

Estudo e Otimização dos Circuitos de Água Industrial da Unidade Fabril de Alverca

Jéssica Sofia Quina Barroso

Dissertação para obtenção do Grau de Mestre em

Engenharia Química

Orientadores: Prof. Sebastião Manuel Tavares da Silva Alves

Eng. Francisco Paiva Raposo Farrusco

Júri

Presidente: Henrique Anibal Santos de Matos

Orientador: Eng. Francisco Paiva Raposo Farrusco

Vogais: Maria Diná Ramos Afonso

Maio 2018

Agradecimentos

Pelo seu apoio e disponibilidade inestimável na realização da minha Dissertação de Mestrado quero deixar o meu Muito Obrigada às seguintes pessoas:

Aos engenheiros da ADP-Fertilizantes: Engº. Francisco Farrusco e Engº. Alexandre Lopes Dias;

Ao professor Sebastião Alves;

Aos meus pais;

À minha família;

E, como sempre, ao Pedro.

Agradeço também a todos aqueles que direta e indiretamente fizeram parte do meu crescimento académico.

Resumo

A obtenção de água desmineralizada pelo sistema de permuta iónica com qualidade inferior ao desejado e o reduzido desempenho deste sistema na ADP-Fertilizantes levou à necessidade do seu estudo e à obtenção de soluções.

Verificou-se que, devido à qualidade de água bruta de alimentação neste sistema, atualmente proveniente dos furos de captação própria, o tratamento utilizado atualmente não é suficiente, dado que a unidade de permuta iónica foi dimensionada para tratar água bruta proveniente do sistema de abastecimento público de Vila Franca de Xira.

A aquisição de soluções incluiu o estudo de tipo de resinas existentes, chegando-se à conclusão que as resinas utilizadas atualmente na unidade são as mais apropriadas. Como solução aponta-se a implementação de um sistema de osmose inversa, com pré-tratamento a montante, para melhorar a qualidade da água alimentada no sistema de permuta iónica.

Com a nova alimentação, o sistema de permuta passa a fornecer uma água com a qualidade desejada, aumentando o número de ciclos de produção e diminuindo o consumo de regenerantes.

Parte da água à saída do sistema de osmose inversa poderá substituir a água desmineralizada e a água do Sistema Municipal de Águas Sanitárias em certas zonas da unidade fabril, reduzindo-se também este consumo.

Finalmente, obteve-se o investimento fixo total necessário para o melhoramento do tratamento de águas e os benefícios que irá trazer, concluindo-se que os benefícios cobrem o investimento inicial em menos de 18 meses.

Palavras-Chave: Permuta Iónica, Osmose Inversa, Tratamento de águas, Resinas, Membranas, Processos de Separação

Abstract

The reduced quality of demineralized water by an ion exchange system and the deficient performance of this system at ADP-Fertilizantes led to the need of this study and the search for solutions.

It was found that, due to the feed quality of the raw water in the system, from the active boreholes, the current treatment is not enough, since the ion exchange unit was designed to treat raw water from municipal sanitary water system of Vila Franca de Xira.

It was concluded that the resins currently used in the unit are the most indicated, so long as of an upstream reverse osmosis system, with pre-treatment, is installed to improve the quality of the feed water.

Part of the water leaving the reverse osmosis will be used as feed of the present ion exchange system, giving the desired quality, increasing the number of production cycles and decreasing regenerant consumptions.

The remaining water that leaves the reverse osmosis can also replace the demineralized water and Municipal System Water in particular areas in the plant, reducing this consumption too.

Finally, the total fixed investment necessary to improve the water treatment and the benefits it will bring were estimated. It was concluded that the benefits cover the initial investment after less than 18 months.

Key-Words: Ion Exchange, Reverse Osmosis, Membranes, Resins, Water Treatment, Separation Processes.

Índice

1	Introdução.....	1
1.1	Enquadramento e Objetivos	1
1.2	Sistema de Águas da ADP-Fertilizantes ^[1]	1
1.2.1	Água de Captação	2
1.2.2	Água Potável	2
1.2.3	Água Desmineralizada	3
1.2.4	Água da Rede de Incêndios	3
1.2.5	Água de Refrigeração.....	3
1.2.5.1	2º Circuito de Refrigeração	3
1.2.5.2	4º Circuito de Refrigeração	5
1.2.5.3	8º Circuito de Refrigeração	5
1.2.6	Tratamento Químico das Águas na UFAA ^[4]	6
2	Teoria.....	8
2.1	Permuta Iónica ^{[2] [3]}	8
2.1.1	Resinas Catiónicas	8
2.1.2	Resinas Aniónicas	9
2.1.3	Funcionamento do Sistema de Desmineralização	10
2.1.4	Fatores que Influenciam o Desempenho e Tempo de Vida das Resinas	10
2.1.5	Capacidade e Seletividade das Resinas	11
2.1.6	Remoção de Sílica por Permuta Iónica ^[8]	14
2.1.7	Permuta Iónica na Estação de Tratamento U-445 da UFAA ^[1]	15
2.2	Osmose Inversa ^{[14][15][17]}	18
2.2.1	Funcionamento do Sistema de Osmose Inversa	18
2.2.2	Fatores que Influenciam a Performance das Membranas	19
2.2.3	Disposição das Membranas	22
3	Métodos Experimentais	24
3.1	Recolha de Amostras	24
3.2	Análise Laboratorial das Amostras.....	25
3.2.1	Determinação do pH da Água	25
3.2.2	Condutividade ^[21]	25

3.2.3	Teor em Sulfatos ^[22]	25
3.2.4	Alcalinidade das Águas (TA e TAC) ^{[23][24]}	26
3.2.5	Teor em Sílica.....	26
3.2.6	Teor em Cálcio (DCa).....	26
3.2.7	Dureza Total (TH).....	27
3.2.8	Teor em Cloretos	27
3.3	Tratamento dos Dados Obtidos pelas Análises Laboratoriais	27
4	Resultados e Discussão	29
4.1	Caracterização das Resinas de Permuta Iônica Existentes	29
4.1.1	Resultados Laboratoriais das Amostras.....	29
4.1.1.1	Primeira Recolha de Amostras.....	29
4.1.1.2	Segunda Recolha de Amostras.....	38
4.1.2	Comparação dos Resultados das Recolhas de Amostras	46
4.1.3	Comparação entre a Água Desmineralizada Desejada e a Obtida durante a Recolha de Amostras 47	
4.1.4	Cálculo das Capacidades Operacionais e do Volume Real.....	49
4.2	Opções para Tratamento de Água da UFAA	53
4.2.1	Comparação entre Resinas de Permuta Iônica	53
4.2.2	Sistema de Osmose Inversa ^{[14][15]}	54
4.2.2.1	Sistema Simples	56
4.2.2.2	Sistema Simples com Reciclagem	57
4.2.2.3	Sistema de Dois Andares	58
4.2.2.4	Sistema com Três Andares	58
4.2.2.5	Sistema de Dois Andares com Reciclagem	60
4.2.2.6	Sistema de Três Andares com Reciclagem	60
4.2.2.7	Sistema com Dois Passos.....	61
4.2.2.8	Comparação entre Sistemas	61
4.2.2.9	Pré-Tratamento antes de Osmose Inversa	62
4.2.2.9.1	Filtração Multimédia	62
4.2.2.9.2	Filtro de Carvão Ativado.....	63
4.2.2.9.3	Inibidor de Incrustações	64
4.2.2.9.4	Microfiltração.....	65

4.2.2.10	Permuta Iónica após Osmose Inversa	65
4.2.2.11	Complementos ao Sistema de Osmose Inversa	67
4.2.2.11.1	Bombas.....	67
4.2.2.11.1.1	Bomba antes do Pré-tratamento	68
4.2.2.11.1.2	Bomba de Lavagem do Filtro Multimédia	68
4.2.2.11.1.3	Bomba de Lavagem do Filtro de Carvão Ativado.....	68
4.2.2.11.1.4	Bomba entre o Pré-Tratamento e Osmose Inversa	68
4.2.2.11.1.5	Bomba de Distribuição para 8º e 4º Circuitos	68
4.2.2.11.2	Armazenamento Água do Sistema de Osmose Inversa.....	68
4.2.2.12	Diagrama do Tratamento de Águas antes de Permuta Iónica	69
5	Análise Económica ^{[1][70]}	70
5.1	Investimento Fixo Total	70
5.1.1	Custos Diretos	70
5.1.2	Custos Indiretos.....	72
5.2	Benefícios Obtidos com Osmose Inversa	72
5.2.1	Consumo de Regenerantes.....	72
5.2.2	Água do SMAS	73
5.2.3	Custo Exploração de Osmose Inversa	73
6	Conclusão.....	75
7	Referências Bibliográficas	76
	Anexos.....	82
	Anexo I – Valores da água de saída dos vários sistemas de osmose inversa estudados	83

Índice de Tabelas

Tabela 1 - Afinidade dos iões pelas resinas catiónicas e aniónicas	13
Tabela 2 - Afinidade dos iões pelas resinas catiónicas e aniónicas da ADP-Fertilizantes	13
Tabela 3 – Parâmetros da água bruta inicial na UFAA	16
Tabela 4 - Significado TA e TAC	26
Tabela 5 - Furos utilizados na extração de água durante as recolhas de amostras	47
Tabela 6 - Qualidade desejada da água desmineralizada da U-445	48
Tabela 7 - Qualidade da água desmineralizada obtida no ciclo correspondente à primeira recolha ...	48
Tabela 8 - Qualidade da água desmineralizada obtida no ciclo correspondente à segunda recolha ..	48
Tabela 9 - Concentração de sílica na água à saída da coluna aniónica nas duas recolhas	49
Tabela 10 - Capacidades reais e teóricas para as resinas aniónicas e catiónicas da UFAA	50
Tabela 11 - Capacidade real das resinas catiónicas e aniónicas novas	51
Tabela 12 - Volume de resina necessário, em relação a cada recolha, para um ciclo real	52
Tabela 13 - Volume de resina necessário, em relação a cada recolha, para um ciclo ideal de produção	52
Tabela 14 - Volume de resina necessário, em relação às fichas técnicas, para um ciclo de produção ideal	52
Tabela 15 - Qualidade da água bruta obtida a partir das recolhas efetuadas	56
Tabela 16 - Qualidade de água obtida por um sistema de osmose inversa com dois andares	62
Tabela 17 - Características do filtro multimédia	63
Tabela 18 - Características do filtro de carvão ativado	64
Tabela 19 - Fluxo de injeção de doseamento do inibidor de incrustações	64
Tabela 20 - Qualidade da água do SMAS ^[1]	66
Tabela 21 - Duração dos ciclos de produção futuros	66
Tabela 22 - Consumo de regenerantes por dia atual e futuro	67
Tabela 23 - Custos individuais dos equipamentos base para o sistema antes da U-445	71
Tabela 24 - Valores referentes aos Custos Diretos	72
Tabela 25 - Valor dos custos diretos, indiretos e investimento fixo total para o sistema antes da U-445	72
Tabela 26 - Custo de consumo atual e futuro de regenerantes	73
Tabela 27 - Custo de Exploração do Sistema de Osmose Inversa	74
Tabela 28 - Valores das Parcelas utilizadas para Análise Económica	74
Tabela 29 – Valores obtidos e utilizados por diferentes sistemas de osmose inversa a partir da água bruta analisada na 1ª recolha	83
Tabela 30 - Continuação de valores obtidos e utilizados por diferentes sistemas de osmose inversa a partir da água bruta analisada na 1ª recolha	84
Tabela 31 - Valores obtidos e utilizados por diferentes sistemas de osmose inversa a partir da água bruta analisada na 2ª recolha	85

Tabela 32 - Continuação de valores obtidos e utilizados por diferentes sistemas de osmose inversa a partir da água bruta analisada na 2ª recolha	86
--	----

Índice de Figuras

Figura 1 - Esquema referente ao sistema de abastecimento de água da UFAA.....	2
Figura 2 - Esquema referente ao 2º Circuito de Refrigeração	4
Figura 3 – Esquema referente ao 8º Circuito de Refrigeração	6
Figura 4 - Esquema simplificado do tratamento de águas na U-445.....	17
Figura 5 – Variação no sistema de osmose inversa com a pressão	20
Figura 6 - Variação no sistema de osmose inversa com a temperatura.....	21
Figura 7 - Variação no sistema de osmose inversa com a recuperação	21
Figura 8 - Variação no sistema de osmose inversa com a concentração da água de alimentação.....	21
Figura 9 - Esquema de um módulo em espiral	22
Figura 10 - Sistema simples de osmose inversa.....	23
Figura 11 - Parâmetros de águas com diferentes tipos de dureza	28
Figura 12 - Esquema de um Sistema de Osmose Inversa Simples	56
Figura 13 - Esquema de um Sistema de Osmose Inversa Simples com Reciclagem.....	57
Figura 14 - Esquema de um Sistema de Osmose Inversa de Dois Andares.....	58
Figura 15 - Esquema de um Sistema de Osmose Inversa com Três Andares.....	59
Figura 16 - Esquema de um Sistema de Osmose Inversa de Dois Andares com Reciclagem.....	60
Figura 17 - Esquema de um Sistema de Osmose Inversa de Três Andares com Reciclagem.....	60
Figura 18 - Diagrama correspondente à nova unidade a ser implementada antes da U-445	69

Índice de Gráficos

Gráfico 1 - Caudal de água ao longo do primeiro ciclo de produção registado no contador	29
Gráfico 2 - Caudal de água ao longo do primeiro ciclo de produção registado no painel	30
Gráfico 3 - Condutividade da água à saída da coluna aniónica no primeiro ciclo	30
Gráfico 4 - Condutividade da água à saída do leito misto no primeiro ciclo	31
Gráfico 5 - Concentração de catiões na água à saída da coluna catiónica no primeiro ciclo	32
Gráfico 6 - Percentagem removida de catiões na água durante o tratamento na coluna catiónica no primeiro ciclo	32
Gráfico 7 - Concentração de bicarbonato na água à saída do desgaseificador no primeiro ciclo.....	33
Gráfico 8 - Percentagem removida de bicarbonato na água durante o tratamento no desgaseificador no primeiro ciclo	33
Gráfico 9 - Concentração de aniões na água à saída da coluna aniónica no primeiro ciclo	34
Gráfico 10 - Percentagem removida de aniões na água durante o tratamento na coluna aniónica no primeiro ciclo	34
Gráfico 11 - Concentração de catiões na água à saída do leito misto no primeiro ciclo	35
Gráfico 12 - Percentagem removida de catiões na água durante o tratamento no leito misto no primeiro ciclo	36
Gráfico 13 - Concentração de aniões e sílica na água à saída do leito misto no primeiro ciclo.....	36
Gráfico 14 - Percentagem removida de aniões e sílica durante o tratamento no leito misto no primeiro ciclo.....	37
Gráfico 15 - Percentagem de remoção total de catiões durante o primeiro ciclo de produção	37
Gráfico 16 - Percentagem de remoção total de aniões durante o primeiro ciclo de produção	38
Gráfico 17 - Caudal de água ao longo do ciclo registado no contador no segundo ciclo	39
Gráfico 18 - Caudal de água ao longo do ciclo registado no painel no segundo ciclo	39
Gráfico 19 - Condutividade à saída da coluna aniónica no segundo ciclo	40
Gráfico 20 - Condutividade à saída do leito misto no segundo ciclo	40
Gráfico 21 - Concentração de catiões na água à saída da coluna catiónica no segundo ciclo.....	41
Gráfico 22 - Percentagem de catiões retida pela coluna catiónica em relação à água bruta no segundo ciclo.....	41
Gráfico 23 - Concentração de bicarbonato à saída do desgaseificador no segundo ciclo	42
Gráfico 24 - Percentagem removida de bicarbonatos no desgaseificador em relação à água bruta no segundo ciclo.....	42
Gráfico 25 - Concentração dos aniões à saída da coluna aniónica no segundo ciclo	43
Gráfico 26 - Percentagem removida de aniões na coluna aniónica em relação à água bruta e à água de entrada na coluna no segundo ciclo.....	43
Gráfico 27 - Concentração de catiões na água à saída do leito misto no segundo ciclo	44
Gráfico 28 - Percentagem removida de catiões no leito misto em relação à saída da coluna catiónica no segundo ciclo.....	44
Gráfico 29 - Concentração de aniões na água à saída do leito misto no segundo ciclo	45

Gráfico 30 - Percentagem removida de aniões no leito misto em relação à saída da coluna aniónica no segundo ciclo.....	45
Gráfico 31 - Remoção total de catiões ao longo do segundo ciclo	46
Gráfico 32 - Remoção total de aniões ao longo do segundo ciclo	46

Lista de Abreviações

UFAA – Unidade Fabril de Adubos de Alverca
AB – Água Bruta
SMAS – Sistema Municipal de Águas Sanitárias
CAT – Coluna catiónica
ANI – Coluna aniónica
k – Coeficiente de seletividade
c – Concentração na resina de permuta iónica em eq/L
C – Concentração na solução em eq/L
K – Constante de equilíbrio
Q – Caudal em dm³/h
S – Fator de recuperação
SP – Passagem de sal em %
R – Rejeição de sal em %
SDI – Índice de incrustação (*Silt Density Index*)
LSI – *Langelier Saturation Index*
S&DSI – *Stiff-Davis Stability Index*
ROSA - *Reverse Osmosis System Analysis*
TA – Alcalinidade à fenolftaleína em ppm CaCO₃
TAC – Alcalinidade total em ppm CaCO₃
DCa – Teor em cálcio em ppm CaCO₃
TH – Dureza total em ppm CaCO₃
t – Duração do ciclo de produção em horas
q – Capacidade da resina em eq/L
V_r – Volume de resina em L
C₀ – Concentração das espécies a remover em eq/L
T_{N(f)} – Resultado obtido para o integral no intervalo [a,b]
 α_j^i – Fator de separação entre dois iões, i e j, na resina
y – Fração equivalente de um ião na resina
x – Fração equivalente de um ião na solução
V_{max(i)} - Volume máximo de água tratada por litro de resina para cada ião
TDS – Sólidos totais dissolvidos em mg/L
Y_L – Recuperação máxima do sistema expressa como fração
 π_f – Pressão osmótica de alimentação em psi
 \bar{Y}_i – Recuperação média de cada módulo expressa como fração
 \bar{R} – Rejeição média de sal pelo sistema expressa como fração
P_f – Pressão de entrada do sistema em psi
 $\overline{\Delta P_{fc}}$ – Queda da pressão média do lado do concentrado em psi

P_p – Pressão do permeado em psi

N_E – Número de módulos necessários no sistema de osmose inversa

f – Fluxo de permeado em L/(m².h).

Q_p – Caudal de permeado em m³/h

S_E – Área ativa das membranas em m²

N_v – Número de vasos de pressão no sistema de osmose inversa

n – Número de andares no sistema de osmose inversa

Y – Recuperação total do sistema expressa como fração

NDP – *Net driving pressure* expressa em psi ou bar

ΔP_{total} – Perda de carga total em Pa

P_1 – Pressão no ponto de partida em Pa

P_2 – Pressão no ponto de chegada em Pa

ρ – Densidade do fluído em kg/m³

g – Aceleração da gravidade em m/s²

h – Altura entre equipamentos em m

ΔH_{bomba} – Altura manométrica da bomba em m

1 Introdução

1.1 Enquadramento e Objetivos

De modo a garantir um bom funcionamento de uma fábrica é necessário que haja consumo de utilidades, assegurando, deste modo, que o processo ocorra nas condições desejadas. As utilidades necessárias englobam: vapor de água saturado, gás natural, água, ar comprimido e eletricidade.

Este estudo tem foco na água necessária para o correto funcionamento dos processos de produção e circuitos de refrigeração e produção de vapor, na empresa ADP-Fertilizantes.

Verifica-se que, atualmente, a obtenção de água desmineralizada pelo sistema de permuta iónica na Unidade Fabril de Alverca não está com a qualidade desejada, imposta inicialmente aquando do projeto da fábrica, e que o desempenho deste sistema também não está de acordo com o que foi projetado, ocorrendo a utilização de um número considerável de ciclos de produção, de curta duração, e consequentemente um elevado consumo de regenerantes.

Para a resolução deste problema na ADP-Fertilizantes é então imprescindível o conhecimento inicial dos vários circuitos de água na unidade fabril, que englobam a captação de água nos furos, a obtenção de água pelo Sistema Municipal de Águas Sanitárias, a água de reposição para circuitos de refrigeração e a produção de água desmineralizada a ser utilizada nas caldeiras, no processo e nos circuitos de refrigeração.

Seguidamente é essencial o estudo do funcionamento do tratamento por permuta iónica existente e a consideração da implementação de um sistema de osmose inversa a montante da permuta iónica, de forma a se obter a qualidade de água desejada no final do tratamento de águas, de reduzir o consumo de regenerantes pela permuta iónica e de reduzir também o consumo de águas do SMAS.

Finalmente, é necessário obter o investimento fixo total necessário e os benefícios resultantes deste aumento do tratamento de águas na UFAA.

1.2 Sistema de Águas da ADP-Fertilizantes^[1]

A unidade fabril de adubos de Alverca (UFAA) da ADP-Fertilizantes é constituída por cinco sistemas de água: água de captação, água potável, água de refrigeração, água desmineralizada e água da rede de incêndios. O esquema correspondente à rede de abastecimento de água da UFAA encontra-se na figura 1.

tratamento de águas, U-445, e para as bacias T-522 a/b do 2º circuito de refrigeração. A água potável alimenta atualmente, de forma direta, a bacia T-531 b para ser utilizada no 4º circuito de refrigeração.

Caso a água de captação não seja suficiente para as suas utilizações usuais na UFAA há a possibilidade de utilização de água potável, podendo esta ser enviada diretamente para a bacia T-522 a/b, para tratamento na U-445 e para as bacias T-526 e T-536 do 8º circuito de refrigeração. Existe também a possibilidade de utilização de um tanque intermédio, T-500 a/b, onde a água potável é armazenada e seguidamente distribuída.

1.2.3 Água Desmineralizada

A água desmineralizada que tem origem na unidade de estação de tratamento de águas, U-445, é essencial para a central geradora de vapor, U-400, para a unidade fabril do ácido nítrico, U-060, e é também distribuída para as bacias T-526 e T-536 do 8º circuito de refrigeração.

1.2.4 Água da Rede de Incêndios

A água utilizada no circuito da rede de incêndios provém do tanque de armazenamento T-503, com uma capacidade de 500 m³, que é alimentado por água de captação dos tanques T-506 a/b, por água do SMAS e pode receber também as purgas do 2º, 4º e 8º circuitos de refrigeração, assim como de outras zonas da Unidade Fabril de Alverca, não se encontrando representado na figura 1 por o seu estudo não ser relevante.

1.2.5 Água de Refrigeração

O sistema de refrigeração da UFAA é composto por três circuitos de refrigeração: 2º, 4º e 8º, que serão mencionados de seguida. Nestes circuitos de refrigeração, tal como já foi referido, utiliza-se água de captação e/ou água potável e/ou água desmineralizada.

1.2.5.1 2º Circuito de Refrigeração

O 2º circuito de refrigeração é responsável pela refrigeração dos equipamentos nas unidades fabris de adubos, U-220/270 e U-1000, e dos permutadores P-061 a e P-241. A representação deste circuito pode ser acompanhada pelo esquema da figura 2, e este é normalmente alimentado por água de captação, no entanto caso seja necessário pode ser alimentado por água potável do SMAS.

Este circuito tem um volume total aproximado de água de 2000 m³ com um caudal de circulação de mais de 600 m³/h, cuja refrigeração é efetuada nas torres de refrigeração To-522 a/b. A água destas torres de refrigeração é enviada para as bacias T-522 a/b, onde se aceita também o *make-up* deste circuito.

O *make-up* efetuado nas bacias referidas pode ser realizado a partir do tanque T-506 a/b, da água do SMAS, da purga resultante das bacias T-526 e T-536 do 8º circuito e dos condensados

resultantes do tanque A-008, que recebe os condensados das várias unidades do complexo fabril, após arrefecimento no permutador P-061 a. Os condensados provenientes da U-270, após arrefecimento no P-241, constituem o *make-up* realizado às torres de refrigeração do 2º circuito.

Os condensados provenientes das várias unidades do complexo fabril armazenados no tanque A-008 são arrefecidos no permutador P-061 a, seguidamente parte é enviada para o tanque A-081 da U-060, outra parte é enviada para as bacias T-526 e T-536 do 8º circuito, há também a possibilidade de enviar parte para a bacia T-522 a/b, tal como já foi referido, e outra parte reciclada para o tanque A-008.

A purga do 2º circuito é enviada para o tanque T-503 do circuito da rede de incêndios a partir da bacia T-522 a/b. A restante água é enviada para as unidades do complexo fabril de modo a ocorrer a refrigeração do evaporador de amoníaco P-276, das bombas de vácuo B-226 a/b e B-1009, e dos permutadores P-240, P-1009 b, P-275, P-061 a e P-241.

A água de refrigeração do 2º circuito após realizar a refrigeração dos vários equipamentos das unidades fabris é reenviada, já quente, para os tanques de água quente T-521 a/b, antes de encaminharem para as torres de refrigeração deste circuito.

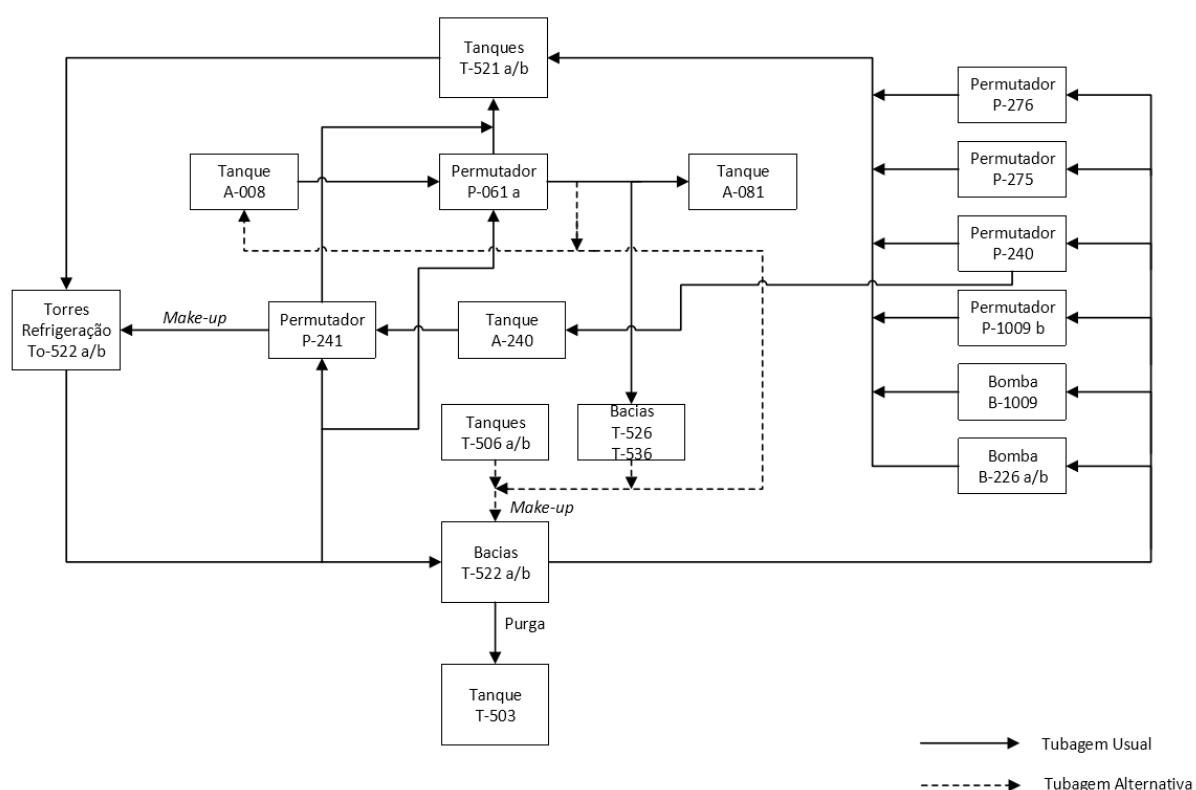


Figura 2 - Esquema referente ao 2º Circuito de Refrigeração

1.2.5.2 4º Circuito de Refrigeração

O 4º circuito é sempre alimentado com água potável do SMAS, presente no tanque T-531, e é responsável pela refrigeração dos compressores de ar que alimentam a rede de ar comprimido da UFAA.

Este circuito tem um volume total de água aproximado de 15 m³ com um caudal de circulação de cerca de 30 m³/h, esta água é refrigerada na torre de refrigeração To-532, seguindo depois para os compressores de ar C-495 c/d. A purga deste circuito é direcionada para o T-503, sendo depois utilizada na rede de incêndios.

1.2.5.3 8º Circuito de Refrigeração

O 8º circuito é alimentado pela água de desmineralização proveniente da unidade de tratamento de águas U-445, no entanto se necessário poderá ser alimentado/compensado pela água do SMAS. Este circuito alimenta a unidade fabril do ácido nítrico, U-060, e tem um volume de água aproximado de 600 m³ com um caudal de circulação aproximado de 1100 m³/h e a representação deste circuito pode ser acompanhada pelo esquema da figura 3.

A água deste circuito é refrigerada nas torres To-525 e To-536, caindo nas bacias T-526 e T-536. Nestas bacias, para além da água refrigerada, chega também um *make-up* dos condensados provenientes do permutador P-061 a, resultantes de todas as unidades fabris do complexo, e da U-445. Existe também uma purga destas bacias para as bacias T-522 a/b do 2º circuito, sendo esta a purga correspondente do 8º circuito.

