO SUPERIOR DE AGRONOMIA		PROJETO ANDRÉ GANDINI CANDIDO	
					CONTEÚDO ISOMÉTRICO DAS TUBULAÇÕES		ENDEREÇO TAPADA DA AJUDA, LISBOA		REVISÃO 00	
									ESCALA Indicada	
									DATA DA REV. -	
00	Emissão inicial	31/08/2020	AG						FORMATO A3	
REVISÃO	DESCRIÇÃO	DATA	ELABORADO	REVISADO	APROVADO				PROJETO N° SARF-RES.D.ISA-31082020-REV00-PR.06	
QUADRO DE REVISÕES									FOLHA 06/09	



NOTAS 1 - Cotas em centímetros.					TÍTULO SISTEMA AVANÇADO DE RECUPERAÇÃO DE FÓSFORO - SARF		CLIENTE MORADIA D - INSTITUTO SUPERIOR DE AGRONOMIA		PROJETO ANDRÉ GANDINI CANDIDO													
<table border="1"> <thead> <tr> <th>REVISÃO</th> <th>DESCRIÇÃO</th> <th>DATA</th> <th>ELABORADO</th> <th>REVISADO</th> <th>APROVADO</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>00</td> <td>Emissão inicial</td> <td>31/08/2020</td> <td>AG</td> <td></td> <td></td> </tr> </tbody> </table>					REVISÃO	DESCRIÇÃO	DATA	ELABORADO	REVISADO	APROVADO	00	Emissão inicial	31/08/2020	AG			CONTEÚDO PLANTA DE LOCALIZAÇÃO DO SISTEMA DE RECUPERAÇÃO DE FÓSFORO NA MORADIA D		ENDEREÇO TAPADA DA AJUDA, LISBOA		REVISÃO 00 ESCALA Indicada PROJETO N° SARF-RES.D.ISA-31082020-REV00-PR.07 DATA DA REV. - FOLHA 07/09	
REVISÃO	DESCRIÇÃO	DATA	ELABORADO	REVISADO	APROVADO																	
00	Emissão inicial	31/08/2020	AG																			
QUADRO DE REVISÕES																						

9.3 Anexo III – PI&D do SARF



- LEGENDA:**
- TK-101 - Tanque de Equalização - Volume 6,2L.
  - TK-102 - Reator de recuperação de fósforo - Volume 5,8L.
  - TK-103 - Tanque para filtrar a estruvita. - 150x250mm
  - TK-104 e TK-105 - Tanque de produtos químicos.
  - B-101 - Bomba centrífuga - Q=0,072 m<sup>3</sup>/h / H= 0,305 mca
  - B-102 e B-103 - Bombas dosadoras de produto químico.
  - V.S-105 e V.S-106 - Válvulas solenóides.
  - AR-101 - Bomba de ar.
  - VE - Válvulas esferas.
  - LC - Sensores de nível.
  - AE - Sensor de pH.
  - TEMP. 101 e TEMP-102 - Temporizadores.
  - VR-Válvula de Retenção.
  - OZO-101 - Ozonizador - 1g o3/h
  - UV-101- Lâmpada UVC - 254nm

**Notas**

- A B-101 deve estar intertravada com os Sensores de Nível LC-101, LC-102 e LC-103. O LC-101 será responsável por acionar a B-101 quando o nível do TK-101 estiver cheio. LC-102 será responsável por desligar a B-101 quando nível do TK-101 estiver vazio. LC-103 será responsável por desativar a B-101 quando o TK-102 estiver cheio, de forma prioritária aos sinais do LC-101 e LC-102.
- O LC-103 deve estar intertravado com o Processo Oxidativo Avançado (POA, que é composto pelo OZO-101 e UV-101), com a B-102 e B-103.
- Lógica de funcionamento do reator: quando o LC-103 enviar o sinal que o TK-102 está completo, ativa-se o POA e o temporizador TEMP-101, quando o TEMP-101 finalizar a contagem, desliga-se o POA e liga a AR-101 e a B-102 e B-103 e ativa um novo temporizador TEMP-102, dando início ao processo de precipitação do fósforo. A B-102, responsável por dosar NaOH será desativada quando o sensor de pH AE-101 atingir o setpoint de 8,5. Após o temporizador do processo de precipitação do fósforo finalizar (30 minutos), ativa-se a V.S-106, responsável por descarregar a urina tratada. Após 65 segundos da ativação da V.S-106, ativa-se a V.S-105, responsável por encanhar a estruvita para o TK-103.
- Condições de funcionamento do sistema:
  - VE-101 aberta.
  - VE-102 fechada.
  - VE-103 aberta.
- A UV-101 estará dentro do TK-102