Parte da água refrigerada à saída das bacias T-526 e T-536 é enviada para as torres de absorção Co-078 a/b, ao sair destas torres é enviada para o permutador P-077 e seguidamente para o evaporador de amoníaco E-066a, onde existe um *by-pass* que permite controlar a temperatura neste evaporador, e é finalmente enviada novamente para as torres de refrigeração To-526 e To-536.

A outra parte da água refrigerada é enviada para o tanque de expansão Pu-071b, para as bombas de circulação da água da caldeira B-071 a/b e para as bombas B-072 a/b, sendo depois enviadas para o dreno, e é também enviada para o permutador P-080 e P-062, sendo este último um arrefecedor de óleo. A água à saída destes permutadores junta-se com a água à saída do E-066 a e regressa às torres de refrigeração.

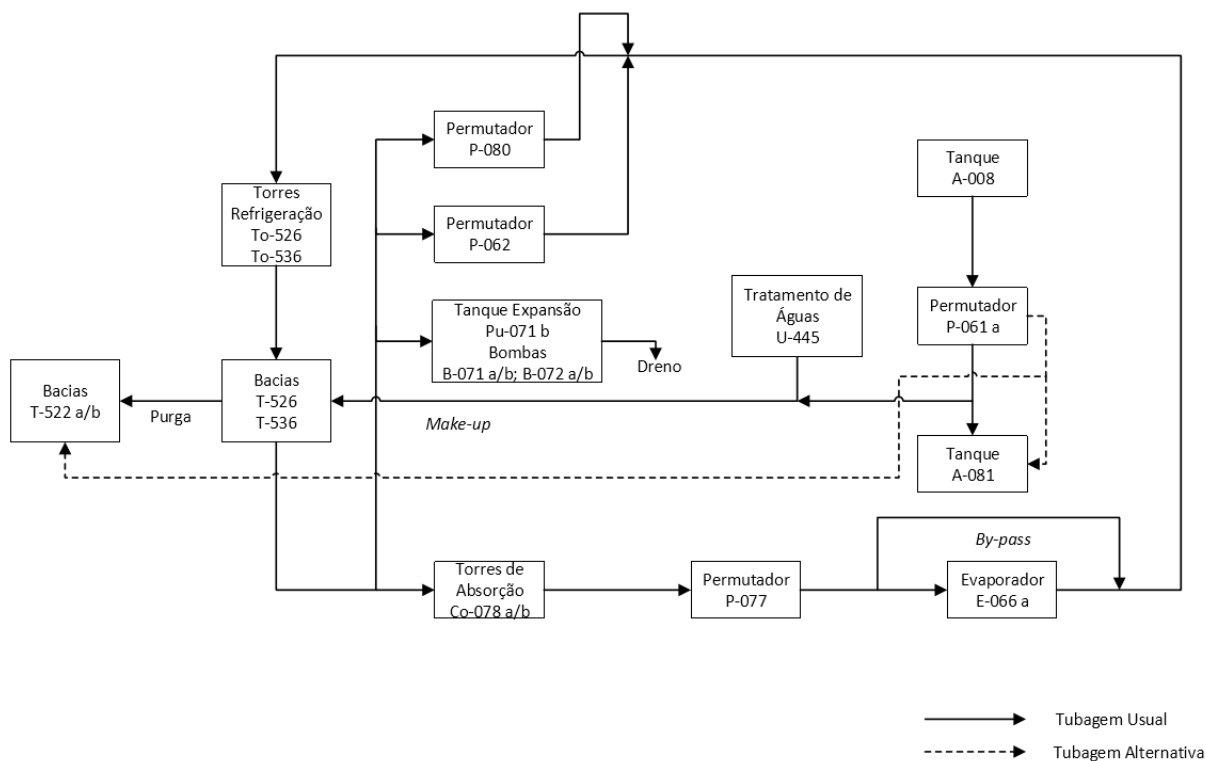


Figura 3 – Esquema referente ao 8º Circuito de Refrigeração

1.2.6 Tratamento Químico das Águas na UFAA [4]

As águas potáveis e de captação, antes do tratamento na unidade U-445 são sujeitas a tratamento químico, tal como referido anteriormente, com hipoclorito de sódio ($NaOCl$) seguido por metabissulfito de sódio ($Na_2S_2O_5$).

O cloro é aplicado no tratamento de águas industriais devido à sua capacidade de inativar rapidamente microrganismos patogénicos, sendo assim utilizado principalmente numa unidade industrial onde é necessária a prevenção de certos parâmetros biológicos, atuando como agente desinfetante.

No processo de cloração a utilização de hipoclorito de sódio tem o comportamento da equação 1:



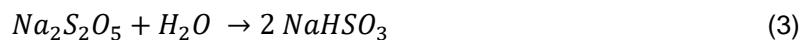
Formando-se assim um ácido hipocloroso (*hypochlorous acid*) que se dissocia na água formando o ião hidrogénio e o ião hipoclorito, equação 2:



A eficiência na desinfecção está diretamente relacionada com a concentração de ácido não dissociado, sendo este 100 vezes mais eficaz que o ião hipoclorito. A uma temperatura de 25°C e a um

pH igual a 7 apenas 50% deste ácido se encontra não dissociado, no entanto a pH igual a 6,5 este valor aumenta para 90%. À medida que a temperatura decresce a concentração do ácido é superior. Assim, a injeção de hipoclorito de sódio é concretizada, através de bombas doseadoras, tendo em conta a variação do pH e da temperatura.

Uma vez que as resinas de permuta iónica, utilizadas na U-445, são degradadas pela presença de cloro na água é necessário o tratamento químico final da água após a sua desinfeção, usando-se então metabissulfito de sódio, que quando dissolvido na água tem o comportamento da equação 3:



E assim reduz-se o ácido hipocloroso de acordo com a equação 4:



Em termos teóricos são necessários 1,34 mg de metabissulfito de sódio para remover 1,0 mg de cloro livre, no entanto na prática são necessários 3,0 mg.

2 Teoria

2.1 Permuta Iónica [2] [3]

O tratamento de água por permuta iónica tem sido empregue em ambiente industrial desde cerca de 1910, introduzindo-se no amaciamento de água, isto é, na remoção de minerais de cálcio e magnésio que conferem dureza à água, utilizando zeólitos naturais. A utilização de resinas de permuta iónica para a troca reversível de catiões e aniões com a água teve início em 1935.

A partir do desenvolvimento do tratamento de água por permuta iónica foi possível a troca de iões reversível entre um sólido e um líquido, tornando-se bastante útil devido à capacidade de reutilização do material utilizado.

No processo de permuta iónica as resinas encontram-se pré-saturadas com um determinado ião que será permutado pelo ião indesejável na água, ocorrendo a remoção da maioria dos catiões e aniões existentes na água bruta num sistema em regime semi-descontínuo, pois a fase aquosa move-se continuamente no leito de resina fixo. Esta operação é efetuada em colunas de permuta iónica onde a água a tratar é alimentada continuamente até que a concentração do ião indesejável no efluente chegue a um determinado valor.

As várias vantagens da permuta iónica são o facto de se poder operar imediatamente quando se pretende, não ser um tratamento muito sensível a variações de caudal, ser possível anular a concentração do ião indesejável na água e existir uma vasta gama de resinas à escolha.

Uma resina de permuta iónica é formada por uma matriz de estrutura polimérica à qual se ligam, por ligações covalente, grupos funcionais carregados, sendo estes fortemente ácidos (sulfónicos, SO_3^-), fracamente ácidos (carboxílicos, COO^-), fortemente básicos (aminas quaternárias, $N^+(CH_3)_3$) ou fracamente básicos (aminas terciárias, $N(CH_3)_2$). As resinas são designadas por resinas catiónicas, responsáveis pela permuta de catiões, ou resinas aniónicas, responsáveis pela permuta de aniões.

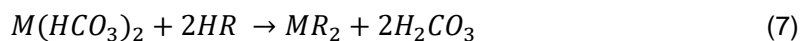
2.1.1 Resinas Catiónicas

As resinas catiónicas fortemente ácidas atuam num intervalo largo de pH, pois o grupo sulfónico está ionizado na gama de pH de 1 a 14. Este tipo de resina encontra-se no ciclo do hidrogénio se o ião permutado por esta for o ião hidrogénio, H^+ , ou no ciclo do sódio se neste caso for o ião sódio, Na^+ . Dado que atualmente na ADP-Fertilizantes se utilizam resinas catiónicas no ciclo do hidrogénio, representa-se de seguida as reações relativas ao tratamento de água bruta, equação 5, e à regeneração realizada por ácido clorídrico, HCl , equação 6. Esta regeneração pode também ser efetuada por ácido sulfúrico, H_2SO_4 , no entanto é usado ácido clorídrico na UFAA.



onde R representa a resina e, por exemplo, $M = Ca^{2+}$ e $X = SO_4^{2-}$.

No tratamento de água através das resinas catiónicas é possível verificar-se a formação de ácido carbónico, equação 7, que se decompõe facilmente em dióxido de carbono, CO_2 , e água, equação 8, removido posteriormente por arejamento através de um desgaseificador, eliminando-se consequentemente os bicarbonatos presentes na água.



As resinas catiónicas fracamente ácidas são utilizadas no amaciamento de alguns tipos de águas duras e na remoção dos sólidos totais dissolvidos. Uma vez que o grupo carboxílico não é ionizado a pH baixos este tipo de resinas só pode ser empregue a pH neutros ou alcalinos. Atualmente na ADP-Fertilizantes não se usa este tipo de resina, não sendo assim o seu estudo relevante.

As resinas catiónicas são utilizadas em conjunto com as resinas aniónicas no processo de desmineralização de águas, onde o efluente da coluna catiónica é enviado para a coluna aniónica para os aniões serem removidos, após ter passado pelo desgaseificador, produzindo-se água desmineralizada com a concentração desejada.

2.1.2 Resinas Aniónicas

O tratamento de água a partir das resinas aniónicas é representado de seguida através das reações relativas ao tratamento de água descationizada, equação 9, e à reação relativa à regeneração realizada por hidróxido de sódio, $NaOH$, equação 10. A presença de um desgaseificador no sistema antes da coluna aniónica permite a redução do consumo deste reagente.



onde R representa a resina e, por exemplo, $X = HCO_3, Cl, SO_4$.

As resinas aniónicas fortemente básicas podem ser utilizadas em qualquer gama de pH, e são classificadas em Tipo I, II e III. As resinas aniónicas fracamente básicas atuam apenas em pH ácidos e são facilmente regeneradas, como na ADP-Fertilizantes não são usadas o seu estudo não é também relevante.

A escolha preferencial da utilização de qualquer tipo de resina, referido anteriormente, é analisada posteriormente em mais detalhe.

2.1.3 Funcionamento do Sistema de Desmineralização

Um sistema de desmineralização é assim constituído por uma coluna catiónica, um desgaseificador e uma coluna aniónica. É também possível a presença final de um leito misto, ou seja, que contém resina catiónica e resina aniónica, com o objetivo do afinamento final na produção de água desmineralizada.

Uma operação de permuta iónica em contra corrente refere-se à direção do fluxo do ciclo de serviço e da regeneração. Normalmente esta é realizada com o fluxo de ciclo descendente e um fluxo de regeneração ascendente, caso da UFAA.

Antes de ocorrer a regeneração é necessário ocorrer um levantamento das resinas catiónicas e aniónicas, através de uma *backwash* com água bruta e água descationizada, com o objetivo de eliminar partículas, evitar as passagens preferenciais^[1] da água a tratar e reduzir a compactação do leito, sem ocorrer a perda de resina no topo da coluna. Este levantamento é essencial pois se os sólidos suspensos presentes na água bruta não foram completamente removidos por pré-tratamento, as resinas de permuta iónica atuam como um filtro durante o tratamento de água, levando a que a água a tratar tenha caminhos preferenciais (*channeling*) através do leito de resinas. Estes caminhos preferenciais não permitem um contacto uniforme entre o leito de resina e a água durante o serviço.

2.1.4 Fatores que Influenciam o Desempenho e Tempo de Vida das Resinas

A utilização das resinas foi projetada para um determinado período de tempo considerável. No entanto é de notar que existem vários fatores que influenciam o tempo de vida destas, assim como a sua capacidade.

A temperatura pode causar degradação dos grupos funcionais (*functional sites*) das resinas, ocorrendo perda da sua capacidade e diminuição do tempo de vida da resina, existindo necessidade de se operar abaixo da temperatura máxima referida nas folhas de especificação fornecidas pelos fabricantes. É de referir que a degradação térmica é uma variável entre o tempo de exposição e a temperatura a que a resina é sujeita, assim a exposição a uma temperatura acima do máximo por um breve período de tempo pode resultar em pouca ou nenhuma perda de *performance* da resina.

A resina de permuta iónica ao ser exposta a um ambiente altamente oxidativo pode sofrer enfraquecimento na sua estrutura polimérica ou ataque químico nos seus grupos funcionais, levando a diminuição do seu tempo de vida, sendo o cloro livre (Cl₂) o oxidante mais comum no tratamento de águas.

A cadeia polimérica das resinas aniónicas fortemente básicas permanecem intactas quando sujeitas a um ataque químico em ambiente oxidativo, no entanto o grupo funcional tem alterações, pois a amina quaternária sofre uma separação convertendo-se em aminas terciárias de base fraca e consequentemente a resina fica com a capacidade de uma resina aniónica fracamente básica e fortemente básica. As resinas aniónicas fracamente básicas embora sejam mais estáveis que as fortes,

num ambiente oxidativo, podem oxidar e formar grupos de ácidos fracos, levando a uma tendência para a retenção de sódio e conseqüentemente a uma necessidade superior da água de lavagem após ocorrer regeneração.

As resinas catiónicas quando sujeitas a um ataque químico em ambiente oxidativo sofrem alterações nas ligações da cadeia polimérica, resultando em diminuição desta. Nestas resinas o cloro livre tem um efeito aditivo, isto é, a perda de vida útil de uma resina é proporcional ao aumento do nível de cloro livre na água bruta.

Tendo em conta os fatores anteriores é de extrema importância ocorrer o pré-tratamento químico da água bruta de forma a reduzir a presença de cloro livre antes do sistema de permuta iónica.

O desempenho da resina é também deteriorado devido a incrustações (*fouling*) por sorção irreversível ou precipitação de incrustantes, assim é importante prevenir este problema através da remoção de incrustantes antes do sistema de permuta iónica, sendo esta opção preferível em relação à limpeza das resinas após já ter ocorrido incrustação.

As resinas quando sujeitas a choques osmóticos, devido à variação brusca da concentração de eletrólitos entre a água de serviço e a regeneração, apresentam uma redução significativa do seu tamanho levando a um aumento da queda de pressão durante a operação e a perdas de resinas durante a fase de regeneração, através dos crêpines. Para determinar a resistência ao choque osmótico pela resina esta é sujeita a variações entre altas e baixas concentrações de eletrólitos, como *NaOH* e *HCl*.

Ao ocorrer movimentação de resina, por exemplo retirar a resina das colunas de permuta iónica e recolocar novamente, poderá ocorrer atrito mecânico levando a que estas sofram quebras, conduzindo a perdas de resinas durante a operação de regeneração e à colocação de fragmentos pequenos de resina entre as esferas de resina intactas resultando num aumento da queda de pressão durante a operação.

Os principais problemas que poderão aparecer num sistema de permuta iónica são perda de capacidade da resina, a incapacidade de produção de água com a qualidade desejada e o aumento da queda de pressão durante o processo.

2.1.5 Capacidade e Seletividade das Resinas

No sistema de permuta iónica existem variáveis importantes para a caracterização do tratamento de água, tal como a capacidade e a seletividade das resinas. A capacidade de uma resina de permuta iónica refere o número de equivalentes permutáveis por unidade de volume da resina^[5], sendo assim representada por eq/L. A capacidade operacional, que depende da água bruta a ser tratada e das regenerações efetuadas, de uma resina é a quantidade prática de equivalentes permutáveis durante uma operação, pois no caso real é impossível o aproveitamento completo da capacidade da resina.

A seletividade de uma resina a um determinado ião em relação a outro representa a ordem segundo a qual os iões são adsorvidos pela resina, esta é determinada quando se chega a um estado de equilíbrio entre os iões que se encontram na solução e os que se encontram na resina, e quanto maior o coeficiente de seletividade, maior é a preferência que a resina tem por esse ião, sendo que são função das propriedades das resinas.

Considerando a seguinte reação de permuta iónica, equação 11, onde $\overline{X^-}$ e X^- representam a espécie adsorvida e a espécie em solução, respetivamente:



Temos o seguinte coeficiente de seletividade, k , do nitrato de cálcio em relação ao cloreto, equação 12, onde as concentrações estão em mol/L, $c_{N/Cl}$ as concentrações de nitrato ou cloreto em eq/L na resina e $C_{N/Cl}$ as concentrações de nitrato ou cloreto em eq/L na solução:

$$k = \frac{[\overline{NO_3^-}][Cl^-]}{[\overline{Cl^-}][NO_3^-]} = \frac{c_N c_{Cl}}{c_{Cl} c_N} \quad (12)$$

As afinidades típicas de vários catiões relativamente ao ião sódio (Na^+) numa resina fortemente ácida e de vários aniões relativamente ao ião cloreto (Cl^-) numa resina fortemente básica encontram-se na tabela 1. Os coeficientes de seletividade, em relação ao ião hidrogénio (H^+) para as resinas catiónicas e em relação ao ião hidróxido (OH^-) para as resinas aniónicas utilizadas na ADP-Fertilizantes apresentam-se na tabela 2 [6].

Tabela 1 - Afinidade dos iões pelas resinas catiónicas e aniónicas

Resinas Fortemente Ácidas		Resinas Fortemente Básicas	
Catião	Afinidade	Anião	Afinidade
Ra^{2+}	13,00	CrO_4^{2-}	100,00
Ba^{2+}	5,80	SeO_4^{2-}	17,00
Pb^{2+}	5,00	SO_4^{2-}	9,10
Sr^{2+}	4,80	HSO_4^-	4,10
Cu^{2+}	2,60	NO_3^-	3,20
Ca^{2+}	1,90	Br^-	2,30
Zn^{2+}	1,80	$HAsO_4^{2-}$	1,50
Fe^{2+}	1,70	SeO_3^{2-}	1,30
Mg^{2+}	1,67	HSO_3^{2-}	1,20
K^+	1,67	NO_2^-	1,10
Mn^{2+}	1,60	Cl^-	1,00
NH_4^+	1,30	HCO_3^-	0,27
Na^+	1,0	CH_3COO^-	0,14
H^+	0,67	F^-	0,07

Tabela 2 - Afinidade dos iões pelas resinas catiónicas e aniónicas da ADP-Fertilizantes

Resinas Fortemente Ácidas		Resinas Fortemente Básicas	
Catião	Afinidade	Anião	Afinidade
H^+	1,00	OH^-	1,00
Ca^{2+}	4,42	Cl^-	2,30
Mg^{2+}	2,62	$H_3SiO_4^-$	2,15 ^[10]
Na^+	1,61	HCO_3^-	1,20

Pela tabela 2 e referência [7] podemos averiguar que para a resina catiónica utilizada na ADP-Fertilizantes a ordem de afinidades em relação ao ião hidrogénio é dada por: $Ca^{2+} > Mg^{2+} > Na^{+} > H^{+}$, e para a resina aniónica esta ordem em relação ao ião hidróxido é dada por: $SO_4^{2-} > Cl^{-} > H_3SiO_4^{-} > HCO_3^{-} > OH^{-}$.

À medida que a solução atravessa o leito de resinas, as zonas mais a montante na coluna vão ficando saturadas, mantendo-se a concentração da solução à saída praticamente igual a zero. Quando a resina está a ficar completamente saturada a concentração do efluente começa a aumentar até apresentar a concentração inicial da água a tratar, atingindo-se assim o volume de rutura, que é o volume de solução para o qual a concentração no efluente é igual à concentração da água de entrada. De forma a não permitir que a água tratada atinja a concentração da água bruta impõe-se um ponto de paragem, e neste caso o volume de efluente tratado designa-se por volume de saturação.

A fuga iónica, concentração de iões indesejáveis presentes na água tratada [5], é possível de prever através dos coeficientes de seletividade [6], ou seja, o ião com menor coeficiente de seletividade será o primeiro a aparecer na água tratada.

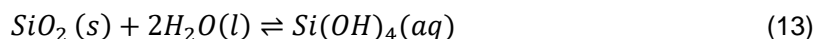
A capacidade de uma resina catiónica no ciclo do H^{+} e a fuga iónica aumentam com a percentagem de iões sódio existentes na água bruta, pois a regeneração dos iões sódio é mais fácil que a de iões divalentes, enquanto que a fuga iónica aumenta devido ao facto do ião sódio ser mais fracamente retido pelas resinas.

A regeneração de uma coluna de permuta iónica, após a produção de água desmineralizada, é realizada através da remoção de iões indesejáveis na água através da permuta com iões de menor seletividade, por exemplo o cálcio é removido na resina catiónica através da regeneração com ácido clorídrico (HCl), permutando com o ião hidrogénio [6]. A regeneração completa de uma resina implicaria um gasto exagerado de solução regenerante, assim utiliza-se uma quantidade de regenerante suficiente para conferir à resina a capacidade operacional, sendo este valor fornecido pelos fabricantes das resinas.

2.1.6 Remoção de Sílica por Permuta Iónica^[8]

A sílica é um dos compostos presentes na água bruta com interesse em ser retirado na unidade de desmineralização por permuta iónica, pois poderá provocar depósitos nas caldeiras ou mesmo noutros equipamentos, reduzindo a sua eficiência. Este composto possui quatro fases sólidas diferentes, quartzo, α -Cristobalite, β -Cristobalite e sílica amorfa. A mais estável em termos termodinâmicos e a menos solúvel é a forma de quartzo, já a sílica amorfa é a menos estável e mais solúvel. Para cálculos de volume de resina necessário na U-445 foi considerado que a sílica presente se encontrava na fase amorfa, sendo assim a maior quantidade a ser retirada através de permuta iónica, que é então o pior caso.

A dissolução/formação das fases sólidas da sílica em água é representada pela reação da equação 13 de dissolução/precipitação, sendo o ácido orto-silícico (*ortho-silicic*) a sua forma dissolvida:



Na gama de pH's da maior parte das águas naturais este ácido está principalmente na forma não dissociada (pKa=9.46 a 25°C), sendo estimado como um ácido fraco.

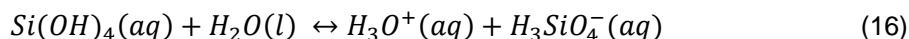
A reação 13 é reversível e a sua constante de equilíbrio é dada pela equação 14:

$$K = \frac{\{Si(OH)_4(aq)\}}{\{SiO_2(s)\} \times \{H_2O(l)\}^2} \quad (14)$$

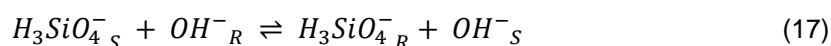
Em soluções aquosas diluídas a baixa temperatura e pressão, a atividade da sílica sólida, da água e o coeficiente de atividade do ácido não dissociado é igual à unidade, e a constante de equilíbrio é assim igual à solubilidade molar da sílica, $10^{-2.72}$ M a 25°C. Esta constante de equilíbrio pode também ser calculada, em função da temperatura, T (Kelvin), para a sílica amorfa pela equação 15:

$$\log(K(T)) = 0,388 - 7,889 \times 10^{-4}T - \frac{840.1}{T} \quad (15)$$

A dissociação na água do ácido orto-silícico resultante é representada pela reação da equação 16:^[9]



O ião resultante da dissociação deste ácido pode assim ser removido por uma resina de permuta iónica fortemente básica na forma de ião hidróxido, equação 17, onde R se refere à resina de permuta iónica e S à solução:



O coeficiente de seletividade entre o ião $H_3SiO_4^-$ e a resina de permuta iónica fortemente básica na forma de hidróxido é então dado por $k_{OH^-}^{H_3SiO_4^-} = 2,15$.^[10]

2.1.7 Permuta Iónica na Estação de Tratamento U-445 da UFAA^[1]

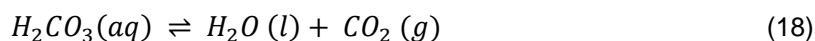
A partir do manual MO-UFAA-009 disponível é possível verificar o funcionamento da U-445. Neste manual é de notar os dados hidráulicos da instalação, verificando-se que esta foi projetada para um caudal máximo de 72 m³/h, um caudal normal de 60 m³/h e uma pressão de serviço de 5,5 bar, para a utilização de uma água bruta inicial com os parâmetros da tabela 3.

Tabela 3 – Parâmetros da água bruta inicial na UFAA

Parâmetros	Valores Médios para Projeção
pH	7,80
Cloretos (mg/L)	21,00
Sulfatos (mg/L)	Vestígios
TH (ppm CaCO ₃)	200,00
TAC (ppm CaCO ₃)	170,00
Sílica (mg/L)	9,00

Segundo este manual a água bruta ficaria completamente desmineralizada depois de passar sucessivamente através de um permutador de cátions no ciclo do hidrogénio, H^+ , uma coluna de degaseificação, um permutador de aniões na forma do ião hidróxido, OH^- , e, por fim, um permutador de leitos mistos com resinas catiónicas na forma do ião hidrogénio e resinas aniónicas na forma do ião hidróxido. A passagem por este último permutador de leito misto tem como objetivo a retenção de fugas iónicas provenientes das duas colunas precedentes, não sendo então incluído no tratamento exaustivo da água bruta.

A instalação da U-445 é composta por duas cadeias primárias de desmineralização designadas por A e B que podem funcionar alternadamente, atualmente na UFAA o mais usual é o funcionamento de uma das linhas e a regeneração da outra simultaneamente. Cada cadeia é composta por uma coluna permutadora de cátions com regeneração automática, uma coluna permutadora de aniões com regeneração automática e uma coluna de leito misto com regeneração manual. O leito misto a ser utilizado no tratamento de água não tem de ser necessariamente o da cadeia que está em funcionamento, pois a necessidade de regeneração dos leitos mistos é menor. Por exemplo, poderá estar a cadeia primária A em funcionamento, ou seja, a coluna permutadora de cátions A e a coluna de aniões A, juntamente com o leito misto da cadeia B. Existe apenas um degaseificador comum na instalação, este degaseificador tem como função a remoção por arejamento do CO_2 obtido a partir da equação 18.



O esquema simplificado do tratamento de águas executado na U-445, presente no manual da unidade, é representado na figura 4.

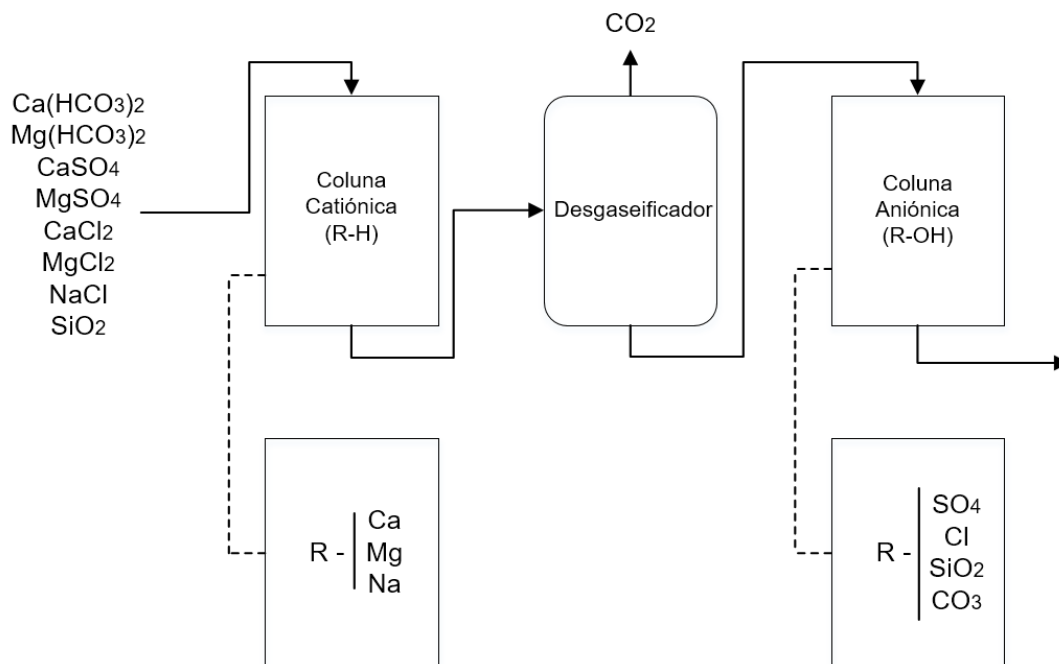


Figura 4 - Esquema simplificado do tratamento de águas na U-445

Na U-445 as colunas catiónicas são designadas por Co 445 a/b, ambas com um caudal de 60 m^3/h e um volume de resina ativa de 3000 litros, o desgaseificador é designado por De 447 e tem um caudal máximo de 72 m^3/h , as colunas aniónicas são designadas por Co 447 a/b, ambas com um caudal de 62 m^3/h e volume de resina ativa de 1650 litros, por fim, as colunas de leito misto são designadas por Co 448 a/b, têm um caudal máximo de 72 m^3/h , um volume de resina catiónica de 600 litros e um volume de resina aniônica de 1200 litros e a regeneração é do tipo separada em contra corrente.

As condições de serviço previstas inicialmente seriam a necessidade de regeneração de cadeia primária ao fim de 24 horas de funcionamento e a necessidade de regeneração dos leitos mistos de 15 em 15 dias, tendo em conta um caudal de 60 m^3/h .

Após passagem da água numa das cadeias primárias ocorre a medição de vestígios de sais ionizados presentes, a partir de um condutímetro (CE 401 ou CE 402), e caso o limite de qualidade seja ultrapassado a água é diretamente conduzida ao esgoto e um alarme sonoro e luminoso é ativado.

A quantidade de água tratada por ciclo é controlada por um medidor ou controlador elétrico (FQS 301 ou 302). Ao atingir-se a quantidade de água pré-selecionada ocorre automaticamente passagem para a fase de regeneração. Logo que se regenere a cadeia primária o medidor ou contador volta à posição de origem. A regeneração da cadeia primária é também possível ser manual, mediante atuação do botão “regeneração forçada”.

A água totalmente desmineralizada, isto é, a água à saída do leito misto é controlada automaticamente por um condutímetro (CE 403 ou CE 404), e no caso de se ultrapassar um limite de qualidade é acionado um alarme sonoro e luminoso de modo a se ativar manualmente a regeneração. A quantidade de água desmineralizada é por fim registada pelo medidor FQS 303.

Na unidade U-445 da UFAA as resinas catiónicas utilizadas, quer nas colunas catiónicas das cadeias primárias quer nos leitos mistos, são do tipo catiónica forte e da empresa *Rohm and Haas*, sendo designadas por AMBERLITE™ IR 120 Na, cuja capacidade é de 2,00 eq/L e que pode ser utilizada para uma gama de aplicações industriais.^[11]

Na mesma unidade as resinas aniónicas utilizadas são fortemente básicas do tipo II nas colunas aniónicas das cadeias primárias e do tipo I nos leitos mistos, ambas da empresa *Rohm and Haas*. As resinas do tipo I são designadas por AMBERLITE™ IRA402 CL, têm uma capacidade de 1,20 eq/L e pode ser utilizada em várias aplicações de tratamento de água.^[12] As resinas do tipo II são designadas por AMBERLITE™ IRA410 CI, têm uma capacidade de 1,25 eq/L e tem uma menor afinidade com a sílica que as resinas do tipo I.^[13]

2.2 Osmose Inversa^{[14][15][17]}

Os processos de separação com membranas têm tido um crescimento acelerado em várias indústrias nos últimos anos, complementando ou mesmo substituindo alguns dos processos de separação anteriormente utilizados, uma vez que atualmente requerem menos investimento de capital, são energética e ambientalmente eficientes, são compactos e são simples e de simples operação. As suas utilizações vão desde aplicações nas indústrias química, indústria alimentar, farmacêutica, biotecnologia, aplicações ambientais e tratamento de águas residuais.

Atualmente a osmose inversa começou a ser utilizada antes do tratamento de permuta iónica de forma a reduzir a frequência de regenerações necessárias neste último.

2.2.1 Funcionamento do Sistema de Osmose Inversa

Nos processos de separação com membranas existe sempre uma membrana colocada entre duas fases, a fase a montante designa-se por alimentação e aplicando-se uma força motriz sobre esta alguns componentes são forçados a passar através da membrana constituindo o permeado, fase a jusante da membrana. A corrente que continua a circular a montante da membrana após a separação dos componentes designa-se por corrente de concentrado e é constituída pelo material rejeitado.

O objetivo de separação por osmose inversa pode estar focado na corrente de concentrado ou na de permeado, no tratamento de águas o objetivo da operação é a obtenção de água com menos sais que constitui o permeado. Os compostos indesejáveis ficam retidos no concentrado que é desprezado.

O mecanismo de separação na osmose inversa é a transferência de massa através de uma barreira física semipermeável, a membrana, pela aplicação de uma força motriz, a pressão. O mecanismo de separação envolvido neste processo é o mecanismo difusivo.

A qualidade da separação é medida pela seletividade da membrana em relação aos componentes a permear, a seletividade particular a um dado componente deve-se ao facto de a

membrana ter diferentes permeabilidades às diferentes espécies em solução, sendo que a membrana rejeita componentes consoante o seu tamanho e carga.^[16] A osmose inversa é o nível de filtração mais fino e destina-se a separar partículas na gama de $10^{-3} - 10^{-4} \mu m$, onde estão inseridos os iões monovalentes.

É possível determinar qual a concentração de alimentação, C_a , de permeado, C_p , e de concentrado, C_r , no processo de osmose inversa a partir da equação 19, em estado estacionário.

$$\begin{cases} Q_a = Q_p + Q_r \\ Q_a C_a = Q_p C_p + Q_r C_r \end{cases} \quad (19)$$

Onde Q_a , Q_p e Q_r representam os caudais de alimentação, permeado e concentrado, respetivamente. A partir do fator de recuperação, $S = \frac{Q_p}{Q_a}$, e de $r' = \frac{C_a - C_p}{C_a}$, obtemos as equações 20 e 21.

$$C_r = \frac{C_a - SC_p}{1 - S} \quad (20)$$

$$C_p = C_a(1 - r') \quad (21)$$

É de interesse saber também qual a passagem de sal, SP, e a rejeição de sal, R, durante o processo de osmose inversa, equação 22 e 23 respetivamente, onde $C_{avg} = \frac{C_a + C_r}{2}$.

$$SP = 100\% \times \frac{C_p}{C_{avg}} \quad (22)$$

$$R = 100\% - SP \quad (23)$$

Num processo de tratamento de águas por osmose inversa a recuperação representa a percentagem de alimentação que surge como permeado e a rejeição refere-se à percentagem de concentração do soluto removida da água de alimentação pela membrana.

2.2.2 Fatores que Influenciam a Performance das Membranas

Para o dimensionamento de um processo de osmose inversa é necessário ter em conta alguns problemas relacionados com as membranas utilizadas. As incrustações nas membranas ocorre quando pequenas partículas ocupam a superfície da membrana, levando a uma diminuição do fluxo de permeado e/ou a um aumento da pressão de alimentação, as causas destas incrustações poderão ser operação a uma taxa de fluxo superior ao devido, um fator de recuperação muito elevado e/ou um pré-tratamento de água inadequado.

Um dos parâmetros a ter em conta no tipo de água utilizada no processo de tratamento é o índice de incrustação, *Silt Density Index (SDI)*, que serve como indicação da quantidade de matéria existente na água e que a correlaciona com a tendência de incrustação no sistema de osmose inversa.

O *scaling* da membrana (*membrane scaling*) ocorre quando a concentração de sais na água de alimentação, como o carbonato de cálcio, é superior à sua solubilidade sendo as consequências iguais à incrustação da membrana, no entanto as causas são apenas a utilização de um fator de recuperação muito elevado e/ou um pré-tratamento de água inadequado. O potencial de *scaling* numa membrana pode ser indicado pelo *Langelier Saturation Index (LSI)*, utilizado para as águas de baixa salinidade (*brackish water*), ou pelo *Stiff-Davis Stability Index (S&DSI)*, utilizado para a água do mar (*seawater*).

Outros problemas que poderão prejudicar a *performance* da membrana são a sua oxidação por ataque com cloro, o seu congelamento e *back pressure*, que acontece quando a pressão no permeado é superior à do lado da alimentação na membrana e cuja consequência é o fluxo inverso.^[18]

A utilização de um pré-tratamento antes do sistema de osmose inversa permite aumentar a sua eficiência e o tempo de vida das membranas, o seu dimensionamento depende do tipo de água de alimentação e da sua composição. Normalmente este pré-tratamento inclui um processo de cloração, uma filtração multimédia, uma filtração em carvão ativado, uma inibição de incrustações e uma microfiltração.

Os critérios mais importantes para a determinação da *performance* do processo de osmose inversa são o fluxo de permeado e a rejeição de sal, estes dois influenciados pela pressão, temperatura, recuperação e composição da água de alimentação.

Um aumento da pressão de entrada leva a um aumento na rejeição de sais e do fluxo de permeado, figura 5. Um aumento na temperatura do processo leva a uma diminuição na rejeição de sais, mas a um aumento no fluxo de permeado, figura 6. Um aumento na recuperação leva a uma diminuição no fluxo de permeado e eventual paragem caso a pressão osmótica no concentrado seja tão alta quanto a pressão de entrada, leva também a uma diminuição na rejeição de sais, figura 7.^[19] A figura 8 representa o comportamento do fluxo de permeado e da rejeição de sais com o aumento da concentração da água de alimentação.

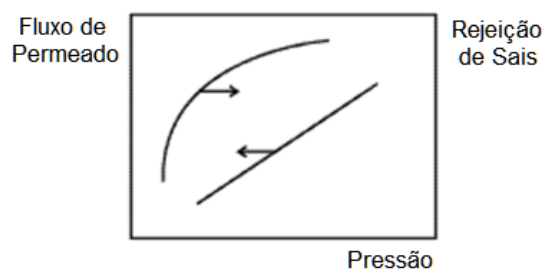


Figura 5 – Variação no sistema de osmose inversa com a pressão

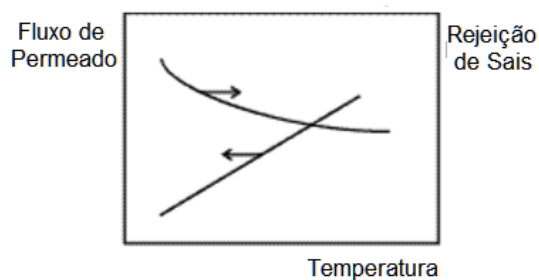


Figura 6 - Variação no sistema de osmose inversa com a temperatura

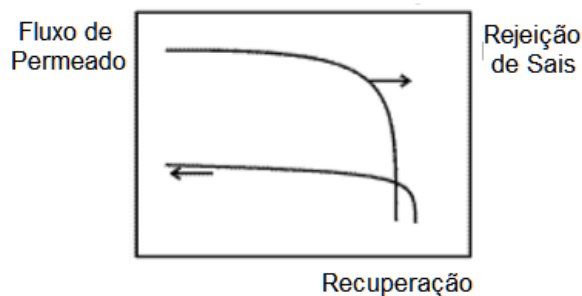


Figura 7 - Variação no sistema de osmose inversa com a recuperação

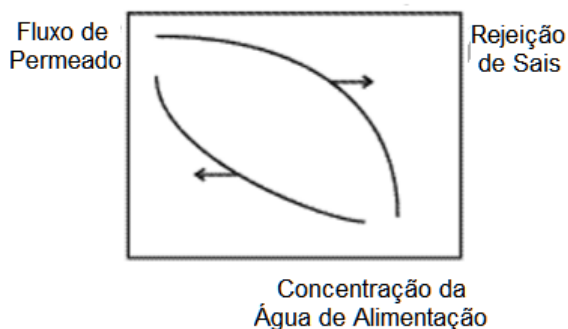


Figura 8 - Variação no sistema de osmose inversa com a concentração da água de alimentação

As membranas utilizadas no tratamento de água por osmose inversa suportam uma gama de pH entre 2 e 11 e temperaturas até aos 45°C. Uma membrana é considerada ideal se apresentar uma elevada permeabilidade à água e total rejeição de sais, no entanto no geral membranas com alta permeabilidade à água têm maior permeabilidade aos sais que as membranas com baixa permeabilidade à água.

A rejeição de sais pela membrana aumenta com o aumento do grau de dissociação, com o aumento da carga iónica, pois iões divalentes são mais facilmente rejeitados que iões monovalentes, com o aumento do peso molecular, com o aumento do grau de hidratação, com o aumento da ramificação molecular e com o aumento da não polarização, pois substâncias menos polares são mais facilmente rejeitadas.

2.2.3 Disposição das Membranas

No sistema de osmose inversa as membranas utilizadas são colocadas dentro dos módulos, onde circulam as correntes envolvidas nos processos, que se classificam em módulos de fibras ocas, enrolados em espiral, tubulares, planos e capilares. Para o estudo de tratamento de água por osmose inversa foi utilizado o software ROSA (*Reverse Osmosis System Analysis*) da empresa DOW, cujos módulos se designam por FILMTEC™, que poderão ter entre 1 e mais de 30 membranas, dependendo do diâmetro e do tipo de módulo, e têm configuração enrolada em espiral.

Os módulos em espiral consistem numa compactação de membranas planas, espaçadores e folhas de material poroso unidos ao longo de um tubo central onde é recolhido o permeado, exemplo do esquema na figura 9.

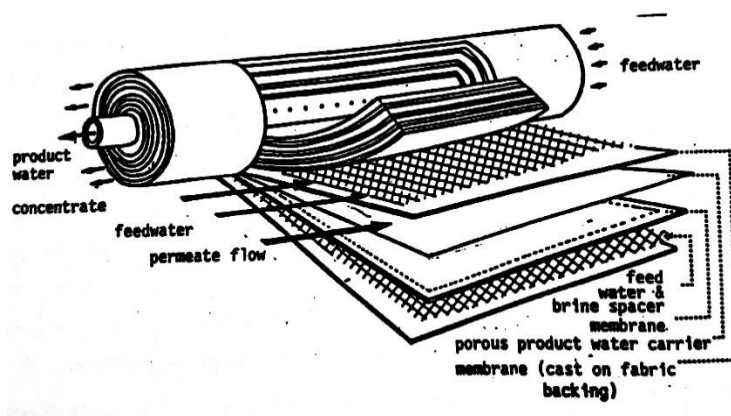


Figura 9 - Esquema de um módulo enrolado em espiral

Estes módulos são posteriormente colocados em série dentro de um vaso de pressão (*pressure vessel*), onde o concentrado de um módulo se torna a alimentação do outro e assim sucessivamente, os tubos de permeado são conectados entre si resultando o permeado final que sai do vaso. Para exemplo, na figura 10 apresenta-se um sistema simples de osmose inversa que é constituído por 3 vasos de pressão em paralelo com 6 módulos cada um, apresentando também um filtro multimédia, como representação de pré-tratamento de água de alimentação, e uma bomba de alta pressão.

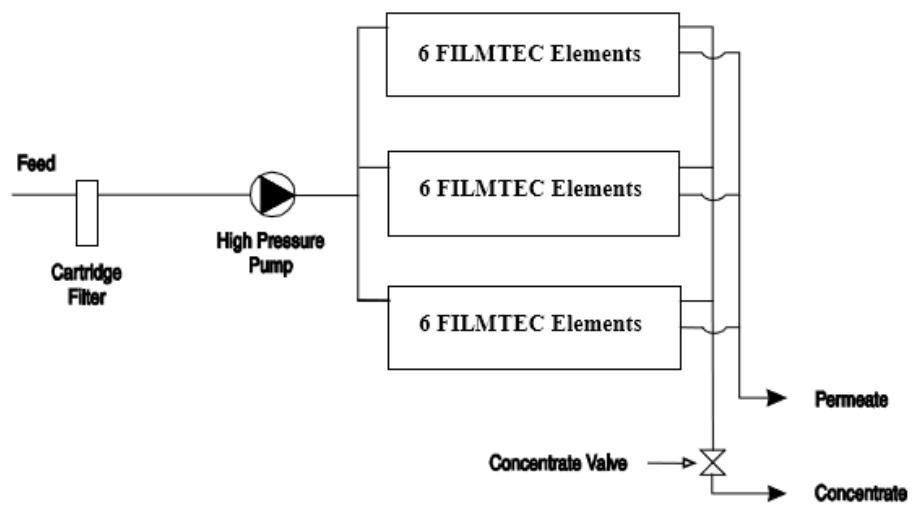


Figura 10 - Sistema simples de osmose inversa

3 Métodos Experimentais

Para a caracterização das resinas existentes na U-445 foi essencial proceder-se à recolha de amostras durante um ciclo de produção atual da UFAA e posterior análise laboratorial e tratamento destas, para a determinação de certos parâmetros das águas nas diferentes fases do sistema de permuta iónica.

3.1 Recolha de Amostras

A primeira recolha de amostras de água durante o tratamento de permuta iónica na U-445, para o estudo do comportamento das resinas existentes na ADP-Fertilizantes, foi realizada no dia 6 de novembro de 2017 e a cadeia primária utilizada foi a B (coluna catiónica B e coluna aniónica B) e o leito misto utilizado foi o A, a água bruta utilizada era proveniente dos tanques T-506 a/b. Nesta recolha retirou-se amostras da água bruta, da saída da coluna catiónica, da saída do desgaseificador, da saída da coluna aniónica e saída do leito misto, perfazendo assim um total de 5 amostras a cada tempo.

O leito misto A da primeira recolha estava a fazer o seu último ciclo, sendo necessário fazer regeneração no fim, pois a partir das 2 horas e 15 minutos já havia a presença de sílica na água à saída deste equipamento, e não podia ocorrer a troca de leito misto durante o ciclo de produção porque o leito misto B estava em regeneração. Para além deste leito já estar saturado, ocorreu a paragem do ciclo às 3 horas e 40 minutos pois à saída da coluna aniónica já existia a presença de muita sílica no efluente, resultado da saturação da coluna aniónica.

Após a primeira recolha de amostras foi realizada a paragem anual da UFAA, a manutenção da U-445 durante esta paragem consistiu na abertura das colunas aniónicas e catiónicas para verificação do seu estado e eventual melhoria. Nas colunas catiónicas A e B houve a substituição de crépines e na coluna da cadeia B ocorreu a adição de 1150 dm³ de resina catiónica nova e substituição de alguns cogumelos. Nas colunas aniónicas das cadeias A e B foram adicionados 250 dm³ e 175 dm³ de resina aniónica nova, respetivamente.

Ocorrendo a adição de resinas aniónicas e catiónicas novas, assim como a melhoria das colunas catiónicas, é de esperar uma melhoria no comportamento das resinas da U-445 e consequentemente um aumento na duração dos ciclos de produção de água desmineralizada. Para termos de comparação entre o sistema antes e depois da paragem anual da UFAA foi realizada a recolha de novas amostras.

A segunda recolha de amostras ocorreu no dia 27 de novembro de 2017, a cadeia primária utilizada durante o ciclo de produção foi a B também (coluna catiónica B e coluna aniónica B). Tal como na primeira recolha retiraram-se amostras da água bruta, da saída da coluna catiónica, da saída do desgaseificador, da saída da coluna aniónica e da saída do leito misto, perfazendo um total de 5 amostras a cada tempo. O leito misto utilizado foi o B. O ciclo teve a duração de 4 horas e a água bruta

era proveniente dos tanques T 506 a/b, a paragem do ciclo foi realizada pelo operador após verificação da presença de sílica à saída da coluna aniónica e do leito misto.

3.2 Análise Laboratorial das Amostras

O principal objetivo da recolha de amostras na U-445 e do seu estudo laboratorial é verificar o comportamento das resinas, que fazem parte do sistema de permuta iónica, ao longo do ciclo de produção, e para isto foi apenas necessário a análise de alguns parâmetros laboratoriais, uma vez que o tratamento de águas é função do tipo de captação e do fim a que a água se destina.^[3]

As colunas catiónicas da UFAA captam os iões sódio, cálcio e magnésio que se encontram na água, e libertam o ião hidrogénio, deixando passar os ácidos dos sais correspondentes, assim para esta resina será essencial o estudo destes três compostos.

O degaseificador tem como função a remoção do dióxido de carbono por arejamento, assim para este equipamento é essencial e apenas necessário o estudo do bicarbonato presente na água.

As colunas aniónicas captam os iões sulfato, cloro, carbonato e a sílica na forma de anião, e libertam o ião hidróxido, assim para esta resina é essencial o estudo destes quatro compostos.

Dado que o leito misto é constituído por uma resina catiónica e uma resina aniónica é necessário o estudo de todos os parâmetros já mencionados, para determinar a composição da água à saída do ciclo.

Assim, para analisar todos estes parâmetros foi necessário fazer as determinações laboratoriais mencionadas em seguida.

3.2.1 Determinação do pH da Água

O princípio do método é a determinação do potencial eletroquímico de uma célula que é sensível à atividade do ião hidrogénio, este pH é lido diretamente no aparelho juntamente com a temperatura. A partir do pH é possível a obtenção da concentração dos iões H^+ na água.

3.2.2 Condutividade^[21]

A condutividade é uma medida da capacidade que uma solução tem para conduzir corrente elétrica, e depende da temperatura e dos iões presentes na água, isto é, da sua concentração total e valência. Para esta determinação é utilizado um condutivímetro.

3.2.3 Teor em Sulfatos^[22]

O método utilizado nesta determinação tem como princípio a precipitação do ião sulfato (SO_4^{2-}) na presença de ácido clorídrico e cloreto de bário ($BaCl_2$) formando cristais de sulfato de bário ($BaSO_4$) de tamanho uniforme. A absorção da luz pelos cristais é medida por um espectrofotómetro e a

concentração do íon sulfato é determinada pela comparação com a curva de calibração, obtida anteriormente com soluções de concentração conhecida. Não foi necessário ter em conta a presença de interferências pois na água potável não existem íons para além dos íons sulfato que possam formar compostos insolúveis com o bário sob a presença de ácidos fortes.

3.2.4 Alcalinidade das Águas (TA e TAC)^{[23][24]}

A alcalinidade de uma água mede a sua capacidade para neutralizar ácidos. A alcalinidade à fenolftaleína (TA) corresponde à neutralização dos hidróxidos e à conversão de todos os carbonatos em bicarbonatos, a partir de um ácido forte, como o ácido clorídrico. Quanto TA=0 então quer dizer que não existe carbonatos e hidróxidos na água a analisar. A alcalinidade total (TAC) corresponde à transformação de todos os bicarbonatos em ácido carbónico, e utiliza como indicador o alaranjado de metilo. O significado de TA e TAC encontram-se na tabela 4.

Tabela 4 - Significado TA e TAC

Se	$TA = 0$	$TA < \frac{TAC}{2}$	$TA = \frac{TAC}{2}$	$TA > \frac{TAC}{2}$
HCO_3^-	TAC	$TAC - 2TA$	0	0
CO_3^{2-}	0	2TA	TAC	$2(TAC - TA)$
OH^-	0	0	0	$2TA - TAC$

3.2.5 Teor em Sílica

Para a determinação do teor em sílica na água faz-se a adição de uma solução de molibdato de amónio, ocorrendo a formação do ácido sílico-molíbico (complexo amarelo) e do ácido molibdofosfórico. É também adicionada uma solução de ácido oxálico, que é essencial para a destruição do ácido molibdofosfórico. Por fim, é adicionada uma solução de ácido amino-naftol-sulfónico reduzindo a cor amarela do ácido sílico-molíbico para azul, pois a cor azul é mais intensa que a amarela, aumentando assim a sensibilidade do método. Após a obtenção da cor azul a concentração de sílica na amostra é obtida por um espectrofotómetro, utilizando uma curva de calibração apropriada, feita a partir de soluções padrão de teores de sílica conhecidos.^[25]

3.2.6 Teor em Cálcio (DCa)

Para a determinação de cálcio na água utilizou-se sal disódico do ácido etileno-diamino-tetraacético (EDTA) que ao ser adicionado a uma solução que contém certos catiões metálicos forma um complexo estável e solúvel. Ao ser adicionado o indicador Calcon na amostra verifica-se uma coloração rosa, à medida que se adiciona EDTA como titulante ocorre a formação dos complexos a partir do cálcio e a solução vira azul, marcando o fim da titulação.^[26]

3.2.7 Dureza Total (TH)

O princípio deste método é a titulação do cálcio e do magnésio por complexometria, através da formação de complexos estáveis e incolores destes cátions, pela adição de sal disódico do ácido etileno-diamino-tetraacético, em presença do indicador negro de ericromo T. Ao ser adicionado o indicador verifica-se uma coloração rosa, à medida que se adiciona o titulante (EDTA) ocorre a formação da cor azul, marcando o fim da titulação. A determinação é feita em função deste método pois os íons cálcio e o magnésio são os principais responsáveis pela dureza de uma água.^[27]

3.2.8 Teor em Cloretos

A determinação do teor em cloretos numa água é realizada pela titulação com nitrato de prata, utilizando como indicador o cromato de potássio, ocorrendo a precipitação de cloreto de prata. O fim da titulação é notório pela formação de precipitado cor-de-tijolo, pois o cloreto de prata é precipitado antes do cromato de prata vermelho ser formado.^[25]

Durante o ciclo de produção é necessário a realização, pelos operadores da U-445, de um teste muito rápido para a determinação de sílica na água durante o ciclo de produção. O teste consiste numa amostra de 100 mL de água ao qual se juntam 10 mL de molibdato de amónio e 5 mL de ácido clorídrico a 10%, por fim os operadores determinam então a presença ou não de sílica pela ausência ou presença da cor amarelada na solução final, respetivamente. Para além deste teste à sílica, os operadores controlam também o pH, através de um aparelho medidor de pH, e a condutividade num condutivímetro.

3.3 Tratamento dos Dados Obtidos pelas Análises Laboratoriais

Os valores resultantes das análises laboratoriais realizadas às amostras recolhidas na U-445 são tratados a partir de um programa em Excel predefinido da ADP-Fertilizantes. Como o sódio não foi determinado por análises a sua concentração na água é obtida a partir da diferença dos restantes íons. No entanto, como este programa em Excel não tem em conta algumas situações que podem ocorrer na análise das diferentes amostras de água na permuta iónica, foi necessário submetê-lo a algumas modificações.

Numa água cujo pH é aproximadamente 7 o teor em sódio (Na^+) é obtido através da diferença entre cátions e aniões presentes na água, $[Na^+] = [HCO_3^-] + [Cl^-] + [SO_4^{2-}] - [Ca^{2+}] - [Mg^{2+}]$, pois todos estes íons se encontram interligados entre si, havendo uma anulação de cargas na água, e é necessário ter em atenção que esta diferença só pode ser realizada se todos as concentrações estiverem em equivalentes por unidade de volume ou em ppm $CaCO_3$, sendo esta última a mais utilizada. No entanto, a água à saída da coluna catiónica resulta da permuta iónica entre o cálcio, o magnésio e o sódio com o hidrogénio, levando assim à formação de ácidos na água e a uma diminuição do seu pH, neste caso a diferença mencionada anteriormente não será suficiente, pois é necessário também entrar com a concentração de hidrogénio na água, que foi obtido a partir do pH, ficando então: $[Na^+] = [HCO_3^-] + [Cl^-] + [SO_4^{2-}] - [H^+] - [Ca^{2+}] - [Mg^{2+}]$.

Através das análises laboratoriais é obtida a concentração de bicarbonatos (HCO_3^-) a partir da alcalinidade total, no entanto a seguir à coluna catiónica este encontra-se na forma de ácido, não sendo detetável por este método. Considerando que os catiões e aniões, excluindo o bicarbonato e o hidrogénio, se mantêm constantes entre a entrada e a saída do desgaseificador e a partir do pH da água à saída deste é fácil obter a concentração de bicarbonato a seguir ao desgaseificador.

Normalmente, a dureza total de uma água é igual à soma da dureza carbonatada/temporária mais a dureza não carbonatada/permanente.^[24] Quando a alcalinidade total (TAC) é inferior à dureza total (TH) representa a dureza temporária e a diferença entre estas duas representa a dureza permanente.^[28] Por vezes a alcalinidade total é superior ou igual à dureza total, nestes casos a dureza temporária é representada pela dureza total e não existe dureza permanente, e estas águas apresentam uma quantidade de sódio e potássio superior à quantidade de cálcio e magnésio. A figura 11 mostra exemplos de águas com diferentes tipos de dureza.^[29]

Sample	mg CaCO_3/L^1				meq/L			
	TA	TH	CH	NCH	HCO_3^- + CO_3^{2-}	SO_4^{2-} + Cl^-	Ca^{2+} + Mg^{2+}	Na^+ + K^+
Before boiling								
A	52.5	142.5	52.5	90.0	1.05	1.81	2.23	0.63
B	162.5	43.1	43.1	0.0	3.25	0.25	0.86	2.54
After boiling								
A	0.0	90.0	0.0	90.0	0.0	1.81	1.18	0.63
B	119.4	0.0	0.0	0.0	2.39	0.25	0.0	2.54

¹TA = total alkalinity; TH = total hardness; CH = carbonate hardness; NCH = noncarbonate hardness.

Figura 11 - Parâmetros de águas com diferentes tipos de dureza

4 Resultados e Discussão

4.1 Caracterização das Resinas de Permuta Iónica Existentes

4.1.1 Resultados Laboratoriais das Amostras

Os resultados das análises laboratoriais realizadas às amostras recolhidas na U-445 são obtidos, tal como já referido, a partir de um Excel predefinido da ADP-Fertilizantes, permitindo então o estudo do sistema de permuta iónica presente na UFAA.

4.1.1.1 Primeira Recolha de Amostras

Durante a primeira recolha de amostras na U-445 foi estudada a evolução do caudal de água tratada durante todo o ciclo de produção, retirando-se, de 15 em 15 minutos, os valores destes caudais a partir de um contador e do painel, ambos instalados na unidade. A recolha de amostras foi feita de hora a hora, mas a partir dos 180 minutos foi feita de 15 em 15 minutos, terminando aos 210 minutos, ou seja, ao fim de 3 horas e 30 minutos.

A evolução do caudal de água durante o ciclo de produção encontra-se nos gráficos 1 e 2. Pode verificar-se que houve uma redução mais significativa do caudal de água tratada ao fim dos 180 minutos, isto aconteceu porque o operador verificou a presença de sílica na água à saída do leito misto, no entanto optou por não fazer a troca de leito misto e reduziu o caudal de forma a dar tempo para o fim da regeneração da cadeia A, para haver troca direta de cadeia primária assim que este ciclo acabasse.