00	André Gandini Cândido	01.07.20
No.	Revisão	Data

Nome do desenho: PI&D  
 Sistema de tratamento e recuperação de recursos

Nome do Projeto: Estação de Recuperação de fósforo  
 Instituto Superior de Agronomia

Área	Moradia D- ISA	Stamp
Nº do desenho	ERF-PI&D-001-ISA	
Autor	André Gandini	

9.4 Anexo III – Desenho do Reactor de Recuperação de Fósforo

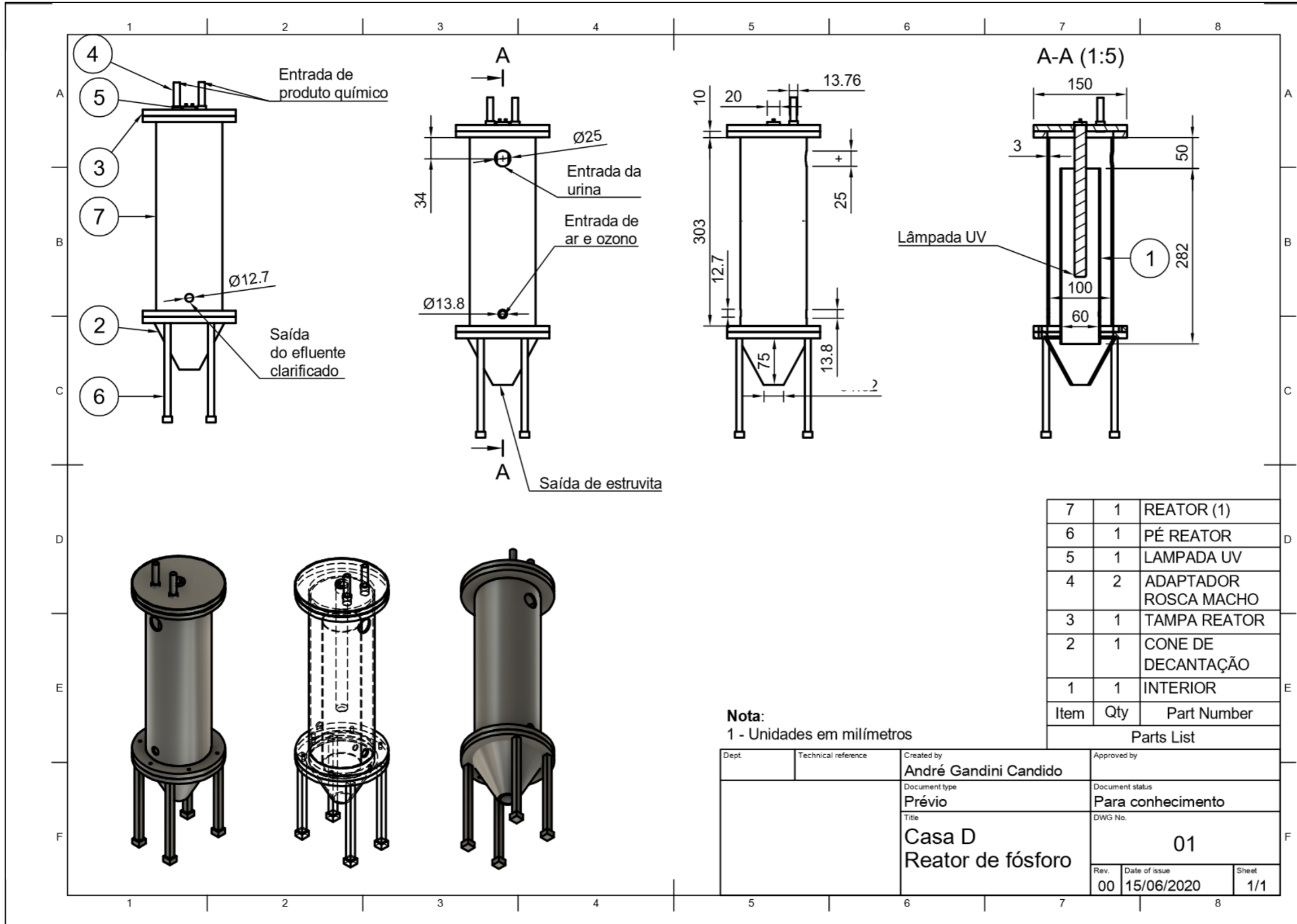




Figura 14 - Desenho do Reactor de Recuperação de Fósforo