Pela leitura feita no contador este ciclo de 3 horas e 40 minutos produziu 118 m³ de água, sendo o caudal médio de 32,2 m³/h, já pela leitura feita no painel este ciclo produziu 116 m³, sendo o caudal médio de 31,6 m³/h.

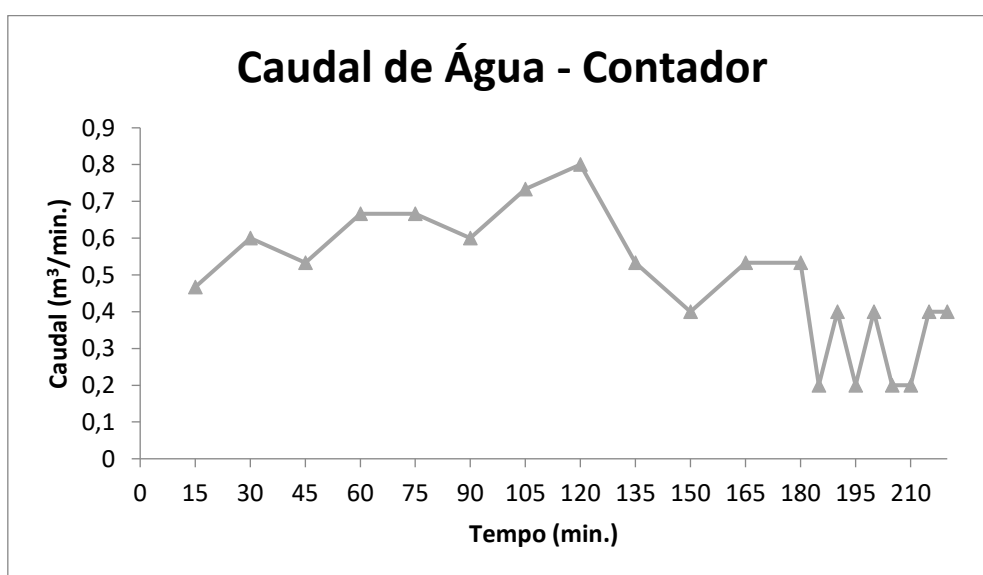


Gráfico 1 - Caudal de água ao longo do primeiro ciclo de produção registado no contador

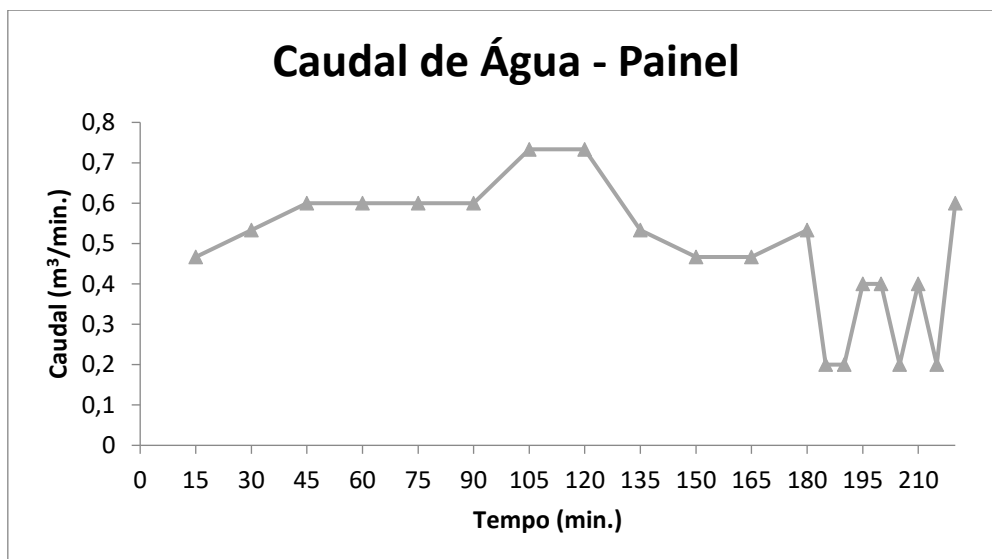


Gráfico 2 - Caudal de água ao longo do primeiro ciclo de produção registado no painel

Durante a recolha de amostras na U-445 foi também estudada a condutividade de 15 em 15 minutos à saída da coluna aniónica e à saída do leito misto a partir de um condutímetro instalado na respetiva unidade. A condutividade a seguir à coluna catiónica não foi estudada no local, dado que não existe leitura deste parâmetro na unidade, pois a presença de ácidos na água faz aumentar o valor da condutividade em relação à água bruta.^[30]

Os gráficos 3 e 4 mostram a leitura da condutividade ao longo do tempo. Pode verificar-se que houve um aumento da condutividade a partir dos 185 minutos à saída do leito misto, momento no qual os operadores verificarem a existência de sílica à saída deste. Verifica-se também um aumento de condutividade a partir dos 205 minutos à saída da coluna aniónica, que piorou nos últimos 5 minutos, correspondendo a fuga iónica. Este aumento foi verificado no local pela análise à sílica na água à saída da coluna aniónica aos 210 minutos.

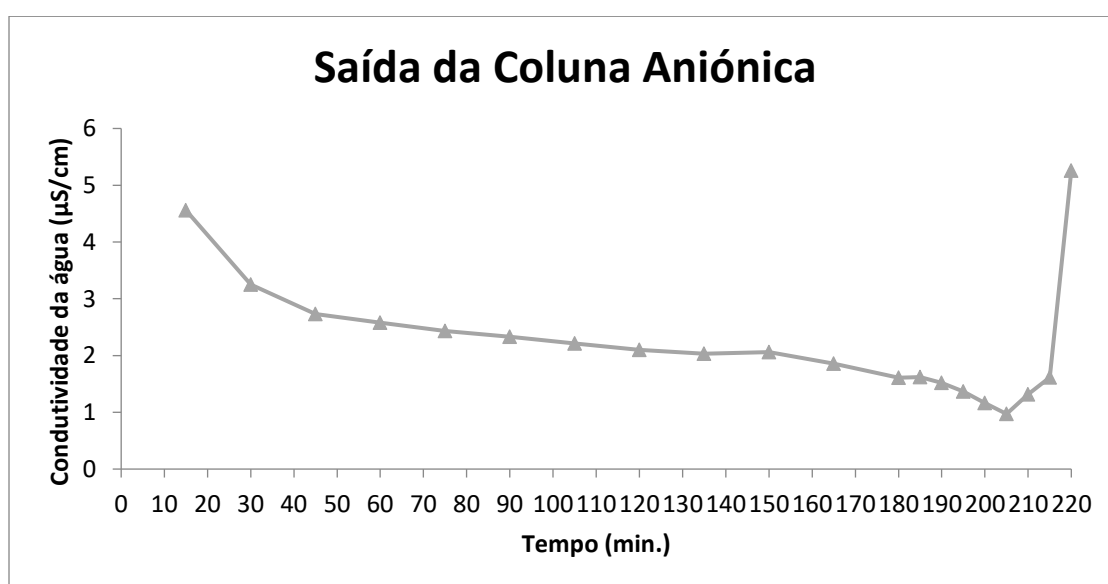


Gráfico 3 - Condutividade da água à saída da coluna aniónica no primeiro ciclo

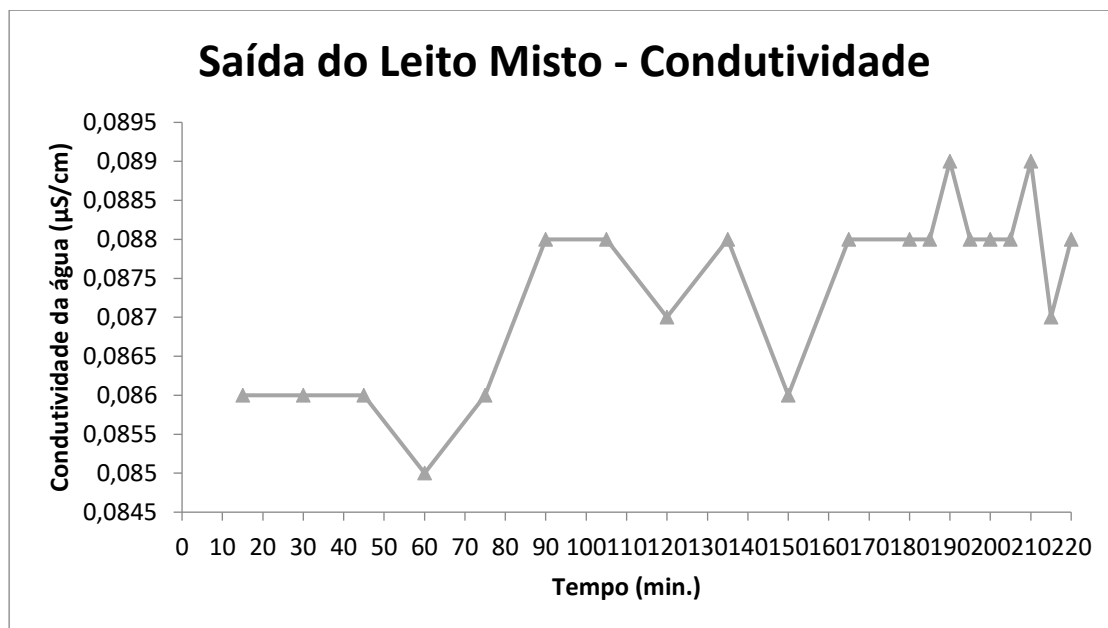


Gráfico 4 - Condutividade da água à saída do leito misto no primeiro ciclo

A partir dos resultados das análises laboratoriais fez-se o estudo do comportamento das resinas ao longo do ciclo de produção.

Em relação à coluna catiónica foi possível obter os gráficos 5 e 6, o primeiro refere-se à concentração de catiões que se encontram na água de saída da coluna catiónica e o segundo à percentagem de catiões que foi retida por esta resina em relação à água bruta (AB).

Pelo gráfico 5 podemos apurar que a resina está a ter um comportamento esperado pois capta em primeiro lugar o cálcio, depois o magnésio e por fim o sódio, tal como esperado pela tabela 2. Quando a resina está a ficar saturada o sódio é o primeiro catião a sofrer uma diminuição na sua remoção, como se pode verificar pelo gráfico 6, pois durante o ciclo o cálcio e o magnésio são completamente removidos da água e a remoção do sódio na fase final do ciclo, a partir dos 195 minutos, reduz.

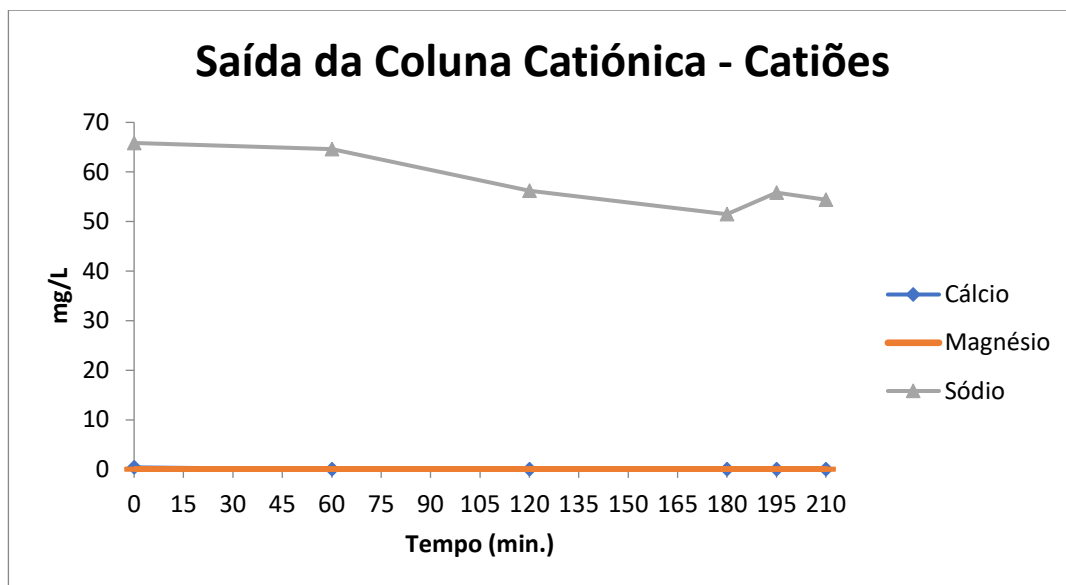


Gráfico 5 - Concentração de catiões na água à saída da coluna catiónica no primeiro ciclo

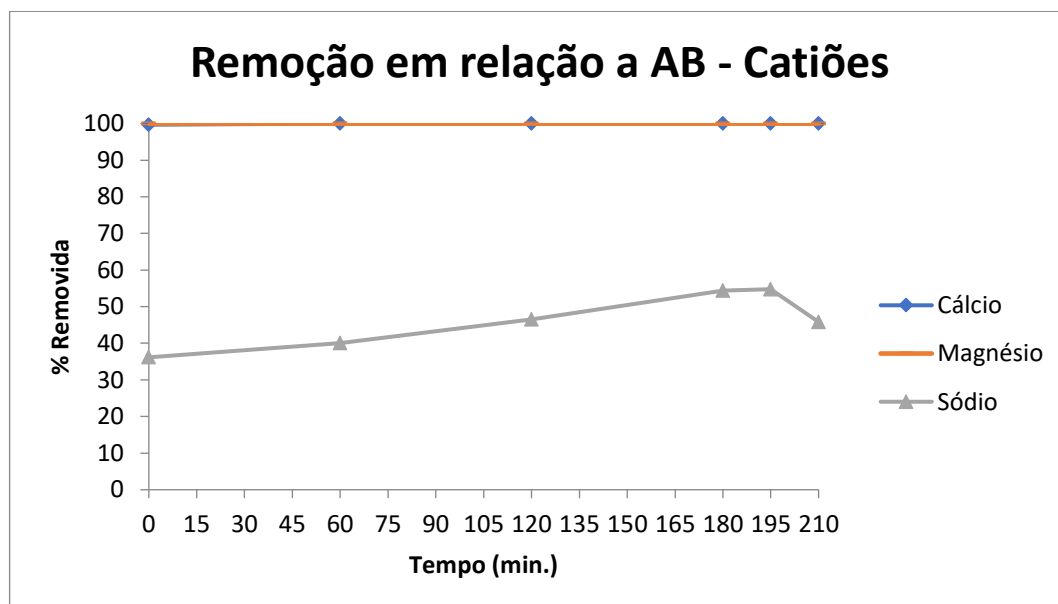


Gráfico 6 - Percentagem removida de catiões na água durante o tratamento na coluna catiónica no primeiro ciclo

O estudo feito ao degaseificador foi apenas ao composto bicarbonato, tal como foi referido anteriormente, assim os gráficos 7 e 8 mostram a evolução do bicarbonato na água à saída deste equipamento. O gráfico 7 corresponde à concentração do bicarbonato na água à saída do degaseificador e o gráfico 8 corresponde à percentagem de remoção deste ião em relação à água bruta, pois entre a entrada da coluna catiónica e a entrada do degaseificador não ocorre remoção. Pelo estudo dos gráficos verifica-se um aumento da remoção do bicarbonato ao longo do ciclo, pois o aumento da remoção de catiões pela coluna catiónica, gráfico 6, leva a um aumento da quantidade de ácido carbónico existente na água e consequentemente a uma maior remoção de CO_2 no degaseificador.

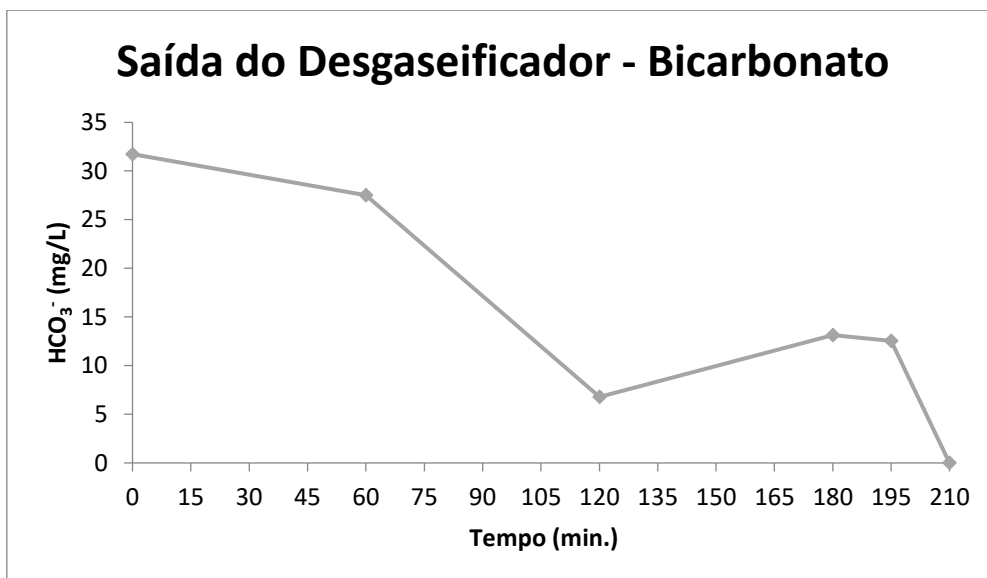


Gráfico 7 - Concentração de bicarbonato na água à saída do desgaseificador no primeiro ciclo

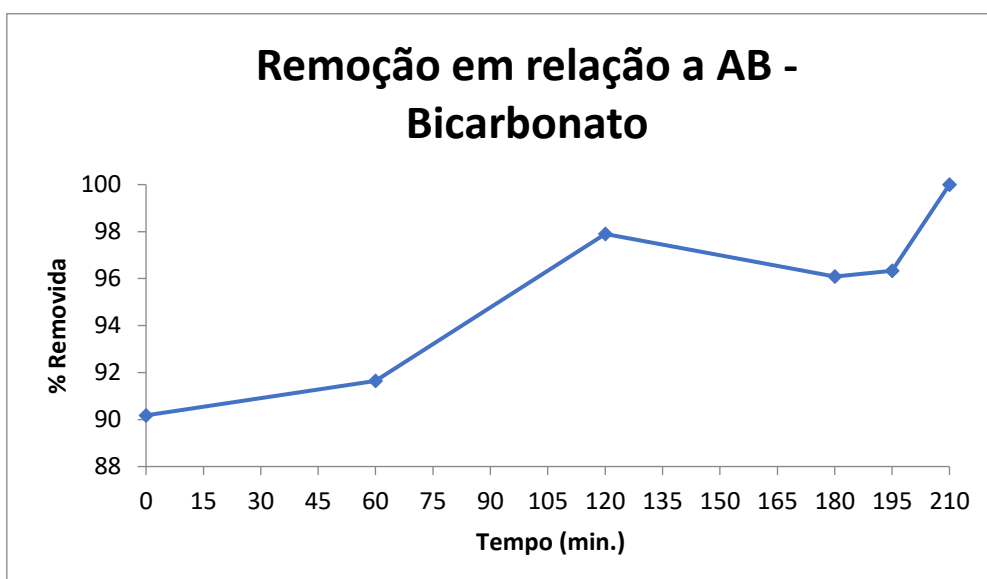


Gráfico 8 - Percentagem removida de bicarbonato na água durante o tratamento no desgaseificador no primeiro ciclo

Em relação à coluna aniônica foi possível obter os gráficos 9 e 10, o primeiro refere-se à concentração de aniões e sílica que se encontram na água à saída da coluna aniônica e o segundo à percentagem de aniões e sílica que foi removida por esta resina em relação à água bruta, excluindo o bicarbonato pois este é em relação à água de entrada na coluna aniônica.

Uma vez que a resina aniônica do tipo II tem uma maior afinidade pelos sulfatos, seguida pelos cloretos, depois pela sílica e no fim pelos bicarbonatos, podemos verificar pelo gráfico 10 que a resina não está a ter o comportamento esperado.

Verifica-se que existe remoção total dos cloretos presentes na água, a sílica é o segundo composto a ser removido, seguido então pelos sulfatos e finalmente pelos bicarbonatos. Pela ordem de afinidades da tabela 2 deveria existir uma remoção total dos sulfatos, no entanto como é essencial

uma maior remoção de cloretos e sílica na água em relação aos outros aniões, tal facto não é preocupante na unidade fabril de Alverca.

À medida que a resina envelhece as fugas iónicas começam a ser superiores devido ao aparecimento de problemas cinéticos, sendo o ião sulfato o primeiro a sofrer fuga iónica, dado que o seu tamanho iónico é superior ao dos outros iões.^[31]

A partir do gráfico 10 é possível apurar uma queda na remoção da sílica e dos iões bicarbonato nos últimos 15 minutos, entre os 195 e os 210 minutos, e tal como já tinha sido referido anteriormente esta ocorrência foi reconhecido pelo operador, tendo sido feito o fecho do ciclo ao fim de 10 minutos.

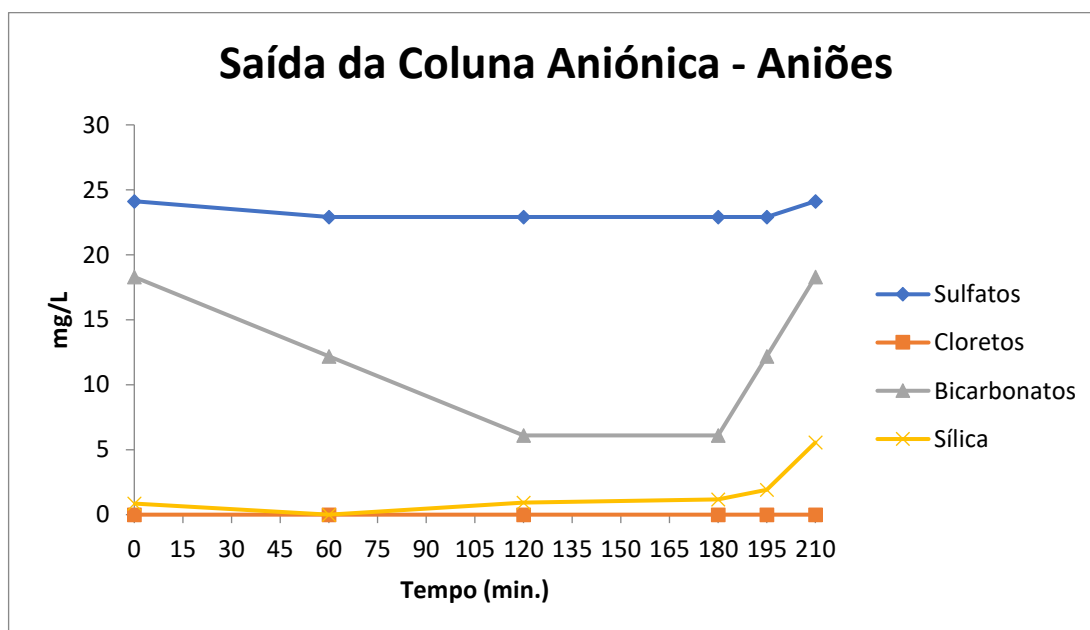


Gráfico 9 - Concentração de aniões na água à saída da coluna aniónica no primeiro ciclo

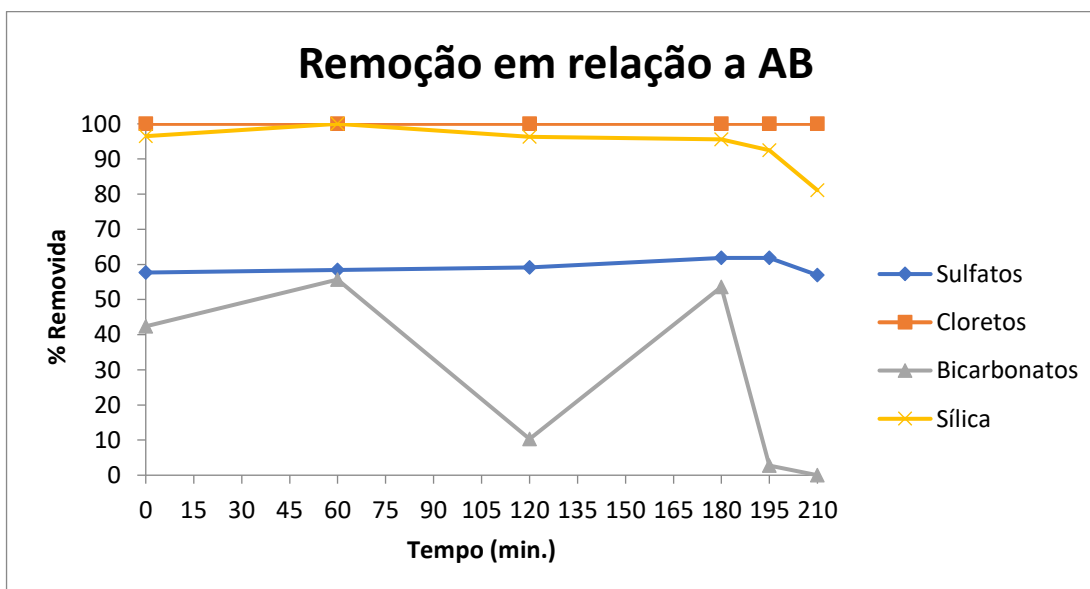


Gráfico 10 - Percentagem removida de aniões na água durante o tratamento na coluna aniónica no primeiro ciclo

Em relação ao leito misto foi possível obter os gráficos 11, 12, 13 e 14. O primeiro refere-se à concentração de catiões à saída, o segundo à percentagem removida de catiões em relação à saída da coluna catiónica, o terceiro à concentração de aniões à saída, e o quarto à percentagem removida de aniões e sílica em relação à saída da coluna aniónica.

Pelos gráficos 11 e 12 pode verificar-se que a resina catiónica do leito misto tem um comportamento esperado, tal como na coluna catiónica da cadeia primária. A remoção no leito misto de cálcio durante todo o ciclo e a remoção do magnésio a partir dos 60 minutos é representada por zero uma vez que a presença destes catiões na água de entrada no leito misto era nula.

Através gráfico 14 verifica-se que a resina aniónica do leito misto, tipo I, apresenta o mesmo comportamento em comparação com a resina aniónica, tipo II, pois existe uma percentagem de remoção de sulfatos inferior ao esperado. Observa-se um aumento da remoção de sílica a partir dos 180 minutos pois a água apresentava uma maior concentração de sílica à entrada deste leito misto, devido à saturação da coluna aniónica da cadeia primária.

Neste gráfico 14 a remoção de sílica em relação à água de entrada no leito misto foi nula aos 0, 60, 120 e 180 minutos porque a água de saída ainda apresentava mais sílica do que a de entrada, provavelmente má regeneração anterior deste leito ou saturação da resina no ciclo de produção anterior, o mesmo acontece para os sulfatos ao minuto 60. A remoção de cloretos é representada por zero pois a água de entrada no leito misto não apresentava este composto.

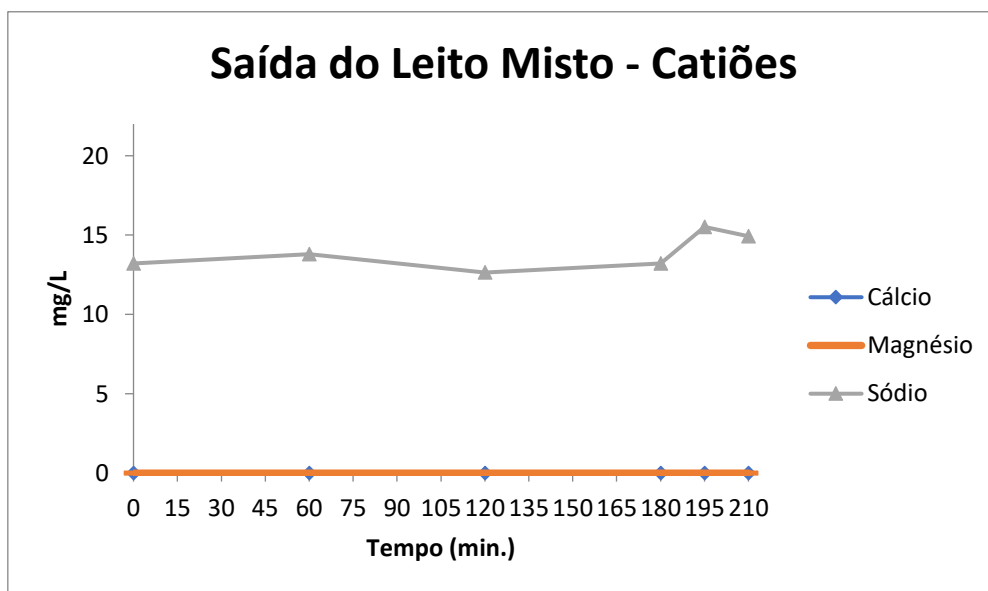


Gráfico 11 - Concentração de catiões na água à saída do leito misto no primeiro ciclo

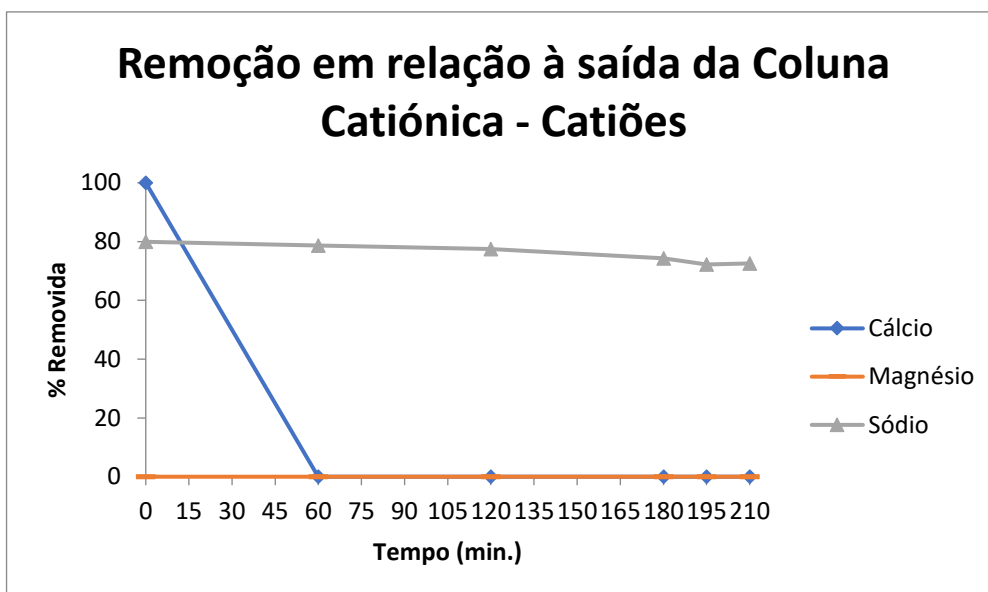


Gráfico 12 - Percentagem removida de cationes na água durante o tratamento no leito misto no primeiro ciclo

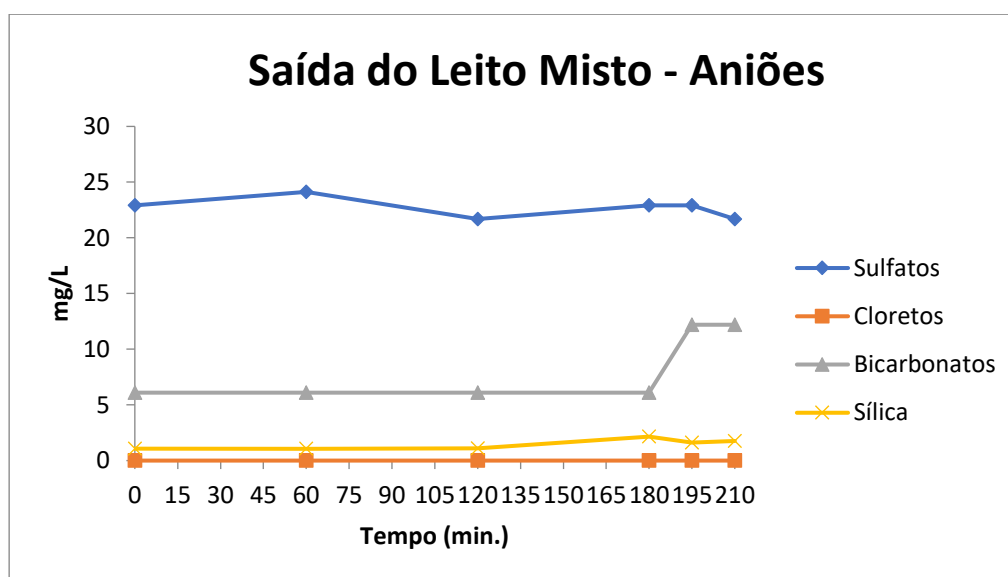


Gráfico 13 - Concentração de aniões e sílica na água à saída do leito misto no primeiro ciclo

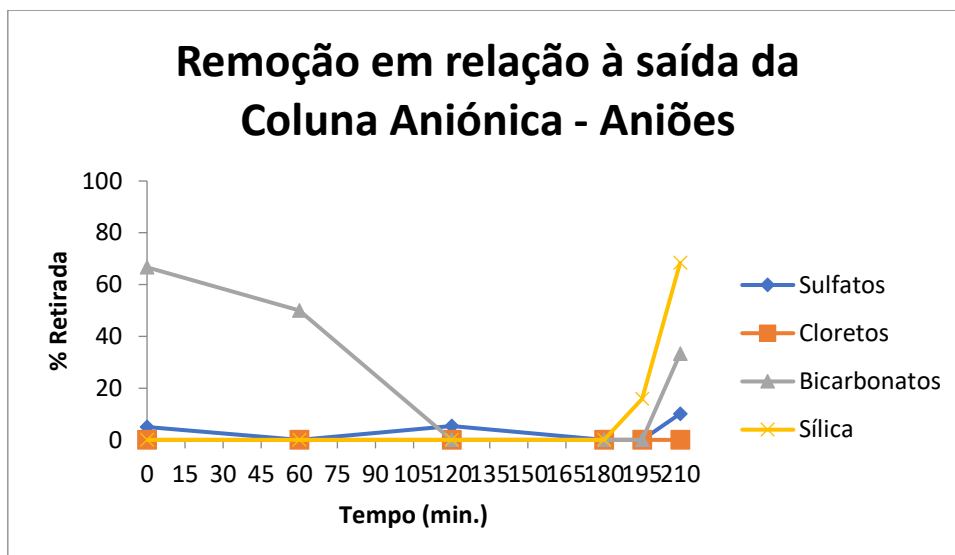


Gráfico 14 - Percentagem removida de aniões e sílica durante o tratamento no leito misto no primeiro ciclo

Finalmente foi possível fazer um estudo total da remoção de cátions e aniões ao longo de todo o ciclo de produção, representado nos gráficos 15 e 16.

Pelo gráfico 15 observa-se uma remoção de cátions com comportamento esperado ao longo de todo o ciclo. Pelo gráfico 16, não esquecendo que do início do ciclo até aos 180 minutos ocorreu a adição de sílica na água pelo leito misto, observa-se uma remoção de aniões não esperada ao longo de todo o ciclo, pois ocorreu a remoção total dos cloretos, seguida pela remoção de bicarbonatos e sílica, por fim a remoção de sulfatos, acabando este por ser o composto menos retirado. No entanto, os cloretos e a sílica são bastante removidos, sendo estes os principais compostos a retirar na UFAA.

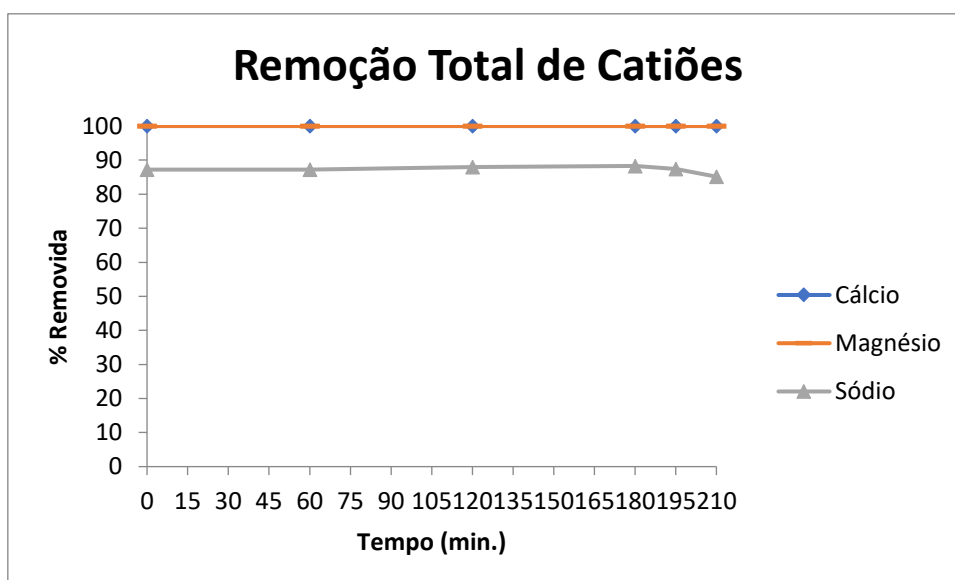


Gráfico 15 - Percentagem de remoção total de cátions durante o primeiro ciclo de produção

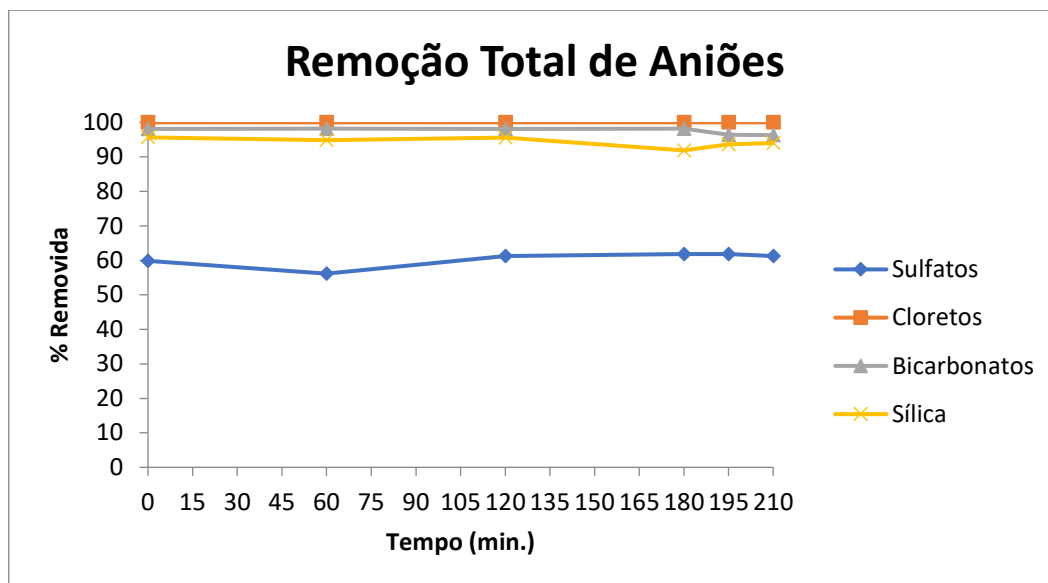


Gráfico 16 - Percentagem de remoção total de aniões durante o primeiro ciclo de produção

4.1.1.2 Segunda Recolha de Amostras

A segunda recolha de amostras foi efetuada de hora a hora cujo ciclo de produção se realizou na cadeia primária B e no leito misto B. Durante esta recolha executou-se um estudo à evolução do caudal de água tratada durante todo o ciclo, retirando-se valores de 15 em 15 minutos no contador e no painel referidos anteriormente, presente nos gráficos 17 e 18.

Pelos gráficos mencionados pode observar-se que o caudal de água tratada ao longo do ciclo não sofreu reduções significativas como aconteceu com o ciclo estudado anteriormente, isto porque após a verificação de existência de sílica na água à saída do leito misto não se fez redução de caudal, procedeu-se sim à paragem do ciclo em estudo.

Pela leitura feita no contador este ciclo de 4 horas produziu 143 m³ de água, sendo o caudal médio de 35,75 m³/h e pela leitura feita no painel este ciclo produziu 140 m³ de água, sendo o caudal médio de 35,0 m³/h, ocorrendo um aumento de volume de água desmineralizada em relação ao ciclo da primeira recolha.

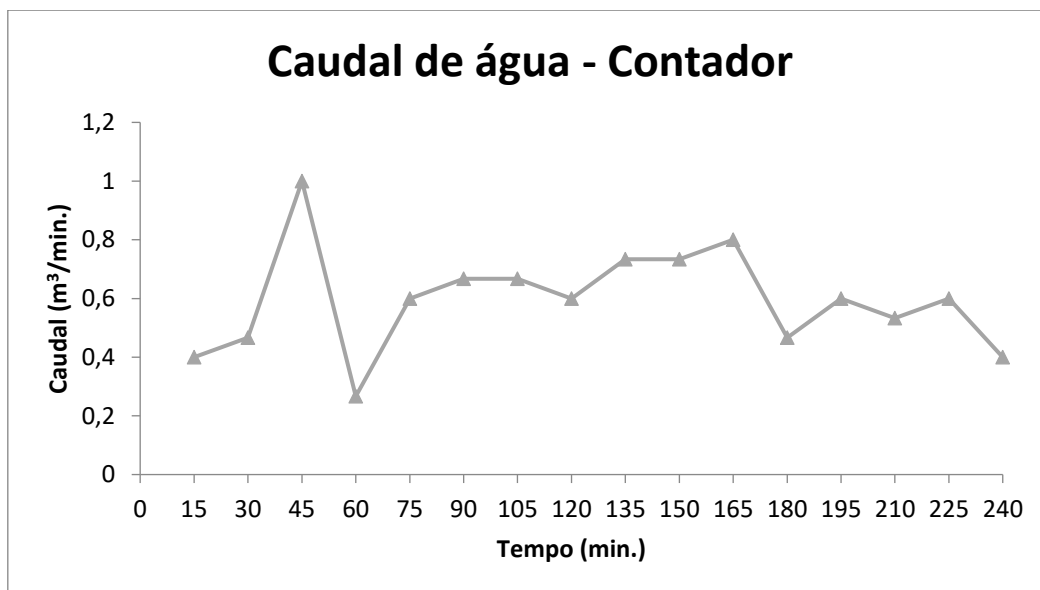


Gráfico 17 - Caudal de água ao longo do ciclo registado no contador no segundo ciclo

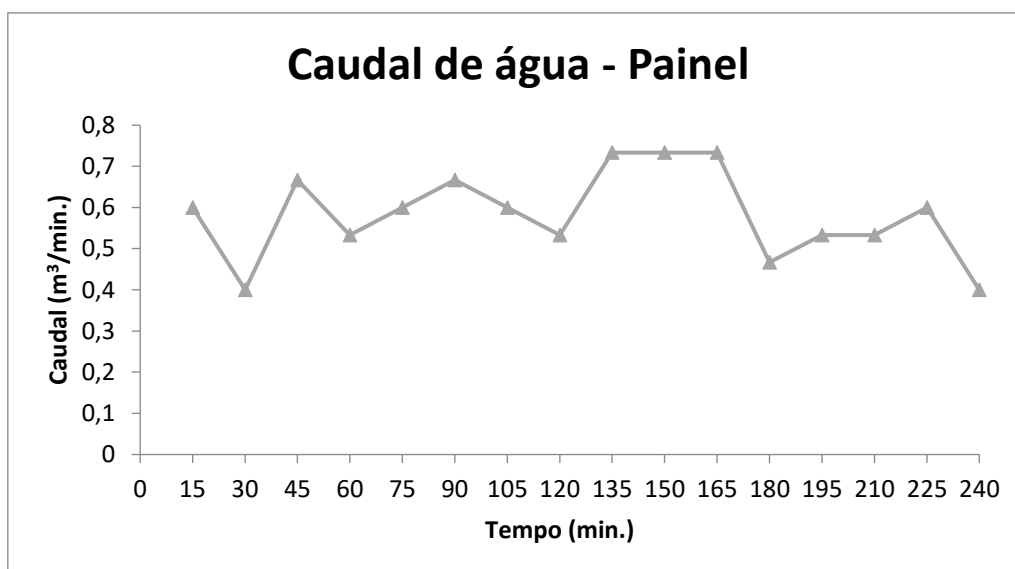


Gráfico 18 - Caudal de água ao longo do ciclo registado no painel no segundo ciclo

Durante esta nova recolha de amostras foram também retirados os valores da condutividade de 15 em 15 minutos à saída da coluna aniónica B e no fim do ciclo, isto é, à saída do leito misto B, a partir do condutivímetro instalado na unidade. Os gráficos 19 e 20 registam a leitura deste parâmetro ao longo do ciclo.

Pelo gráfico 19 observa-se uma constante diminuição da condutividade à saída da coluna aniónica B, correspondendo a um bom funcionamento, houve apenas um pequeno aumento desta aos 240 minutos, momento em que o operador verificou a existência de sílica na água à saída do ciclo, tendo procedido à sua paragem. A condutividade à saída do leito misto representa umas variações entre os 0,068 e 0,069 $\mu\text{S}/\text{cm}$ até aos 165 minutos, tendo depois sofrido uma diminuição, no entanto existe novamente um aumento de condutividade a partir dos 210 minutos até ao fim do ciclo, o qual está de acordo com o aparecimento de sílica verificado pelo operador.

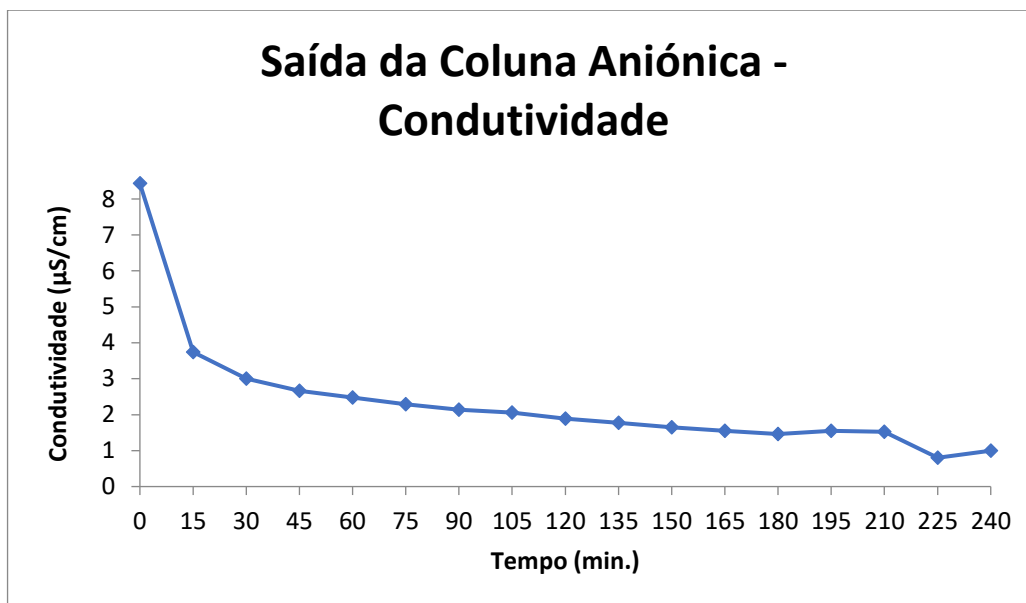


Gráfico 19 - Condutividade à saída da coluna aniônica no segundo ciclo

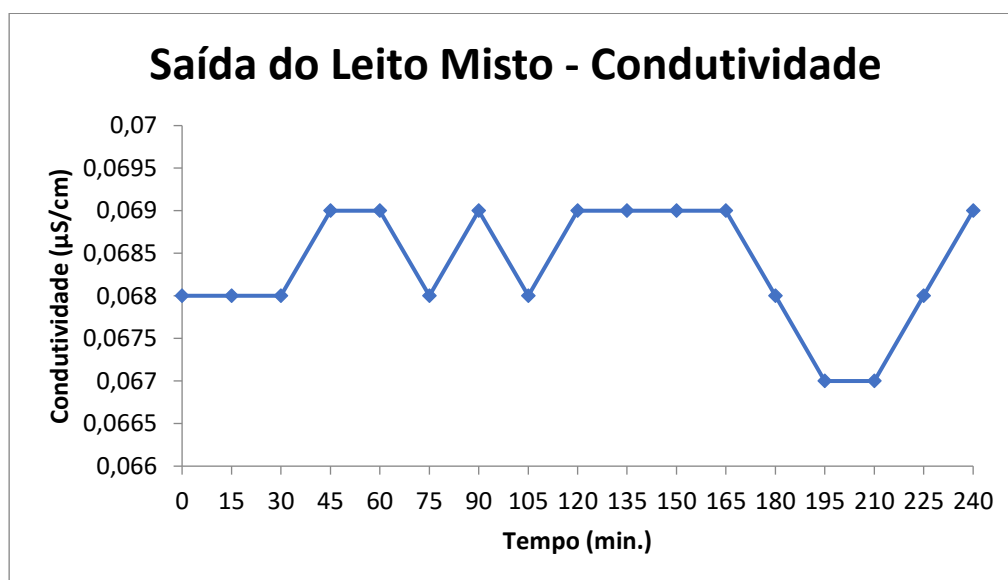


Gráfico 20 - Condutividade à saída do leito misto no segundo ciclo

Após as análises laboratoriais das amostras recolhidas foi possível estudar o comportamento das colunas ao longo do segundo ciclo. Em relação à coluna catiônica foi possível obter os gráficos 21 e 22, sendo o primeiro referente à concentração de catiões na água à saída desta coluna e o segundo referente à percentagem de catiões removida por esta resina em relação à água bruta.

Pode verificar-se que o comportamento da resina catiônica é conforme o esperado, pois retém totalmente o cálcio e o magnésio, já o sódio é o catião menos retido. A remoção do sódio por esta resina não tem grande variação ao longo do ciclo, sofrendo apenas uma ligeira diminuição aos 240 minutos, que corresponde ao fim do ciclo.

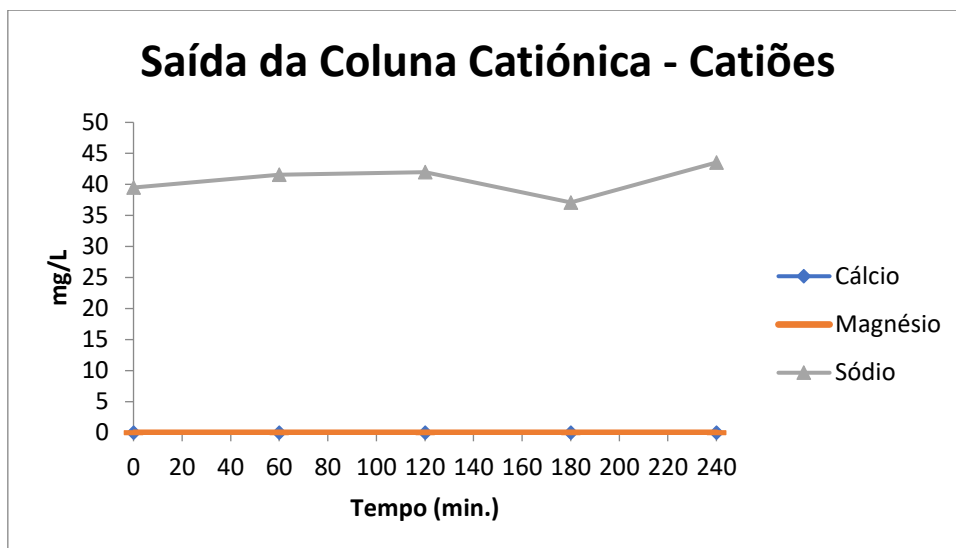


Gráfico 21 - Concentração de catiões na água à saída da coluna catiônica no segundo ciclo

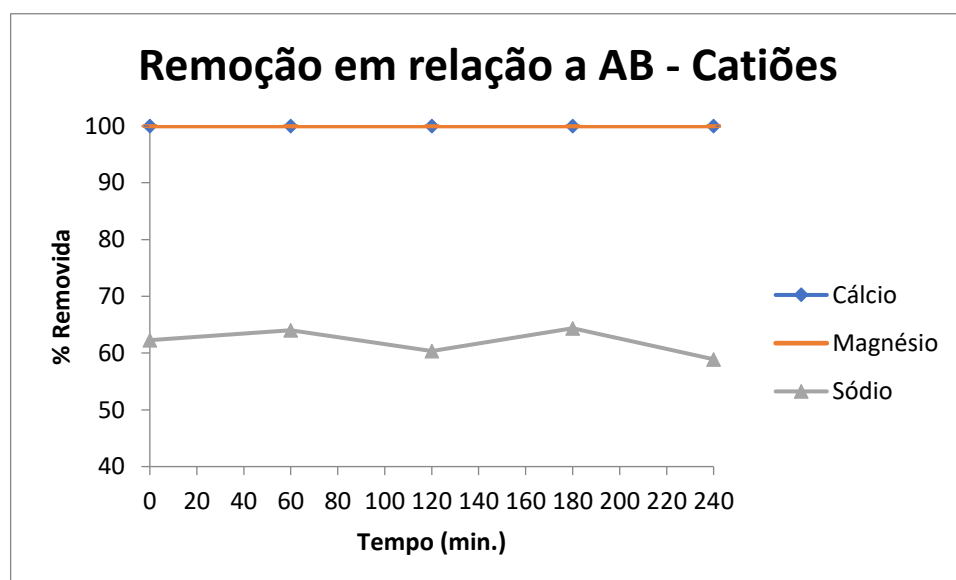


Gráfico 22 - Percentagem de catiões retida pela coluna catiônica em relação à água bruta no segundo ciclo

O estudo realizado ao desgaseificador foi apenas ao bicarbonato, tal como na primeira recolha de amostras, sendo os gráficos 23 e 24 em relação à evolução do bicarbonato na água à saída do desgaseificador e à percentagem de remoção deste ião em relação à água bruta. Pela análise dos gráficos verifica-se um aumento da remoção de bicarbonato no início do ciclo, seguida por uma remoção constante até ao fim deste, o que vai de acordo com a remoção de catiões obtida na coluna catiônica.

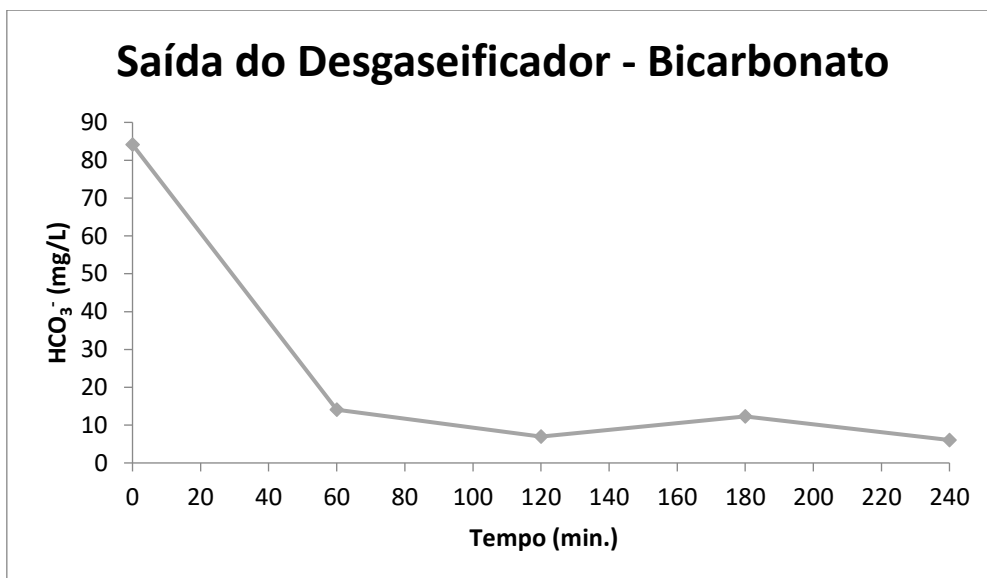


Gráfico 23 - Concentração de bicarbonato à saída do desgaseificador no segundo ciclo

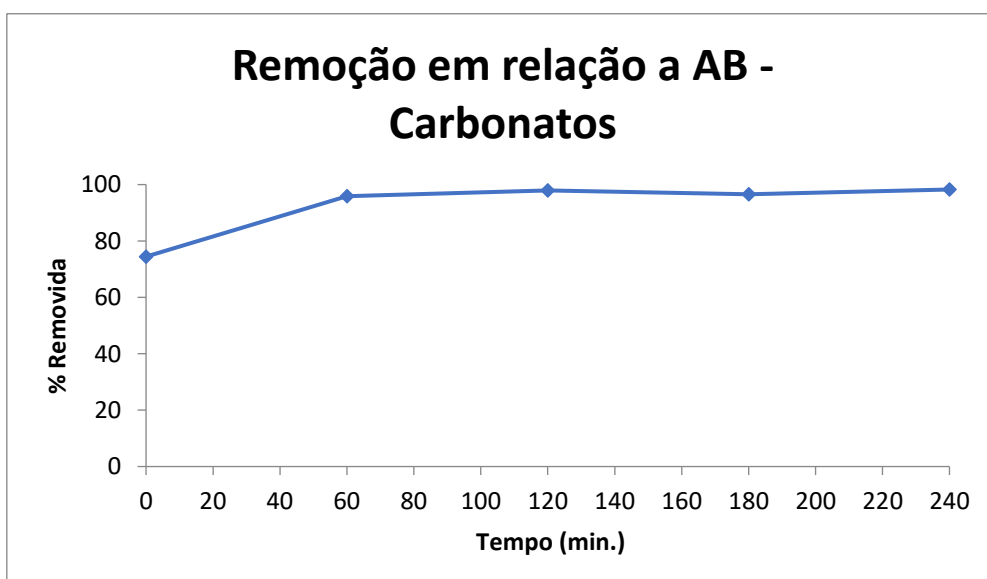


Gráfico 24 - Percentagem removida de bicarbonatos no desgaseificador em relação à água bruta no segundo ciclo

Em relação à coluna aniônica foi possível obter os gráficos 25 e 26, sendo o primeiro referente às concentrações de aniões à saída da coluna aniônica e o segundo à percentagem de aniões retidos por esta coluna em relação à água bruta, excluindo o ião bicarbonato, pois este é em relação à água de entrada desta coluna.

Pelos gráficos verifica-se que a resina não tem o comportamento esperado, pois ocorre a remoção total do cloro, seguida pela remoção da sílica, depois pelo ião sulfato e por fim pelo bicarbonato, tal como obtido no estudo referente à primeira recolha de amostras.

A partir do gráfico 26 verifica-se uma queda na remoção da sílica e dos iões bicarbonato a partir dos 180 minutos, que corresponde ao momento em que o operador verificou a existência de sílica na água de saída, terminando-o.

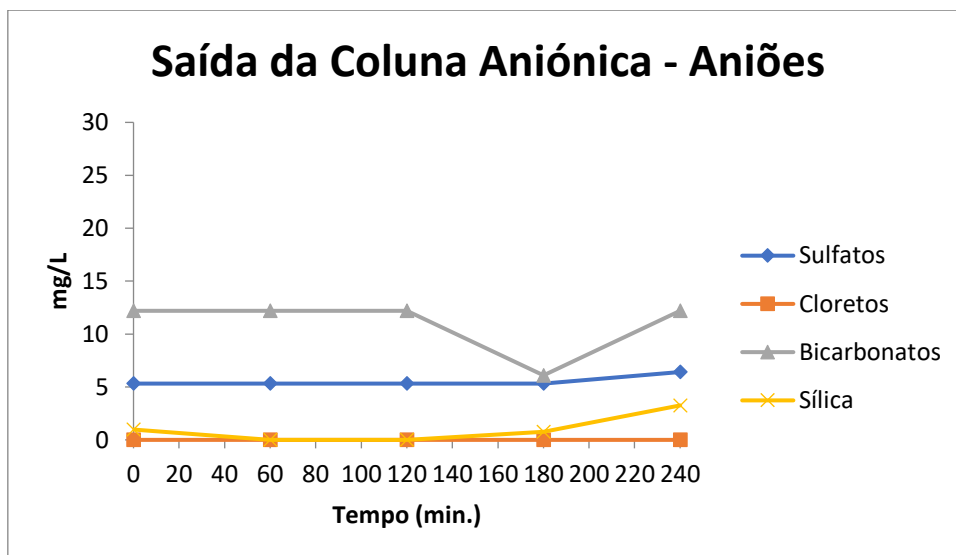


Gráfico 25 - Concentração dos aniões à saída da coluna aniônica no segundo ciclo

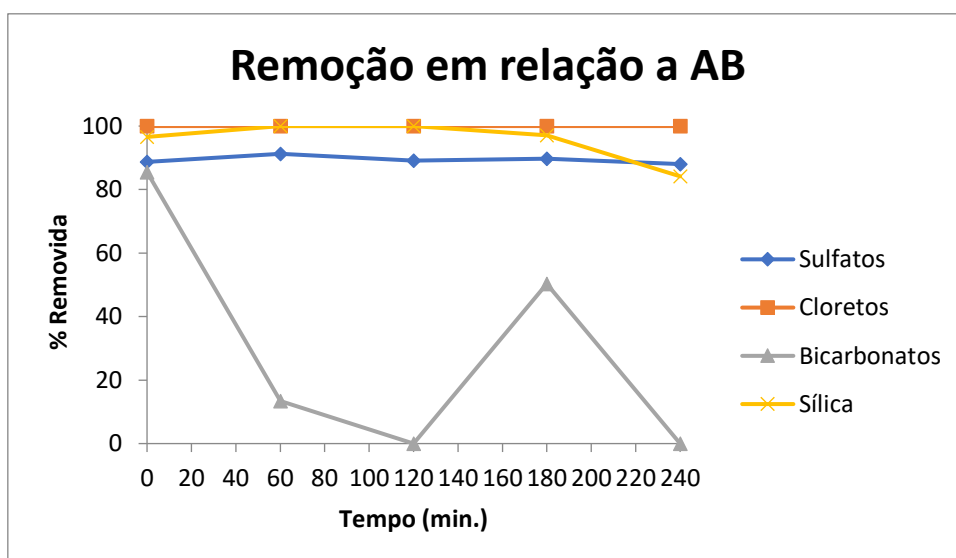


Gráfico 26 - Percentagem removida de aniões na coluna aniônica em relação à água bruta e à água de entrada na coluna no segundo ciclo

Para o estudo do leito misto foi possível obter os seguintes gráficos 27, 28, 29 e 30, o primeiro refere-se à concentração de cátions na água à saída, o segundo à percentagem de remoção destes em relação à saída da coluna catiónica, o terceiro à concentração de aniões na água à saída e por fim, o quarto à percentagem de remoção dos aniões em relação à saída da coluna aniônica.

A partir do gráfico 28 verifica-se que a resina catiónica do leito misto tem um comportamento esperado, sendo a percentagem de remoção do cálcio e do magnésio igual a zero pois estes cátions não estavam presentes na água de entrada do leito.

Pelo gráfico 30 verifica-se que a resina aniônica do leito misto não está a ter um comportamento esperado, pois apenas ocorreu remoção de sílica e de sulfatos ao minuto 240, tendo sido maior para a sílica, o que não seria de esperar tendo em conta a maior afinidade dos sulfatos.

Entre o início do ciclo e os 180 minutos ocorreu a adição de sílica na água em vez da sua remoção, talvez a má regeneração do leito, e não ocorreu nenhuma redução dos sulfatos, no entanto ocorreu remoção de bicarbonatos no início do ciclo e no minuto 120. Os cloretos estão representados com uma percentagem de remoção igual a zero pois não se encontravam presentes na água de entrada do leito.

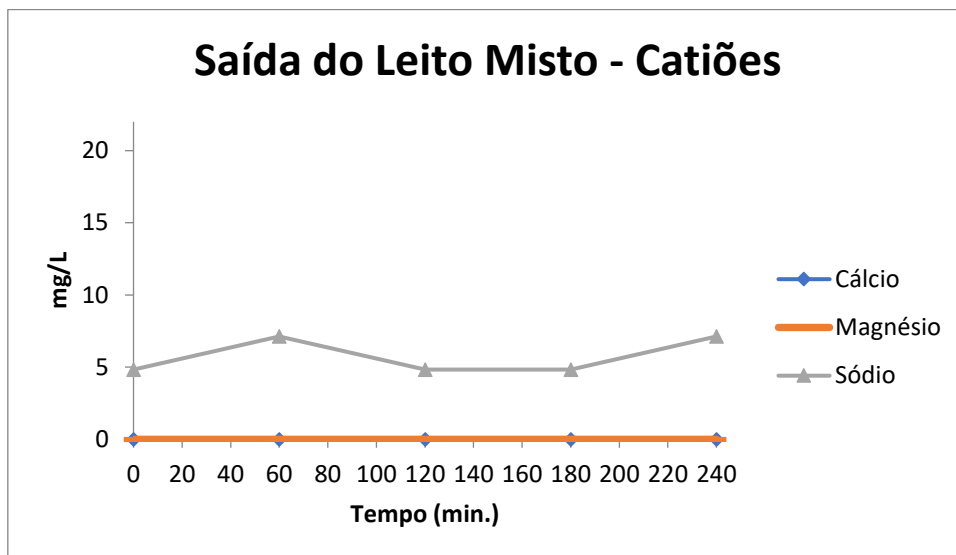


Gráfico 27 - Concentração de catiões na água à saída do leito misto no segundo ciclo

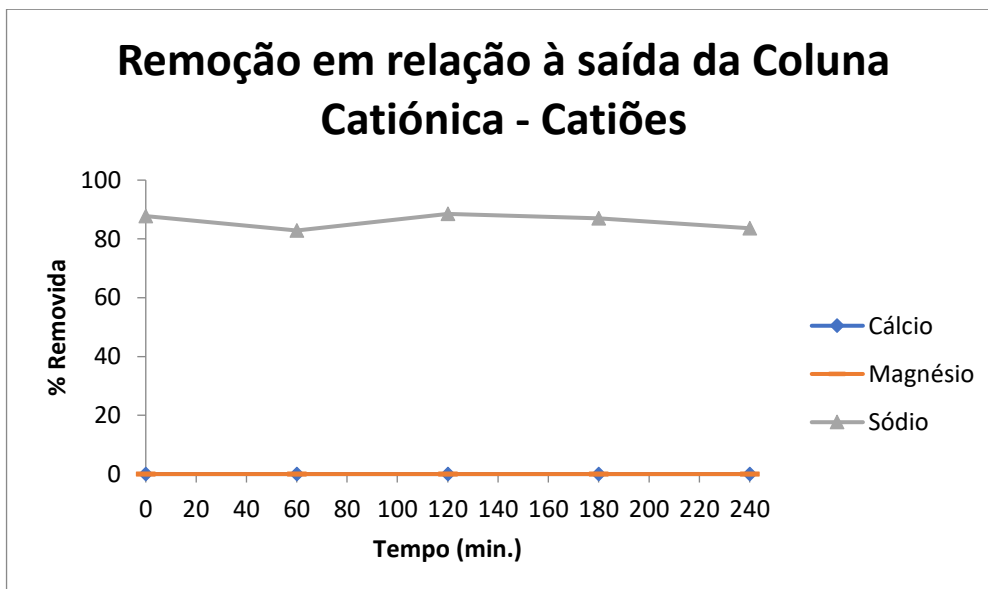


Gráfico 28 - Percentagem removida de catiões no leito misto em relação à saída da coluna catiônica no segundo ciclo

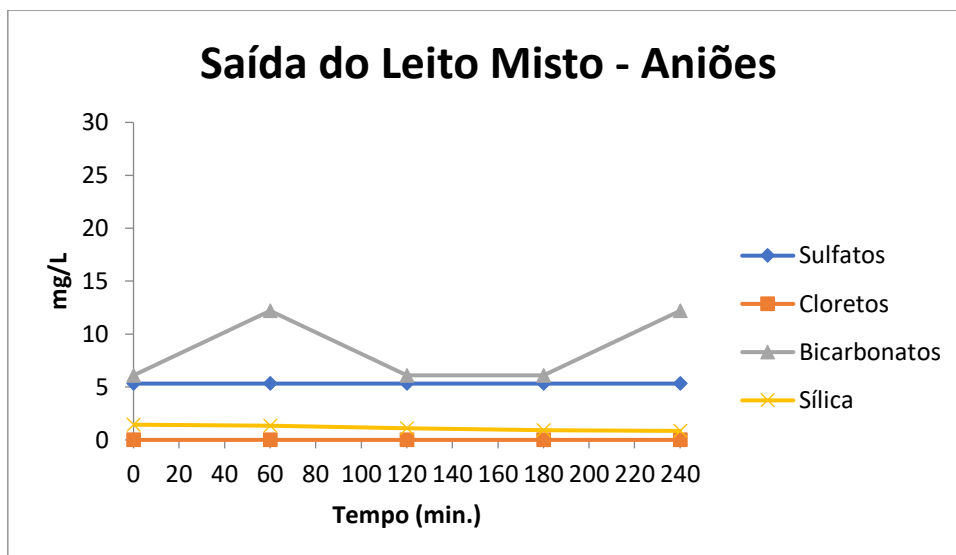


Gráfico 29 - Concentração de aniões na água à saída do leito misto no segundo ciclo

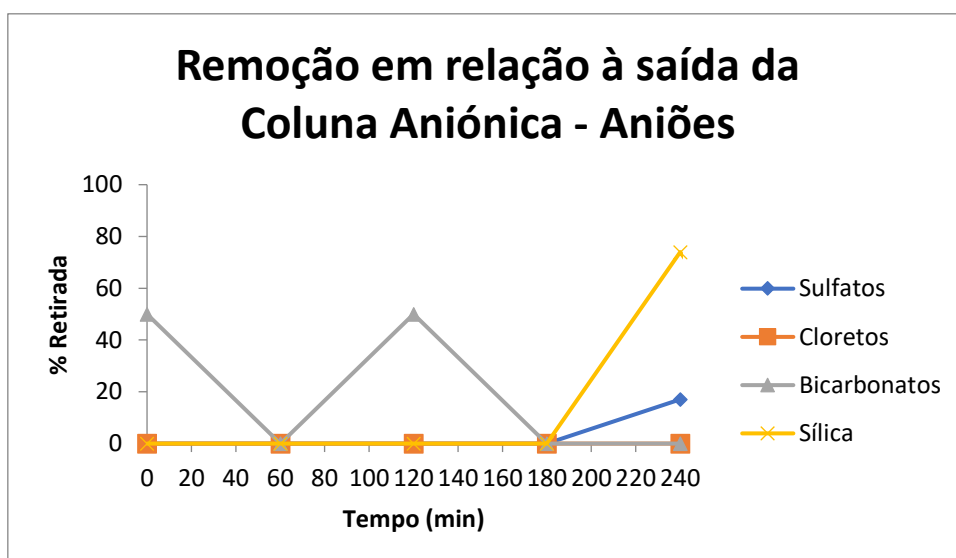


Gráfico 30 - Percentagem removida de aniões no leito misto em relação à saída da coluna aniônica no segundo ciclo

Por fim, obteve-se o estudo das percentagens de remoção de catiões e aniões total ao longo de todo o segundo ciclo, representado pelos gráficos 31 e 32.

Observa-se que durante o ciclo a remoção total de catiões foi como esperada, o mesmo não acontece com a remoção total dos aniões, pois ocorreu remoção total dos cloretos, seguida pelos bicarbonatos, depois pela sílica e por fim os sulfatos, o que não está de acordo com as afinidades representadas na tabela 2. Não será de esquecer que ocorreu a adição de sílica até aos 180 minutos no leito misto, caso não fosse esse aspeto a sua remoção total seria superior.

Embora os sulfatos não estejam de acordo com o esperado, os cloretos são completamente removidos e a sílica quase por completo, sendo estes os principais compostos a retirar.

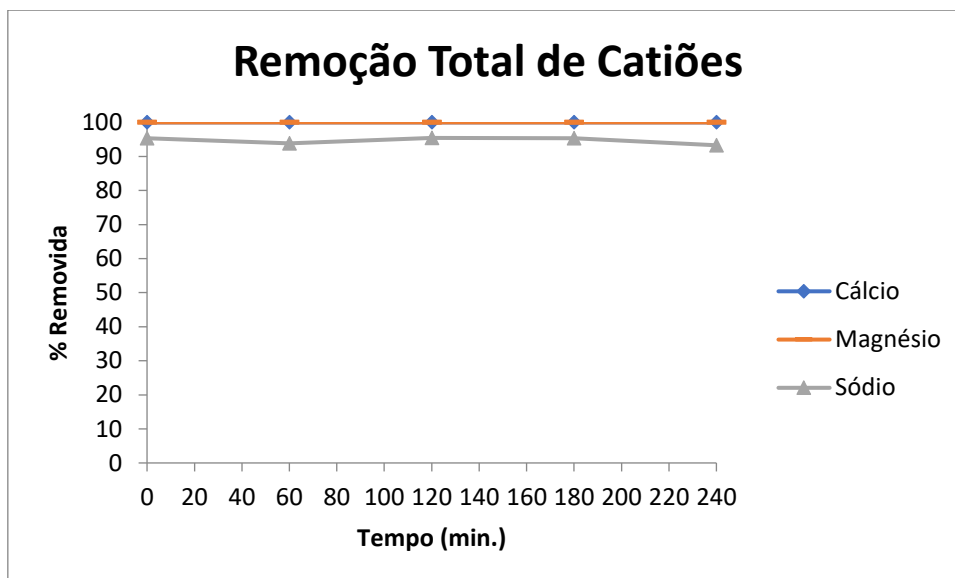


Gráfico 31 - Remoção total de cátions ao longo do segundo ciclo

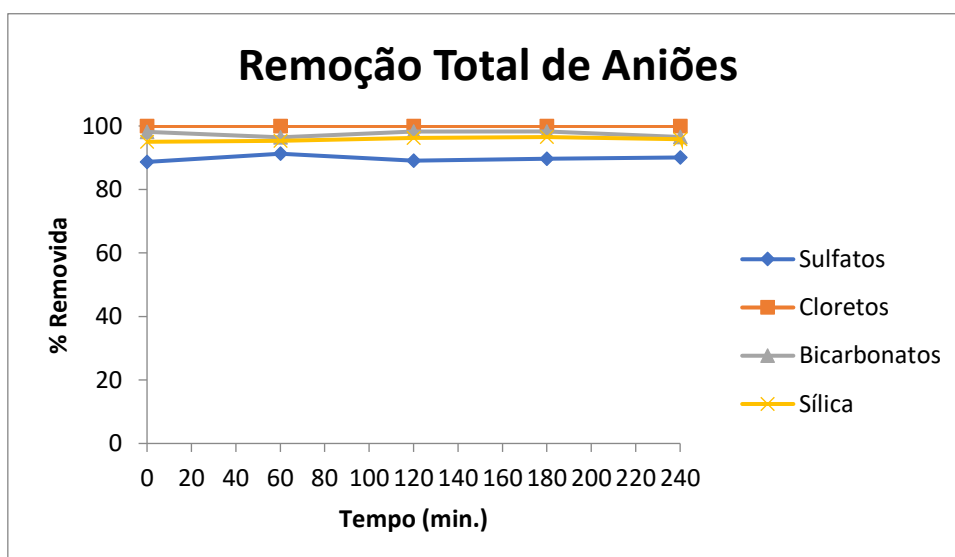


Gráfico 32 - Remoção total de aniões ao longo do segundo ciclo

4.1.2 Comparação dos Resultados das Recolhas de Amostras

Para o estudo do comportamento das resinas existentes na estação de tratamento de águas da UFAA é essencial a comparação entre as duas recolhas realizadas, não se tendo em conta o comportamento do leito misto utilizado durante os ciclos de produção, pois tal como referido anteriormente estes são apenas utilizados para reter fugas iónicas provenientes das duas cadeias precedentes.

Como início de comparação verifica-se que a segunda recolha de amostras teve um ciclo de tempo superior, produzindo mais 25 m³ de água tratada, pela leitura do contador, que a primeira recolha, verificando-se logo aqui uma melhoria resultante da adição de resina nova durante a paragem anual.

Para comparação entre as duas recolhas de amostras é também interessante o estudo dos furos de água a serem utilizados nesse dia, assim como o volume retirado que contribuiu para a formação da água dos tanques T-506 a/b. A partir da tabela 5 observa-se um maior volume retirado do furo RA3 em relação aos restantes, sendo este volume superior para a segunda recolha de amostras. Este furo embora seja o que possui maior volume de água na unidade fabril é também o que possui a menor qualidade de água, contribuindo assim para uma menor qualidade da água bruta na segunda recolha.^[1]

Tabela 5 - Furos utilizados na extração de água durante as recolhas de amostras

1ª Recolha (06/11/17)					
Furos	RA2	RA3	JK1	JK2	JK3
Volume (m³)	230,00	445,00	224,00	240,00	195,00
2ª Recolha (27/11/17)					
Furos	RA2	RA3	JK1	JK2	JK3
Volume (m³)	181,00	459,00	168,00	153,00	148,00

Entre as duas recolhas de amostras verifica-se o mesmo comportamento esperado em relação às resinas catiónicas, ocorrendo a remoção total de cálcio e magnésio em ambas, no entanto verifica-se uma melhoria em relação à remoção de sódio na segunda recolha de amostras, sendo na ordem dos 60%, enquanto na primeira recolha a percentagem removida de sódio começou nos 30% e obteve um máximo nos 54%. Assim, é possível confirmar uma melhoria resultante da adição de resina catiónica nova durante a paragem anual da UFAA.

Em relação à resina aniónica verifica-se o mesmo comportamento em relação à ordem de remoção dos aniões, no entanto verifica-se uma melhoria na remoção de sílica e uma melhoria mais notória na remoção dos sulfatos, uma vez que na primeira recolha a remoção destes era na ordem dos 60% e passou a ser na ordem dos 90%. Portanto, verificou-se um melhoramento resultante da adição de resina aniónica nova durante a paragem, podendo concluir-se que a resina “velha” existente na coluna aniónica é a responsável pela dificuldade em remover os sulfatos, pois ao colocar-se nova ocorreu uma maior retenção destes.

Na totalidade do ciclo de produção, embora também tenha a influência do leite misto utilizado para reter as fugas iónicas resultantes da cadeia primária, houve uma maior percentagem de remoção total de sódio e uma melhoria bastante notória na remoção de sulfatos na segunda recolha.

4.1.3 Comparação entre a Água Desmineralizada Desejada e a Obtida durante a Recolha de Amostras

Através do manual de operação das caldeiras utilizadas para a formação de vapor na UFAA, MO-UFAA-020, onde se utiliza a água desmineralizada como água de alimentação, e através do

manual de operação da unidade 060, é possível obter qual a qualidade desejada de água desmineralizada à saída do tratamento de águas, apresentada na tabela 6.^[1]

Tabela 6 - Qualidade desejada da água desmineralizada da U-445

Condições Desejadas	
pH a 25 °C	7,00-7,50
Condutividade a 25 °C (µS/cm)	< 1,50
Dureza Total (ppm $CaCO_3$)	< 1,00
Sílica (mg/L)	< 0,10
Cloretos (mg/L)	< 2,00

Para termos de comparação entre a qualidade da água desejada e a água final obtida durante os ciclos de produção estudados estudou-se a qualidade da água de todas as amostras recolhidas, tabelas 7 e 8.

Tabela 7 - Qualidade da água desmineralizada obtida no ciclo correspondente à primeira recolha

	Amostra Inicial	Amostra 1	Amostra 2	Amostra 3	Amostra 4	Amostra Final
pH a 25 °C	6,40	6,32	6,32	6,52	6,76	6,55
Condutividade a 25 °C (µS/cm)	0,86	0,56	0,60	0,86	3,40	0,60
Dureza Total (ppm $CaCO_3$)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sílica (mg/L)	1,06	1,06	1,11	2,15	1,61	1,76
Cloretos (mg/L)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

A partir da tabela 7 confirma-se que a dureza total e os cloretos apresentam valores melhores ao desejado em todas as amostras, o mesmo acontece com a condutividade, excluindo a amostra 4, no entanto corresponde a um erro de leitura dado que no gráfico 4 tal não acontece. Verifica-se também que o pH se encontra abaixo do desejado, o que pode obrigar a uma maior atenção na correção a montante das caldeiras, com adição de NaOH. Em relação à sílica observa-se que esta se encontra com valores sempre superiores ao desejado, sendo este composto um parâmetro bastante importante uma vez que a sílica é indesejável na formação de vapor nas caldeiras, pois existe a possibilidade de ocorrer a sua precipitação e deposição reduzindo a eficiência da unidade de vapor.^[32]

Tabela 8 - Qualidade da água desmineralizada obtida no ciclo correspondente à segunda recolha

	Amostra Inicial	Amostra 1	Amostra 2	Amostra 3	Amostra Final
pH a 25 °C	5,85	5,95	6,28	6,87	6,23
Condutividade a 25 °C (µS/cm)	5,88	0,8	0,93	0,59	1,24
Dureza Total (ppm $CaCO_3$)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Sílica (mg/L)	1,43	1,33	1,11	0,91	0,85
Cloretos (mg/L)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

A partir da tabela 8 correspondente verifica-se novamente valores melhores ao desejado em relação à dureza total e aos cloretos em todas as amostras, assim como em relação à condutividade, excluindo a amostra inicial. Em relação à sílica verifica-se novamente que não está de acordo com o desejado, assim como o pH.

Através das análises laboratoriais observou-se a adição, em certos momentos, de sílica pelos leitos mistos em vez da sua remoção, como já referido, existindo então interesse em se estudar a presença de sílica na água à entrada destes leitos, tabela 9.

Tabela 9 - Concentração de sílica na água à saída da coluna aniônica nas duas recolhas

	Amostra Inicial	Amostra 1	Amostra 2	Amostra 3	Amostra 4	Amostra Final
Sílica 1ª Recolha (mg/L)	0,86	0,00	0,94	1,18	1,91	5,55
Sílica 2ª Recolha (mg/L)	0,98	0,00	0,00	0,77	3,26	-

A tabela 9 mostra que na amostra 1 das duas recolhas a concentração de sílica é melhor ao desejado, assim como na amostra 2 na 2ª recolha, no restante tempo tal não se verifica. Concluindo-se que o tratamento de águas da U-445 não está a ser eficiente na obtenção de água com os parâmetros desejáveis.

4.1.4 Cálculo das Capacidades Operacionais e do Volume Real

Após as análises realizadas a cada ponto da unidade de desmineralização, é de interesse o cálculo das capacidades operacionais das resinas fortemente ácidas e básicas que estão a ser utilizadas no tratamento de águas da UFAA, de forma a se comparar com as fichas técnicas fornecidas pelos fabricantes destas, e posteriormente determinar o volume real necessário destas resinas para a produção de água desmineralizada desejada na U-445.

A capacidade das resinas foi calculada para as análises realizadas antes da paragem anual da ADP-Fertilizantes e para as análises realizadas depois, para se verificar se a adição de resina nova levou a um aumento da capacidade total.

A equação de projeto utilizada para o cálculo da capacidade operacional de uma resina é dada pela equação 24, sendo t o tempo do ciclo, C_0 a concentração das espécies a remover, Q o caudal de água a tratar, q a capacidade da resina e V_r o volume de resina.^[33]

$$t \times C_0 \times Q = q \times V_r \quad (24)$$

Esta equação pode ser usada diretamente quando se sabe todos os parâmetros, excluindo o volume de resina. No caso experimental o objetivo é determinar as capacidades das resinas presentes na U-445, sabendo a concentração de espécies removidas, o volume de resina, o caudal de água utilizado e o tempo de duração do ciclo do qual se recolheram amostras.

Dado que as amostras foram retiradas em diferentes intervalos durante todo o ciclo de desmineralização, é necessário ter em conta a concentração de espécies removidas em cada um dos intervalos de tempo, sendo assim necessário calcular a capacidade a partir da equação 25.

$$q = \frac{Q \times \int_0^t (C_{entrada} - C_{saída}) dt}{V_r} \quad (25)$$

Determinou-se em primeiro lugar a concentração removida de cada espécie pela resina sabendo a sua concentração à saída e à entrada da coluna em estudo, para cada intervalo de tempo, equação 26, onde $T_N(f)$ é o resultado obtido para o integral no intervalo de [a,b].

$$T_N(f)_{entrada} - T_N(f)_{saída} = \text{Concentração Removida} \quad (26)$$

Com o caudal de água tratada é possível determinar o número de equivalentes removidos pela resina por ciclo, dividindo pelo volume de resina presente em cada ciclo obtém-se a sua capacidade final operacional.

Após a determinação das capacidades operacionais das resinas utilizadas antes e depois da paragem anual da UFAA, é de todo o interesse fazer a comparação entre estas capacidades e as capacidades teóricas que se encontram nas fichas técnicas, a partir da tabela 10.^{[11][13]}

Tabela 10 - Capacidades reais e teóricas para as resinas aniónicas e catiónicas da UFAA

	Capacidade ANI (eq/L resina)	Capacidade CAT (eq/L resina)
1º Recolha	0,56	0,43
2º Recolha	0,60	0,49
Fichas Técnicas	1,25	2,00

A partir da tabela 10 é possível verificar que a capacidade das resinas após a paragem anual teve uma melhoria, devido à adição de nova resina, no entanto ambas as capacidades se encontram bastante afastadas das mencionadas nas fichas técnicas. Conclui-se que as resinas utilizadas na U-445 não estão a ter a eficiência esperada perante a qualidade da água utilizada no tratamento de águas.

A diferença de capacidades entre as resinas da U-445 e as fichas técnicas é superior nas resinas catiónicas, tal facto é explicado pelo facto de estas serem mais velhas, sofrendo mais degradação. Como as regenerações completas são geralmente ineficientes, a maioria dos processos opera a metade ou um terço da capacidade total do sistema de permuta iónica, no entanto as capacidades obtidas foram inferiores ao esperado.^{[2][34]}

A capacidade operacional das resinas obtida na segunda recolha é tendo em conta as resinas velhas e novas adicionadas que se encontram misturadas na mesma coluna, sendo uma capacidade média total. No entanto, a partir da equação 27 e sabendo a capacidade operacional da resina velha pela primeira recolha é possível determinar a capacidade operacional da resina nova.

$$q_{total} \times V_{resina\ total} = q_{resinas\ velhas} \times V_{resinas\ velhas} + q_{resinas\ novas} \times V_{resinas\ novas} \quad (27)$$

Tabela 11 - Capacidade real das resinas catiónicas e aniónicas novas

	Resinas Catiónicas	Resinas Aniónicas
Capacidade real resinas novas (eq/Lresina)	0,59	0,94

Comparando a tabela 11 com a tabela 10 observa-se que embora as resinas colocadas para reposição sejam novas apresentam uma capacidade inferior à descrita nas fichas técnicas, e esta diferença é superior nas resinas catiónicas.

Ao determinar as capacidades operacionais das resinas utilizadas na U-445 foi de interesse realizar um estudo em relação ao volume de resina necessário, com estas mesmas capacidades, de forma a se retirar o valor máximo de espécies que se encontram na água a tratar.

Para este cálculo do volume de resina necessário utilizou-se um simulador de cálculo de permuta iónica da empresa Lenntech e foram também realizados no Excel tendo por base os cálculos utilizados pelo simulador. É de mencionar que o simulador da Lenntech não tem em consideração a remoção de sílica na resina de permuta iónica fortemente básica.^[35]

Para o cálculo do volume de resina necessário o primeiro passo é verificar os fatores de separação na resina, $\alpha_j^i = \frac{y_i/x_i}{y_j/x_j}$, de cada espécie em relação às outras espécies a serem removidas que estão presentes na água, por exemplo α_{OH-}^i é o factor de separação do anião i que permuta com o ião hidróxido na resina, e os diferentes fatores de separação podem ser obtidos através de $\alpha_k^i = \alpha_j^i \times \alpha_k^j$.

Após determinação destes fatores de separação é possível obter a capacidade de equilíbrio (*equilibrium capacity*) da resina para os diferentes iões, através da equação 28:

$$q_i = \frac{q \times [i]}{\alpha_i^i \times [i] + \alpha_i^k \times [k] + \alpha_i^m \times [m]} \quad (28)$$

Sabendo esta capacidade de equilíbrio é possível determinar o volume máximo de água que pode ser tratada por litro de resina para uma determinada espécie, antes da sua saturação, equação 29.

$$V_{\max(i)} = \frac{q_i}{[i]} \quad (29)$$

Ao calcular o volume máximo de água total que se pode tratar por litro de resina, sabendo a capacidade de equilíbrio para cada espécie, a capacidade operacional e o volume de água que foi

tratada durante o ciclo estudado é possível, finalmente, obter o volume de resina necessário para a capacidade operacional obtida. A determinação do volume necessário de resinas para a remoção máxima dos iões foi efetuada para os dois ciclos de recolha, tabela 12.

Tabela 12 - Volume de resina necessário, em relação a cada recolha, para um ciclo real

		Volume CAT (Lresina/ciclo)	Volume ANI (Lresina/Ciclo)
1ª Recolha	Excel	3367,57	1603,46
	Lenntech	3348,78	1526,04
2ª Recolha	Excel	3501,72	1727,77
	Lenntech	3511,17	1629,49

A partir da tabela 12, que tem em conta um ciclo real de produção, repara-se que para ocorrer a remoção máxima dos iões presentes na água bruta, durante o tratamento da U-445, utilizando a resina com a capacidade operacional, é necessário um volume superior ao utilizado atualmente, pois o volume de resina catiónica existente na UFAA é de 2700 L na primeira recolha e 3000 L na segunda recolha, e o volume de resina aniónica é de 1475 L para a primeira recolha e de 1650 L para a segunda recolha.

Uma vez que o objetivo principal da U-445 é conseguir ciclos para o qual foi projetada, isto é, ciclos ideais de 60 m³/h e de 24 horas, é importante o cálculo do volume de resina necessário para um ciclo ideal, com as diferentes capacidades operacionais calculadas e com as fichas técnicas, tabela 13 e 14.

Tabela 13 - Volume de resina necessário, em relação a cada recolha, para um ciclo ideal de produção

		Volume CAT (Lresina/ciclo)	Volume ANI (Lresina/Ciclo)
1ª Recolha	Excel	42537,75	20254,23
	Lenntech	42302,22	19277,12
2ª Recolha	Excel	35262,09	17398,51
	Lenntech	35357,23	16408,81

Tabela 14 - Volume de resina necessário, em relação às fichas técnicas, para um ciclo de produção ideal

		Volume CAT (Lresina/ciclo)	Volume ANI (Lresina/Ciclo)
Ficha Técnica - 1ª Recolha	Excel	9100,99	9177,08
	Lenntech	9094,98	8636,15
Ficha Técnica - 2ª Recolha	Excel	8668,65	8383,68
	Lenntech	8662,52	7876,23

A partir da tabela 13 é possível verificar que usando as resinas presentes na U-445 para um ciclo ideal é necessário um volume extremamente grande, sendo este volume muito inferior utilizando

as resinas com as capacidades provenientes nas fichas técnicas, tabela 14. No entanto, ainda pela tabela 14, mesmo utilizando resinas cujas capacidades são iguais às que são mencionadas nas fichas técnicas é necessário um volume de resinas catiónicas e aniónicas superior ao utilizado para se conseguir um ciclo ideal, isto devido à qualidade da água bruta utilizada atualmente.

4.2 Opções para Tratamento de Água da UFAA

4.2.1 Comparação entre Resinas de Permuta Iónica

A comparação entre o tipo de resinas fornecido pelo mercado e o tipo de resinas presentes na U-445 é interessante para a possibilidade de ocorrer troca destas resinas por outras que possam melhorar a *performance* do sistema de permuta iónica da UFAA.

Existem dois tipos de resinas catiónicas, tal como referido no ponto 2, que podem ser utilizadas no tratamento de águas por permuta iónica: Resinas Catiónicas Fortemente Ácidas e Resinas Catiónicas Fracamente Ácidas.

As resinas catiónicas fortemente ácidas são utilizadas no amaciamento de água, usualmente na forma de Na^+ , assim como na desmineralização de água, normalmente na forma de H^+ , este tipo de resina quando utilizada na desmineralização remove a maior parte dos catiões na água bruta e funciona corretamente a qualquer tipo de pH.^{[11][36]}

As resinas catiónicas fracamente ácidas são utilizadas para *dealkalinization*, desmineralização parcial e desmineralização total quando se encontram combinadas com as resinas catiónicas fortemente ácidas. Este tipo de resina não consegue retirar a maior parte dos catiões na água bruta, no entanto tem uma eficiência de regeneração superior às resinas catiónicas fortemente ácidas, reduzindo a quantidade de ácido utilizado na regeneração.^[36]

Dado que na U-445 são utilizadas resinas catiónicas fortemente ácidas, nas cadeias primárias e no leito misto, e como estas conseguem remover uma maior quantidade de catiões existentes na água bruta em comparação com as fracas, não será preferencial fazer a troca do tipo de resinas catiónicas presentes na unidade.

Existem dois tipos de resinas aniónicas, tal como referido no ponto 2, para o tratamento de águas por permuta iónica: Resinas Aniónicas Fortemente Básicas e Resinas Aniónicas Fracamente Básicas. As resinas aniónicas fortemente básicas podem também ser divididas em tipo I, tipo II e tipo III. As resinas presentes na U-445 são do género resina aniónica tipo I nos leitos mistos e tipo II nas cadeias primárias.

As resinas do tipo I são as que têm maior afinidade com os ácidos fracos, incluindo a sílica, por isso são principalmente utilizadas para a remoção destes compostos no processo de desmineralização, sendo favorecidas por aplicações a altas temperaturas (até 50°C). As resinas do tipo I são também mais estáveis que as de tipo II.^{[3][37][38]}

As resinas do tipo II têm uma eficiência de regeneração e uma capacidade operacional superior às do tipo I, no entanto a sua afinidade com a sílica é inferior e está limitada a temperaturas mais baixas (<35°C).^{[13][38]}

As resinas tipo III têm uma excelente resistência ao choque térmico e osmótico em comparação com os outros tipos de resinas aniônicas fortemente básicas. Têm uma alta eficiência de regeneração, mostram baixas degradações térmicas até 50°C e o seu desempenho de remoção de sílica é igual à resina tipo I.^[39]

As resinas aniônicas fracamente básicas são utilizadas para a remoção de ácidos minerais, como o ácido clorídrico, e quando não é necessário a remoção de sílica na água. Este tipo de resinas é utilizado na desmineralização de águas em combinação com as resinas aniônicas fortemente básicas, e têm também uma capacidade operacional e uma eficiência de regeneração superior às resinas aniônicas fortes.^{[2][37][40]}

Dado que na U-445 são utilizadas resinas aniônicas tipo II e I, não será necessário a modificação do tipo de resinas, uma vez que a utilização do tipo II na cadeia primária seguida pela utilização do tipo I no leito misto é a melhor combinação possível, uma vez que a resina do tipo II tem maior capacidade operacional que a do tipo I, e esta última tem maior afinidade com a sílica, levando assim à remoção das fugas de sílica existentes anteriormente. Embora as resinas aniônicas fracamente básicas tenham maior capacidade operacional que as fortes a sua utilização não é preferível nesta unidade, uma vez que a remoção da sílica é um dos principais parâmetros a ter em conta no tratamento de águas da UFAA. A utilização da resina tipo III também não é favorável, pois embora tenha aspetos positivos a sua capacidade operacional é inferior às do tipo I e II utilizadas na unidade.^{[12][13][39]}

4.2.2 Sistema de Osmose Inversa^{[14][15]}

A consideração de um sistema de osmose inversa antes da U-445 é uma possibilidade para a melhoria da *performance* do tratamento de águas por permuta iónica, de forma a que a água chegue com melhor qualidade levando a um aumento dos ciclos de produção e diminuição do número de regenerações das colunas de permuta iónica.

O estudo do sistema de osmose inversa para a água de alimentação da UFAA foi realizado a partir do software de design ROSA (*Reverse Osmosis System Analysis*), disponível pela empresa DOW, que para além de permitir fazer o design do sistema apresenta também os parâmetros referentes à qualidade da água resultante deste tratamento.

No estudo de tratamento de águas por osmose inversa foi essencial perceber qual o tipo de água de alimentação deste sistema, uma vez que a água bruta utilizada no tratamento de águas é essencialmente de captação e é considerada uma água de furo (*well water*) que se insere dentro da categoria de águas de baixa salinidade (*brackish water*) com SDI < 3.

Para a determinação do sistema de osmose inversa é necessário definir a qualidade da água de alimentação, obtida laboratorialmente a partir das análises às amostras de água bruta recolhidas no início da permuta iônica na U-445, a taxa de recuperação utilizada, a temperatura de operação, 20°C, e o caudal de permeado desejado, 60 m³/h, que corresponde ao caudal para o qual a U-445 foi projetada.^[20]

Para o design do sistema de osmose inversa no software ROSA é necessário ter em conta o fator de colmatção (*flow factor*), que é um fator utilizado neste programa para calcular a pressão de alimentação do sistema. Este fator é definido como a fração da permeabilidade real de uma membrana em relação à membrana com fluxo nominal definido, considerando os efeitos de incrustações reversíveis e irreversíveis, efeitos de envelhecimento da membrana devido à temperatura, pressão e tempo de operação e é também considerado uma margem de segurança.^[41]

A utilização de um fator de colmatção igual a 1,00 leva ao cálculo da pressão de alimentação para um sistema ideal, no entanto esta pressão tem de ser calculada tendo em conta a mudança do sistema ao longo do tempo, pois este fator diminui não linearmente com o tempo dependendo do potencial de incrustações da água de alimentação e dos outros fatores já referidos. A empresa DOW recomenda o design do sistema de osmose inversa tendo em conta um fator de colmatção igual a 1,00 e um fator de colmatção igual a 0,75 para as águas de furo, sendo que a pressão de alimentação obtida no primeiro caso será relativa ao sistema com as membranas limpas e a obtida com 0,75 será a pressão máxima necessária para o sistema antes da substituição necessária das membranas.^[41]

Antes do design é também necessário fazer a escolha do tipo de módulos a serem utilizados, tendo-se optado pelo tipo DOW FILMETEC™ BW30HR-440i da empresa DOW, pois as suas membranas são ideais para o tipo de água de alimentação utilizada, são das que têm uma maior área ativa e uma maior percentagem de rejeição de sais, 99,7 %.^{[42][43]}

O design de um sistema de osmose inversa é realizado através da formação de um ou mais andares, dependendo do grau de concentração e da pureza necessária, tendo em conta uma operação contínua com fluxo constante de permeado e uma recuperação constante no sistema. Este sistema pode ser realizado em modo operação descontínuo caso seja necessário o tratamento de volumes pequenos de água de forma descontínua, o que não é o caso da UFAA.

Durante a projeção de um sistema de osmose inversa no software ROSA foi também indispensável determinar o número de vasos de pressão em cada andar do sistema e qual o número de módulos existentes nestes vasos, de modo a que o fluxo de permeado estivesse dentro do intervalo 16-20 L/(m².h). A este respeito, teve-se em conta a recomendação pela empresa DOW da utilização de vasos de pressão com apenas 6 módulos para o tipo de água empregue.^[17]

Para o projeto do sistema de osmose inversa necessário a instalar na UFAA, fez-se, por meio do software ROSA, o estudo a partir da composição média da água bruta obtida na 1ª e na 2ª recolha,

estando os valores obtidos na tabela 15. No entanto para termos de comparação entre os vários sistemas projetados serão focados os valores obtidos referentes à 1ª recolha.

Tabela 15 - Qualidade da água bruta obtida a partir das recolhas efetuadas

Qualidade Água Bruta		
	1ª	2ª
	Recolha	Recolha
SO_4^{2-} (mg/L)	57,37	52,39
Cl^- (mg/L)	214,53	189,36
HCO_3^- (mg/L)	330,28	342,82
Na^+ (mg/L)	108,74	107,23
Ca^{2+} (mg/L)	128,07	123,12
Mg^{2+} (mg/L)	18,37	14,87
Sílica (mg/L)	25,17	26,52
pH	7,60 (23,40°C)	7,52 (20,70°C)
Condutividade ($\mu S/cm$)	1190,17 (23,60°C)	1137,80 (21,00°C)

No estudo da qualidade de permeado obtido apenas se teve em atenção a concentração de sílica e cloretos, a dureza total, a condutividade e o pH pois são os parâmetros definidos para a qualidade da água desejada no final do tratamento de águas da UFAA, tabela 6. A condutividade foi obtida a partir dos sólidos totais dissolvidos (TDS) a partir da equação 30.^[44]

$$TDS \left(\frac{mg}{L} \right) = 0,5 \times 1000 \times Conductivity \left(\frac{mS}{cm} \right) \quad (30)$$

4.2.2.1 Sistema Simples

Começou por se projetar um sistema simples, de um só andar (*single-stage system*), esquema representado na figura 12.

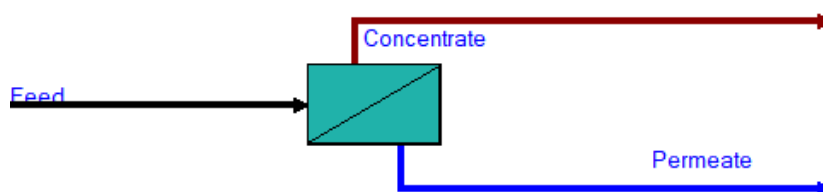


Figura 12 - Esquema de um Sistema de Osmose Inversa Simples

A taxa de recuperação máxima recomendada para um sistema simples de um só andar é de 50%, assim utilizou-se este valor para um fator de colmatção igual a 1,00 e a 0,75, tendo-se obtido a qualidade de permeado apresentada nas tabelas 29, 30, 31 e 32 no anexo I. Em comparação com a tabela 6 verifica-se que apenas a concentração de sílica e de cloretos se encontra abaixo do desejado.

Este sistema não é adequado para o tratamento de águas na UFAA, pois o caudal de alimentação necessário é muito grande, havendo um significativo desperdício de água.

4.2.2.2 Sistema Simples com Reciclagem

Dado que a taxa de recuperação de 50% de um sistema simples com um só andar não é ideal procede-se à projeção deste sistema com reciclagem, figura 13.

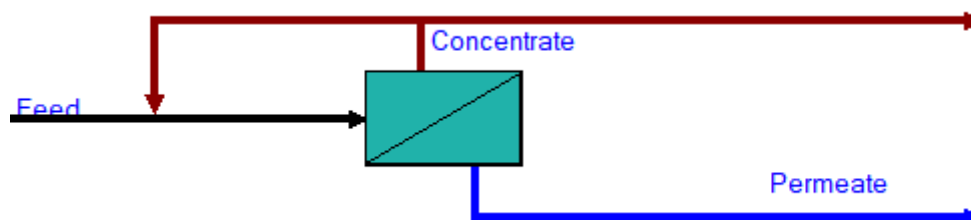


Figura 13 - Esquema de um Sistema de Osmose Inversa Simples com Reciclagem

Um dos primeiros passos para este estudo é a determinação da recuperação máxima, Y_L , a poder ser utilizada, a partir da equação 31.

$$Y_L = 1 - \frac{\pi_f(\overline{pf})(\overline{R})}{P_f - \overline{\Delta P_{fc}} - P_p} \quad (31)$$

Onde π_f é a pressão osmótica da alimentação, $\overline{pf} = e^{0,7 \times \overline{Y_i}}$, sendo $\overline{Y_i}$ a recuperação média de cada módulo, \overline{R} a rejeição média de sal pelo sistema, P_f a pressão de entrada, $\overline{\Delta P_{fc}}$ a queda de pressão média do lado do concentrado e P_p a pressão do permeado. Para o cálculo destes parâmetros e da equação 31 teve-se em conta os resultados obtidos para o sistema simples anterior, com um fator de colmatção igual a 0,75.

A taxa de recuperação máxima a ser utilizada para a primeira recolha foi de 93,39 % e para a segunda recolha foi de 93,64 %, tendo sido necessário um caudal de reciclagem de 34,19 m³/h e 34,32 m³/h respetivamente. A qualidade do permeado obtido encontra-se nas tabelas 29, 30, 31 e 32 no anexo I, e pode observar-se que nenhum dos parâmetros se encontra dentro dos valores desejados pela tabela 6, obtendo-se um permeado com uma qualidade bastante reduzida, não compensando a diminuição do caudal de água de alimentação.

Foi também realizada a projeção deste sistema de osmose inversa com uma taxa de recuperação igual a 75 % e um fator de colmatção igual a 0,75 para termos de comparação com o ponto 4.2.2.3 em seguida. Neste caso é necessário um caudal de reciclagem de 18,4 m³/h e verifica-se uma melhoria na qualidade do permeado, tal como esperado pela figura 7.

4.2.2.3 Sistema de Dois Andares

Para a utilização de uma taxa de recuperação superior a 50 % é também de interesse estudar um sistema com 2 andares, esquema na figura 14, onde o concentrado resultante do primeiro andar é a alimentação do segundo andar.

A implementação do número de vasos de pressão em cada andar teve em conta que deverá ser na razão 2:1 entre os andares, com 6 elementos cada um.

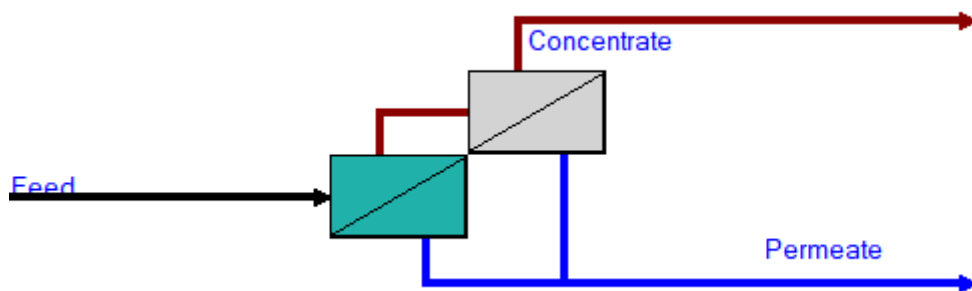


Figura 14 - Esquema de um Sistema de Osmose Inversa de Dois Andares

Para a projeção deste sistema foi utilizada uma taxa de recuperação igual a 75 %, que é o valor máximo permitido, para um fator de colmatação igual a 1,00 e a 0,75, os valores obtidos encontram-se nas tabelas 29, 30, 31 e 32 no anexo I. Verifica-se uma melhoria na qualidade do permeado em relação ao sistema simples com reciclagem com a utilização de uma taxa de recuperação de 75 % e fator de colmatação igual a 0,75.

Pela figura 7, é de esperar que a qualidade do permeado melhore com a diminuição da taxa de recuperação, no entanto tal não compensa uma vez que seria necessário um caudal de alimentação superior.

4.2.2.4 Sistema com Três Andares

Para a utilização de uma taxa de recuperação superior a 75 % é aconselhável a utilização de um sistema com três andares, esquema da figura 15.

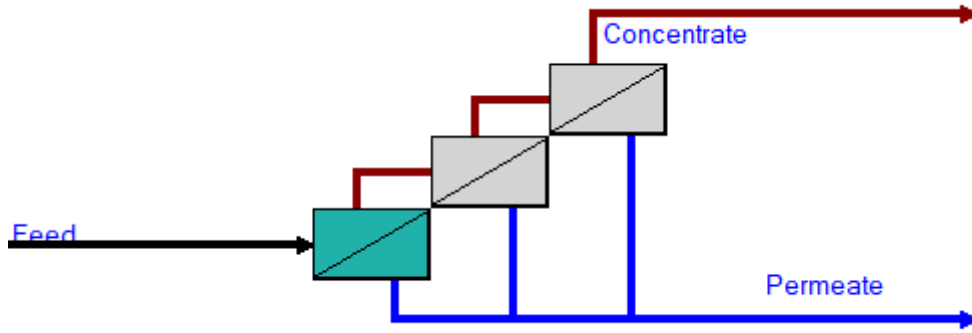


Figura 15 - Esquema de um Sistema de Osmose Inversa com Três Andares

Para a determinação do número de vasos de pressão em cada andar foi necessário calcular, pela equação 32 o número de módulos necessários, N_E , considerando um fluxo de permeado, f , igual a 17 L/(m².h). Considerando que cada vaso de pressão contém 6 módulos então determina-se o número total de vasos de pressão a serem utilizados.

$$N_E = \frac{Q_p}{f \times S_E} \quad (32)$$

Onde f é o fluxo de permeado, Q_p é o caudal de permeado e S_E a área ativa das membranas utilizadas.

Considerando que cada vaso de pressão contém 6 módulos então determina-se o número total de vasos de pressão, N_v , a serem utilizados e seguidamente a distribuição destes pelos andares a partir da equação 33 para o primeiro andar, $N_v(1)$, e da equação 34 do segundo andar, $N_v(2)$, tendo em conta que B é dado pela equação 35, obtendo-se então uma razão de 8:4:2.

$$N_v(1) = \frac{N_v}{1-B^{-1}-B^{-2}} \quad (33)$$

$$N_v(2) = \frac{N_v(1)}{B} \quad (34)$$

$$B = \left[\frac{1}{1-Y} \right]^{\frac{1}{n}} \quad (35)$$

Onde n é o número de andares e Y a recuperação do sistema.

Os valores obtidos utilizando-se uma taxa de recuperação de 85 %, dentro do intervalo recomendado para este sistema de 85-90 %, encontram-se nas tabelas 29, 30, 31 e 32 no anexo I, e tal como seria de esperar a qualidade de água do permeado à saída deste sistema é menor que a de um sistema com dois andares.

4.2.2.5 Sistema de Dois Andares com Reciclagem

O estudo de um sistema de dois andares com reciclagem foi também de interesse, esquema da figura 16, utilizando-se uma taxa de recuperação de 75 % e um caudal de reciclagem igual a 5 m³/h para um fator de colmatção igual a 1,00 e 0,75.

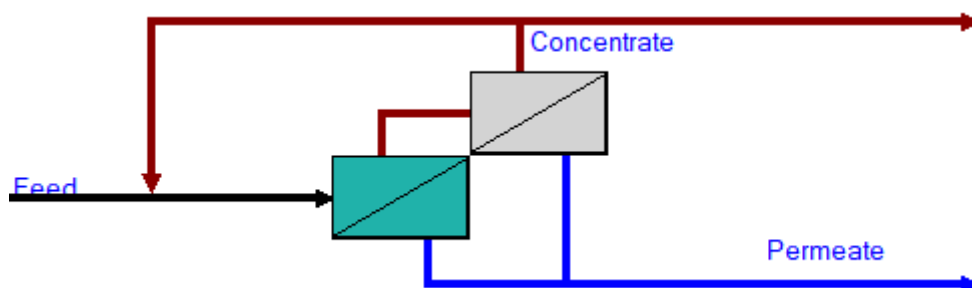


Figura 16 - Esquema de um Sistema de Osmose Inversa de Dois Andares com Reciclagem

Os resultados obtidos encontram-se nas tabelas 29, 30, 31 e 32 no anexo I e verifica-se que o uso de reciclagem não melhora a qualidade do permeado em relação a um sistema com apenas dois andares.

4.2.2.6 Sistema de Três Andares com Reciclagem

A projeção de um sistema de três andares com reciclagem também se realizou, esquema da figura 17, utilizando-se uma taxa de recuperação de 85 % e um caudal de reciclagem igual a 5 m³/h para um fator de colmatção igual a 1,00 e 0,75.

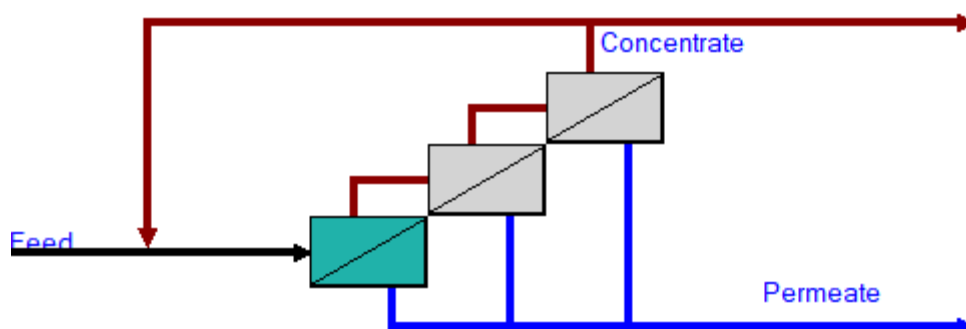


Figura 17 - Esquema de um Sistema de Osmose Inversa de Três Andares com Reciclagem

Os resultados obtidos encontram-se nas tabelas 29, 30, 31 e 32 no anexo I e verifica-se que o uso de reciclagem não melhora a qualidade do permeado em relação a um sistema com apenas três andares.

4.2.2.7 Sistema com Dois Passos

O sistema com dois passos de osmose inversa, isto é, o permeado do primeiro sistema de osmose inversa tratado novamente por um segundo sistema de osmose inversa, é considerado quando a qualidade do permeado não é a desejada e não é possível fazer um tratamento posterior com permuta iônica, e quando a rejeição de bactérias, pirogênios e matéria orgânica é o mais importante.

Como na UFAA apenas é necessário ter em conta a concentração do permeado e existe a possibilidade de tratamento por permuta iônica não foi necessário considerar este tipo de sistema.

4.2.2.8 Comparação entre Sistemas

Fazendo-se a comparação entre os vários sistemas através das tabelas 29, 30, 31 e 32 no anexo I conclui-se que uma redução do fator de colmatção de 1,00 para 0,75 leva a um melhoramento na qualidade do permeado para todos os sistemas estudados, isto porque ao se diminuir o fator de colmatção obtém-se uma pressão de alimentação superior e consequentemente a um valor de NDP (*net driving pressure*) maior, pois é a diferença entre a pressão de alimentação e a pressão osmótica, aumentando-se a permeabilidade da membrana à água.^{[45][46]}

Verifica-se que o sistema com melhor qualidade de permeado é o sistema simples, com um andar, no entanto como a taxa de recuperação é de apenas 50 % é necessária uma grande quantidade de água de alimentação, levando a um considerável desperdício de água. O sistema seguinte que apresenta melhor qualidade de permeado é o sistema com dois andares, sendo este o sistema considerado para se utilizar na UFAA antes do tratamento por permuta iônica da U-445, tendo em conta um fator de colmatção igual a 0,75.

Os valores da qualidade de água obtida pelo sistema de osmose inversa com dois andares a implementar na UFAA encontram-se na tabela 16, para a água bruta referente às análises da 1ª e 2ª recolha de amostras, tabela 15.

Tabela 16 - Qualidade de água obtida por um sistema de osmose inversa com dois andares

	Água Saída Osmose Inversa	
	1ª Recolha	2ª Recolha
SO_4^{2-} (mg/L)	0,21	0,19
Cl^- (mg/L)	1,50	1,32
HCO_3^- (mg/L)	5,84	5,92
Na^+ (mg/L)	1,96	1,92
Ca^{2+} (mg/L)	0,90	0,88
Mg^{2+} (mg/L)	0,13	0,11
Sílica (mg/L)	0,09	0,09
Condutividade (uS/cm)	21,26	20,86
pH	5,93	5,92
Dureza Total (ppm $CaCO_3$)	2,78	2,65

O sistema de osmose inversa a utilizar apresenta um total de 15 vasos de pressão, divididos em 10 no primeiro andar e 5 no segundo andar, como cada vaso de pressão apresenta 6 módulos tem-se um total de 90 módulos.

4.2.2.9 Pré-Tratamento antes de Osmose Inversa

Como referido no ponto 2.2 é necessário o pré-tratamento de água antes do sistema de osmose inversa de forma a aumentar a sua eficiência e de reduzir a formação de incrustações, *scaling* e degradação da membrana.

Com a resolução do sistema de dois andares a utilizar e com o caudal de água de alimentação necessário é possível projetar este pré-tratamento, tendo em conta que na unidade fabril já é realizada a pré-oxidação pelo doseamento de hipoclorito de sódio de forma a garantir a eliminação de todos os contaminantes existentes na água, ponto 1.2.6.

4.2.2.9.1 Filtração Multimédia

Esta etapa do pré-tratamento de água baseia-se na passagem da água de alimentação por um processo de macro filtração que permite a remoção de partículas não dissolvidas com tamanho superior a 1 μm , utilizando-se para este efeito um filtro de areia multimédia constituído por camadas distintas e com granulometria decrescente, garantindo uma distribuição dos sólidos em suspensão através deste filtro.

Tendo em conta o caudal de água de alimentação para o sistema de osmose inversa, 80 m³/h, fez-se a escolha do filtro multimédia a ser utilizado, dados na tabela 17. A lavagem deste filtro

multimédia é realizada automaticamente em contracorrente com um caudal de água bruta proveniente dos tanques T-506 a/b igual a 147,70 m³/h e tem a duração de 10 minutos.^{[47][48][49][50]}

Tabela 17 - Características do filtro multimédia

Marca	Culligan
Modelo	Hi-Flo 9 UF90
Caudal Mínimo de Serviço (m³/h)	36,00
Caudal Máximo de Serviço (m³/h)	86,00
Caudal de Lavagem (m³/h)	147,70
Pressão Mínima Operatória (bar)	1,50
Pressão Máxima Operatória (bar)	7,00
Queda de Pressão Máxima (bar)	1,00
Temperatura Operatória (°C)	5,00-40,00

4.2.2.9.2 Filtro de Carvão Ativado

A água de alimentação utilizada tem um grande potencial de criar *biofouling*, pois os microrganismos presentes na água têm uma forte capacidade de se reproduzirem e criarem um biofilme, sob condições favoráveis, na superfície das membranas de osmose inversa, afetando a sua performance.

A prevenção do *biofouling* pode ser realizada através do processo de cloração da água, já referido no ponto 1.2.6, mas como o cloro provoca a oxidação das membranas é essencial a remoção do cloro livre remanescente na água, este pode ser removido a partir de um filtro de carvão ativado, antes da entrada no sistema de osmose inversa.

A presença de matéria orgânica na água é também uma desvantagem no sistema de osmose inversa, uma vez que podem ser adsorvidos pela membrana e levar a perda de fluxo do sistema. A remoção desta matéria orgânica pode ser realizada também por adsorção num filtro de carvão ativado.

O filtro de carvão ativado tal como o nome indica é preenchido com carvão ativado com uma elevada capacidade de adsorção, tendo em conta o caudal de água de alimentação a ser utilizado foi possível fazer a escolha do filtro a ser utilizado, dados na tabela 18. A lavagem deste filtro é de aproximadamente 10 minutos e é realizada através de um caudal de água bruta dos T-506 a/b de 61,8 m³/h em contra corrente.^{[49][50][51]}

Tabela 18 - Características do filtro de carvão ativado

Marca	Culligan
Modelo	Hi-Flo 9 UR90
Caudal Mínimo de Serviço (m³/h)	36,00
Caudal Máximo de Serviço (m³/h)	86,00
Caudal de Lavagem (m³/h)	61,80
Pressão Mínima Operatória (bar)	1,50
Pressão Máxima Operatória (bar)	7,00
Queda de Pressão Máxima (bar)	0,30
Temperatura Operatória (°C)	5,00-40,00

4.2.2.9.3 Inibidor de Incrustações

Os inibidores de incrustações são bastante utilizados para controlar o *scaling* da membrana, cujo potencial é medido pelo *Langelier Saturation Index*, tal como referido no ponto 2.2.

Caso o LSI da corrente de concentrado à saída de osmose, LSI_c , seja superior a 1,00 então é necessário controlar o *scaling* do sistema através do doseamento de um inibidor de incrustações. Através do software ROSA verificou-se que tal ocorria havendo necessidade deste doseamento.

Tendo em conta a presença de sulfatos, carbonatos e sílica na água de alimentação o inibidor a utilizar na UFAA será o SpectraGuard™ 350 da empresa PWT Chemicals, pela ficha técnica deste inibidor é necessária uma concentração na água entre 1,00 a 5,00 mg/L.^{[52][53]}

A partir da dose necessária e da densidade deste inibidor é possível determinar o fluxo de injeção na água a partir do calculador da PWT Chemicals, tendo em conta um caudal de água de 80 m³/h obteve-se os valores apresentados na tabela 19.^{[54][55]}

Tabela 19 - Fluxo de injeção de doseamento do inibidor de incrustações

	SpectraGuard™ 350
mg/L	mL/min
1,00	1,20
5,00	6,20

Verifica-se que a maior injeção na água do inibidor SpectraGuard™ 350 será de 6,20 mL/min, sendo este o valor a considerar para a UFAA pois é o pior caso, o valor real necessário para a água a

utilizar é apenas previsto por softwares próprios utilizados pelos fabricantes, não disponíveis para o público.

Para a adição desde inibidor de incrustações é necessária uma bomba doseadora, a partir do catálogo da empresa *Grundfos* verifica-se que a melhor bomba a utilizar, com o caudal de doseamento anterior, é o modelo DDC 6-10 desta mesma empresa.^[56]

4.2.2.9.4 Microfiltração

A microfiltração é a última etapa de filtração antes do envio da água para osmose inversa, esta tem como objetivo a remoção de bactérias, materiais floculados e sólidos totais suspensos.

Para o tratamento de águas na UFAA poderá ser utilizada uma barreira de microfiltração de 5 micra, pois quanto melhor for a pré-filtração menos limpezas serão necessárias às membranas de osmose inversa.

A partir da brochura existente dos vários tipos de microfiltros disponíveis pela empresa PENTEK foi possível escolher qual o tipo a ser utilizado, sendo este o modelo PD-5-40 da mesma empresa. O caudal máximo de água bruta a ser tratada neste microfiltro é de 9 gpm (cerca de 2,04 m³/h), como o caudal de água bruta a ser tratada é de 80 m³/h é possível verificar que será necessária a utilização de 40 cartuchos de microfiltros (*cartridge*). A temperatura de operação destes filtros é aceitável dentro do intervalo 4,4-79,4 °C.^[57]

Para a utilização destes cartuchos de microfiltros é necessário uma *housing filter*, a partir da brochura da empresa Shelco Filters foi necessário verificar a necessidade de utilização de um *multi-cartridge housing filter* do tipo 12FOS e tendo em conta o nosso sistema o modelo a ser utilizado é o 22FOS4, sendo necessários dois, uma vez que apenas têm capacidade para 22 cartuchos cada um.^[58]

4.2.2.10 Permuta Iónica após Osmose Inversa

O sistema de osmose inversa tem como objetivo a criação de uma melhor qualidade de água de alimentação do sistema de permuta iónica levando à obtenção da água desmineralizada com as características desejadas e a um aumento nos ciclos de produção da U-445, ocorrendo uma diminuição no consumo de regenerantes.

A água à saída do sistema de osmose inversa, com as características obtidas na tabela 16, é encaminhada para o tanque T-500 a, com 600 m³, e depois aí distribuída pelo resto da unidade. Tendo em conta que a água resultante da osmose inversa tem uma melhor qualidade que a água do SMAS, tabela 20, de forma a reduzir o consumo desta última pela ADP-Fertilizantes é reconsiderada a utilização da água tratada do tanque T-500 a para utilização no 4º circuito e no 8º circuito, que como já foi referido nos pontos 1.2.5.2 e 1.2.5.3, podem ser alimentados por água do SMAS. Assim, é necessário apenas a obtenção de água desmineralizada para a unidade fabril de ácido nítrico, U-060,

e para a central geradora de vapores, U-400, pois os valores obtidos por osmose inversa ainda não estão de encontro com a qualidade de água desmineralizada desejada, tabelas 6 e 16.

Tabela 20 - Qualidade da água do SMAS^[1]

	Água SMAS
pH	8,00
Condutividade ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	375,00 a 25,00 °C
Dureza Total (ppm CaCO_3)	234,20
Sílica (mg/L)	3,00
Cloretos (mg/L)	43,00

Para a determinação dos ciclos de produção futuros no tratamento por permuta iônica teve-se em conta que dos 60 m³/h de água tratada no sistema de osmose inversa distribuía-se 1,50 m³/h para o 4º circuito, 31,01 m³/h para tratamento por permuta iônica e os restantes 27,50 m³/h para o 8º circuito, que correspondem ao caudal necessário para cada zona.^[1]

Para o cálculo da duração dos novos ciclos de produção utilizaram-se as capacidades obtidas experimentalmente, tabela 10, com os dados da 1ª e 2ª recolha, assim como os volumes de resinas existentes nas colunas durante essas recolhas. Foi considerado novamente que o leito misto era apenas utilizado apenas como retenção de fugas iônicas existentes.

Este design teve também em conta que a remoção dos compostos durante o tratamento de permuta iônica seria total, utilizando-se a equação 24, obtendo-se uma água desmineralizada com qualidade superior à desejada da tabela 6:

A duração dos ciclos de produção futuros está representada na tabela 21 para as colunas catiónicas e aniónicas.

Tabela 21 - Duração dos ciclos de produção futuros

		1ª Recolha Real	2ª Recolha Real
Tempo (h)	CAT	264,43	348,42
	ANI	185,95	229,34

Pela tabela 21 verifica-se um aumento na duração dos ciclos de produção, tal como seria de esperar devido à melhor qualidade da água de entrada nas colunas, sendo o menor tempo 185,95

horas, consequentemente o número de regenerações diminuirá levando a uma diminuição do consumo de regenerantes na UFAA.

A tabela 22 refere o consumo por dia dos regenerantes no tratamento por permuta iônica na U-445 atual, tendo em conta o menor ciclo atual, de 3 horas e 40 minutos referente à 1ª recolha, do tratamento futuro, que é o menor ciclo da tabela 21, e que é necessário a utilização por ciclo de 495 kg de HCl a 33% e de 230 kg de NaOH a 50%, fornecidos na UFAA.

Tabela 22 - Consumo de regenerantes por dia atual e futuro

	Apenas Permuta Iônica	Permuta Iônica após Osmose Inversa
HCl (kg/dia)	3240,00	63,89
NaOH (kg/dia)	1505,45	29,68

Pelas tabelas 21 e 22 concluiu-se que a utilização de osmose inversa antes do sistema de permuta iônica leva a um aumento da duração dos ciclos e consequentemente a uma diminuição significativa do consumo de regenerantes.

4.2.2.11 Complementos ao Sistema de Osmose Inversa

4.2.2.11.1 Bombas

Para o correto abastecimento de água ao sistema de osmose inversa e posterior distribuição será indispensável o uso de bombas de modo a permitir a correta circulação da água, sendo necessário a implementação de algumas bombas que não se encontram disponíveis na unidade fabril.

Para a escolha do tipo de bomba a utilizar em cada percurso, para além do caudal de água, foi necessário determinar a perda de carga total durante este percurso, calculada a partir da equação 36, considerando uma velocidade constante durante o trajeto.

$$\Delta P_{total} = (P_2 - P_1) + \rho gh + \Delta P_{atrito} \quad (36)$$

Sendo P_1 a pressão do ponto de partida, P_2 a pressão do ponto de chegada, ρ a densidade do fluido, g a aceleração da gravidade, h a altura entre equipamentos e ΔP_{atrito} a perda de carga por atrito. Seguidamente, foi então possível calcular a altura manométrica, ΔH_{bomba} , fornecida pela bomba, a partir da equação 37.

$$\Delta H_{bomba} = \frac{\Delta P_{total}}{\rho g} \quad (37)$$

Sabendo a altura manométrica fornecida pela bomba e o caudal de circulação é possível a determinação do tipo de bomba a utilizar, não esquecendo que em cada local é necessário a implementação de duas bombas em paralelo.

4.2.2.11.1.1 Bomba antes do Pré-tratamento

A bomba centrífuga a utilizar para assegurar a circulação de água dos tanques T-506 a/b até ao pré-tratamento de osmose inversa foi escolhida a partir da brochura da empresa Grundfos, sendo o modelo NBG 80-50-200, cujas características se encontram na referência 60.^{[59][60]}

4.2.2.11.1.2 Bomba de Lavagem do Filtro Multimédia

A lavagem em contra corrente do filtro multimédia a ser utilizado no pré-tratamento é assegurada por uma bomba centrífuga, esta foi escolhida também pela brochura da empresa Grundfos, sendo o modelo NBG 100-65-200, cujas características se encontram na referência 61.^{[59][61]}

4.2.2.11.1.3 Bomba de Lavagem do Filtro de Carvão Ativado

A lavagem em contra corrente do filtro de carvão ativado a ser utilizado no pré-tratamento é assegurada por uma bomba centrífuga, esta foi escolhida também pela brochura da empresa Grundfos, sendo o modelo NBG 65-40-200, cujas características se encontram na referência 62.^{[59][62]}

4.2.2.11.1.4 Bomba entre o Pré-Tratamento e Osmose Inversa

As bombas de alimentação utilizadas nos sistemas de osmose inversa são de alta pressão, assim o modelo de bomba escolhido é CR Grundfos, sendo própria para este sistema e com uma alta eficiência. O tipo de bomba escolhido é CR 64, com uma frequência de 60 Hz e uma eficiência de 79%, sendo o modelo escolhido CR 64-4-2, cujas características se encontram na referência 66.^{[63][64][65][66]}

4.2.2.11.1.5 Bomba de Distribuição para 8º e 4º Circuitos

Tal como referido anteriormente parte da água resultante do tratamento de osmose inversa é encaminhada diretamente para o make-up do 8º circuito, sendo feito com um caudal de 27,50 m³/h.

A partir da brochura de bombas centrífugas da empresa Grundfos foi possível escolher qual o tipo de bomba a utilizar neste caso, sendo o modelo NBG 65-50-160, cujas características se encontram na referência 67.^{[59][67]}

4.2.2.11.2 Armazenamento Água do Sistema de Osmose Inversa

A água à saída do tratamento de águas por osmose inversa é armazenada no tanque T-500 a, já existente, antes de ser distribuída para as restantes zonas da unidade fabril. Dado que este tanque é apenas constituído por betão é aconselhável o seu revestimento interior para diminuir a contaminação desta água através do um ligante de epoxi, SikaFloor 156, seguido de um revestimento de proteção à base de resinas epoxi próprio para armazenagem, Sikaguard-63N PT.^{[68][69]}

4.2.2.12 Diagrama do Tratamento de Águas antes de Permuta Iônica

Após a projeção do pré-tratamento da água bruta, da obtenção do sistema de osmose inversa a ser utilizado e da implementação das bombas necessárias para completar o tratamento de água antes do sistema de permuta iônica, U-445, é essencial a representação do diagrama correspondente a esta nova unidade a ser implementada na UFAA antes da U-445, figura 18.

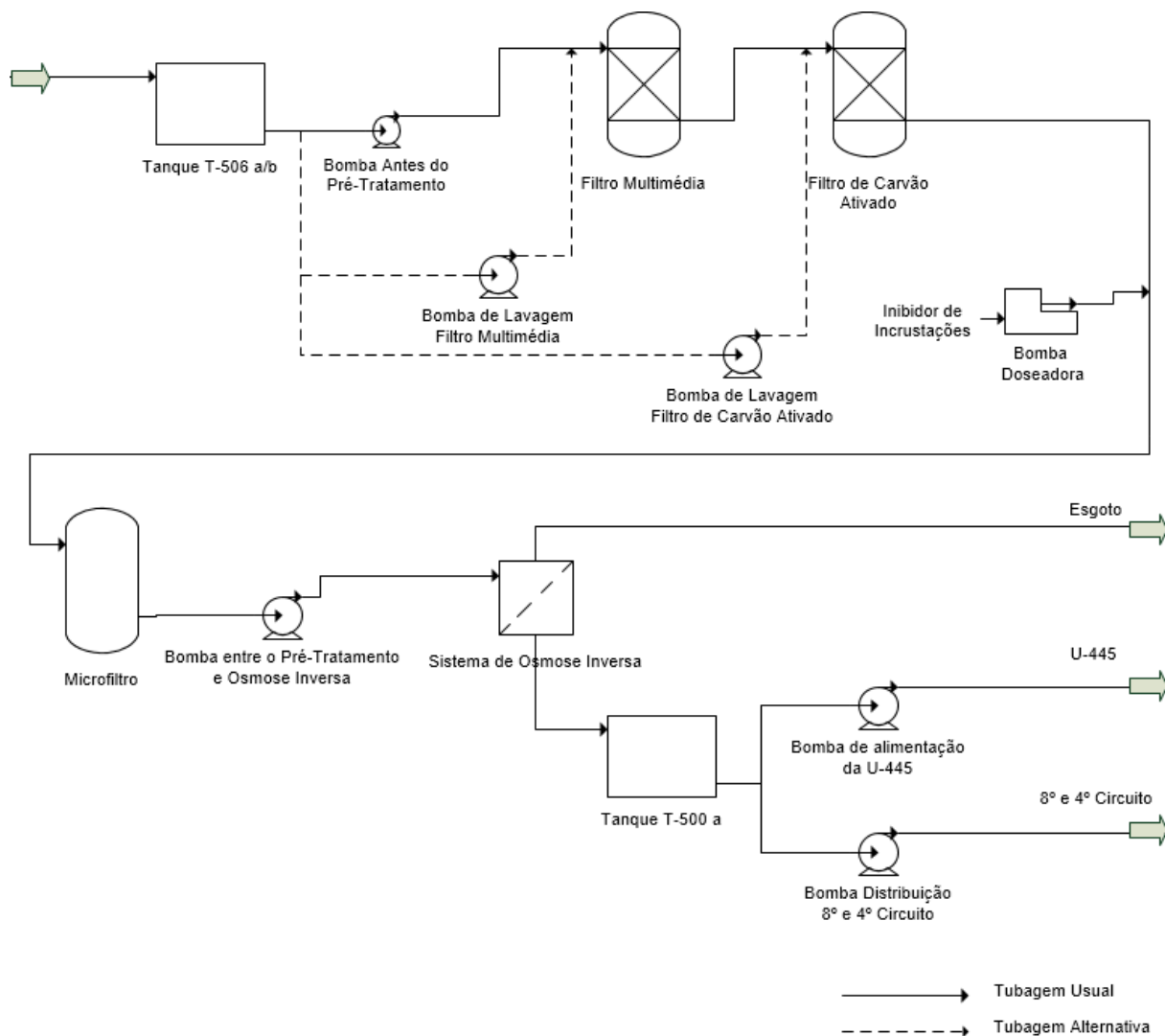


Figura 18 - Diagrama correspondente à nova unidade a ser implementada antes da U-445

5 Análise Económica^{[1][70]}

A implementação do sistema de osmose inversa antes da U-445 necessita de uma análise económica para determinar qual o investimento fixo total necessário e quais os benefícios económicos que esta alternativa irá trazer para a ADP-Fertilizantes, sendo esta análise realizada para o ano 2018.

Na análise económica não se teve em conta o capital circulante e os juros intercalares, pois esta novo sistema apenas se refere a uma parcela da unidade fabril da ADP-Fertilizantes e o investimento será somente financiado pela empresa e não por capitais alheios. Considerou-se também que um ano é composto por 365 dias e que a unidade iria ser sujeita a paragem total de 30 dias por ano.

5.1 Investimento Fixo Total

Para o cálculo do investimento fixo total é necessário ter em conta os custos diretos e custos indiretos. Os custos diretos para este sistema incluem os custos dos equipamentos base, das tubagens, do equipamento para controlo, das instalações elétricas, dos edifícios a construir e das montagens, pois o terreno e a sua preparação, o isolamento térmico e as utilidades e serviços não são necessários de ter em conta. O custo indireto para este sistema apenas se refere à provisão para imprevistos.

5.1.1 Custos Diretos

O custo dos equipamentos base é a parcela mais importante do capital, representando entre 15 a 40 % do valor deste e servindo de referência, em termos percentuais, para o cálculo das restantes parcelas de custo.

A forma mais precisa de estimar o custo dos equipamentos foi através da consulta de fornecedores, mas para alguns equipamentos foi consultada a base de dados Matche. Esta base de dados apresenta custos de equipamentos referentes a 2014 pelo que foi necessária a sua atualização para o ano 2016, ano disponível recorrendo aos índices de atualização de preços CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*). Como o investimento deste sistema foi realizado para 2018 foi necessária a atualização destes custos de 2016 para o ano referente através do IHPC (Índice Harmonizado de Preços ao Consumidor).^{[71][72][73]}

A tabela 23 apresenta os custos individuais dos equipamentos base, assim como o revestimento do T-500 a, e o total dos custos de equipamentos base para o ano 2018.

Tabela 23 - Custos individuais dos equipamentos base para o sistema antes da U-445

	Custos (k€)
Filtro Multimédia	42,3 ^[74]
Filtro Carvão Ativado	43,7 ^[75]
Doseador de Inibidor	1,6 ^[76]
Housing Microfiltro	8,5 ^[77]
Cartuchos Microfiltro	0,4 ^[78]
Membranas Osmose Inversa	43,1 ^[79]
Vasos de Pressão Osmose Inversa	9,7 ^[80]
Bombas entre Pré-tratamento e Osmose Inversa	20,6 ^[81]
Bombas antes de Pré-tratamento	9,4 ^[71]
Bomba Filtro Multimédia	10,8 ^[71]
Bombas Filtro Carvão Ativado	7,7 ^[71]
Bombas depois de T-500 a	9,4 ^[71]
Revestimento T-500 a	12,7 ^[1]
Custo Total Equipamento Base	219,8

A parcela de montagem inclui a montagem dos equipamentos base, tais como custos de mão-de-obra de montagem, estrutura de fundações, suportes, entre outros, e foi calculada a partir de 5 % sobre o custo do equipamento base, pois é fornecida pela empresa responsável pela implementação do sistema de osmose inversa.

A parcela tubagens representa todas as tubagens e respetivos acessórios e determinou-se a partir de 20 % sobre o custo do equipamento base. A parcela de instrumentação e controlo engloba os custos de todos os elementos das cadeias de controlo, bem como a respetiva montagem e calibração, o seu custo representa 5 % do custo do equipamento base.

O custo relativo aos edifícios inclui os custos dos edifícios fabris em que se encontram os equipamentos de processo, representa 5 % do custo do equipamento base. A parcela instalações elétricas representa 8 % do custo do equipamento base.

Os valores referentes a cada parcela e final dos custos diretos apresentam-se na tabela 24.

Tabela 24 - Valores referentes aos Custos Diretos

	Custos(k€)
Equipamento Base Total	219,8
Montagem	11,0
Tubagens	44,0
Controlo	11,0
Edifícios	17,6
Instalações Elétricas	11,0
Total Custos Diretos	314,4

5.1.2 Custos Indiretos

Como já referido o cálculo dos custos indiretos para o sistema a implementar na UFAA teve apenas em conta os custos relativos à provisão para imprevistos e foi calculada a partir de 10 % sobre o custo total direto, obtendo-se o valor de 31,4 k€.

Assim o valor do investimento fixo total é a soma dos custos diretos e indiretos, tabela 25.

Tabela 25 - Valor dos custos diretos, indiretos e investimento fixo total para o sistema antes da U-445

	Euros (k€)
Custos Diretos	314,4
Custos Indiretos	31,4
Investimento Fixo Total	345,8

5.2 Benefícios Obtidos com Osmose Inversa

Para determinar se a implementação do sistema de osmose inversa antes da U-445 é viável é de interesse estudar o benefício conduzido por este sistema.

5.2.1 Consumo de Regenerantes

Um dos benefícios a ter em conta é a redução do consumo de regenerantes no tratamento por permuta iónica, a tabela 26 representa o custo referente ao consumo de regenerantes por ano, antes e depois da instalação do sistema de osmose inversa, e a redução de custo total referente a esta redução é de 264,8 k€/ano.

Tabela 26 - Custo de consumo atual e futuro de regenerantes

	Apenas Permuta lónica	Permuta lónica após Osmose Inversa
HCl (k€/ano)	106,2	2,1
NaOH (k€/ano)	163,9	3,2

5.2.2 Água do SMAS

Uma vez que a água de saída do sistema de osmose inversa irá ser utilizada para alimentação do 4º e 8º circuito de forma a se reduzir o consumo de água do SMAS para usos externos à rede doméstica é possível ter uma redução de custos de 85,9 k€/ano, tendo em conta que o consumo desta água para estes usos é de 95 m³/dia e que tem um custo de 2,70 €/m³.

5.2.3 Custo Exploração de Osmose Inversa

Para determinar os benefícios é necessário também ter em conta os custos de exploração adicionais com a implementação do sistema de osmose inversa.

Para determinar os custos de exploração é necessário ter em conta os custos de eletricidade referentes à implementação das bombas entre os T-506 a/b e o pré-tratamento de águas e entre este último e o sistema de osmose inversa, tendo em conta um custo de eletricidade de 0,12 €/kWh. Não foi necessário considerar o custo de eletricidade da bomba de distribuição para 8º e 4º circuito pois considerou-se que o custo desta iria ser o mesmo que as bombas antes utilizadas nestes circuitos.

É essencial ter em conta também os custos associados às substituições necessárias para o funcionamento do sistema de osmose inversa, tais como a substituição dos cartuchos de microfiltros a cada 45 dias, a substituição das membranas de osmose inversa a cada 3 anos, e os custos referentes às substituições das cargas do filtro de carvão ativado e do filtro multimédia. A limpeza preventiva das membranas deverá ser realizada duas vezes por ano e também tem um custo associado que deve ser contabilizado.

Finalmente, para se determinar os custos de exploração totais é fundamental o cálculo dos custos associados à utilização do inibidor de incrustações que tem um custo de 0,012 €/g. A tabela 27 representa todos os custos referidos anteriormente por m³ de água obtida por osmose inversa. [82]

Tabela 27 - Custo de Exploração do Sistema de Osmose Inversa

	€/m ³
Energia Elétrica	0,104
Substituição Membranas de Osmose Inversa	0,030
Substituição Cartuchos de Microfiltros	0,007
Cargas dos Filtros	0,008
Limpeza de Membranas	0,003
Inibidor de Incrustações	0,078

Tendo em conta um caudal de produção de água à saída de osmose inversa de 60 m³/h é possível obter o custo de exploração anual deste sistema que é de 110,5 k€/ano.

Sabendo o custo de exploração anual e a redução de custos pela diminuição do consumo de regenerantes e da água do SMAS é possível determinar o valor do benefício total referente à implementação do sistema de osmose inversa, sendo de 240,2 k€/ano.

A tabela 28 apresenta os valores do investimento fixo total necessário, dos benefícios resultantes da redução dos consumos de regenerantes e do consumo de água do SMAS, os custos de exploração anual e o benefício total obtido, com a implementação da nova unidade antes da U-445.

Tabela 28 - Valores das Parcelas utilizadas para Análise Económica

Investimento Fixo Total (k€)	345,8
Benefícios da Redução dos Consumos de Regenerantes (k€/ano)	264,8
Benefícios da Redução de Utilização de água do SMAS (k€/ano)	85,9
Custo de Exploração Anual (k€/ano)	110,5
Benefício Total (k€/ano)	240,2

Podemos então concluir, pela tabela 28, que o valor do investimento fixo total inicial irá ser recuperado através do benefício total ao fim de menos de 18 meses.

6 Conclusão

A recolha de amostras, durante os ciclos de produção do sistema de permuta iónica na ADP-Fertilizantes, permitiu concluir, tal como esperado, que a água obtida não possui a qualidade desejada, apresentando uma concentração em sílica superior e um pH inferior ao pretendido.

Embora as resinas utilizadas na unidade sejam as mais indicadas, não se encontram em volume suficiente para o tratamento da água de alimentação atual do sistema de permuta iónica, sendo necessário implementar um sistema de osmose inversa a montante de forma a melhorar a qualidade da água de alimentação da permuta iónica.

O sistema de osmose inversa a implementar na unidade fabril será um sistema de dois andares com uma taxa de recuperação de 75 % e um caudal de permeado igual a 60 m³/h. De forma a aumentar a eficiência deste sistema e de reduzir a formação de incrustações, *scaling* e degradação da membrana é necessário a utilização de um pré-tratamento que inclui um filtro multimédia, um filtro de carvão ativado, um inibidor de incrustações e um microfiltro.

A água à saída da osmose inversa apresenta uma qualidade superior à água do SMAS, podendo assim ser utilizada no 4º e 8º circuito, diminuindo o consumo de água potável e de água desmineralizada.

Como a água à saída do sistema de osmose inversa serve de alimentação à permuta iónica verifica-se, para além da obtenção de uma água desmineralizada com qualidade pretendida, um aumento significativo na duração dos ciclos de produção e uma redução no consumo de regenerantes.

Para este melhoramento no tratamento de águas da ADP-Fertilizantes será necessário um investimento fixo total de 345,8 k€ com um benefício total de 240,2 k€/ano, sendo o investimento recuperado em menos de 18 meses.

7 Referências Bibliográficas

- [1] Informação disponibilizada pela empresa ADP-Fertilizantes.
- [2] Dow Liquid Separations, DOWEX Ion Exchange Resins: Water Conditioning Manual, DOW
- [3] M. J. A. T. N. Correia, *Engenharia Biológica Integrada I Engenharia Química Integrada*, 2015/16
- [4] [Online]. Filmtec Membranes, Water Chemistry and Pretreatment: Biological Fouling Prevention, Chlorination/Dechlorination, DOW. Disponível em: http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_0039/0901b80380039060.pdf?filepath=/609-02034.pdf&fromPage=GetDoc. [Acedido em 9 de Janeiro de 2018].
- [5] [Online]. Disponível em: https://www.lenntech.com/systems/exchange/vocabulary/ion_exchanger_vocabulary.htm. [Acedido a 8 de Março de 2018]
- [6] [Online]. Dow, Ion Exchange Resins Selectivity, Agosto 2016. Disponível em: http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_0988/0901b803809885be.pdf?filepath=liquidseps/pdfs/noreg/177-01755.pdf&fromPage=GetDoc. [Acedido a 10 de Abril de 2018]
- [7] M. Slagt, *Ion Exchange: Resin Selection*, Society of Chemical Industry
- [8] P. L. Brezonik, *Chemical Kinetics and Process Dynamics in Aquatic Systems*, Lewis Publishers, 2002
- [9] [Online]. Disponível em: <https://www.lenntech.com/periodic/water/silicon/silicon-and-water.htm> [Acedido a 5 de Dezembro de 2017]
- [10] M. B. S. Ali, B. Hamrouni, S. Bouguecha e M. Dhahbi, Silica removal using ion-exchange resins, *Desalination* 167 (2004) 273-279
- [11] [Online]. Amberlite IR 120 Na, Lenntech. Ficha Técnica Disponível em: <https://www.lenntech.com/Data-sheets/Amberlite-IR-120-Na-L.pdf>. [Acedido a 5 de Dezembro de 2017]
- [12] [Online]. Amberlite IRA 402 Cl, Lenntech. Ficha Técnica Disponível em: <https://www.lenntech.com/Data-sheets/Amberlite-IRA-402-Cl-L.pdf>. [Acedido a 5 de Dezembro de 2017]
- [13] [Online]. Amberlite IRA 410 Cl, Lenntech. Ficha Técnica Disponível em: <https://www.lenntech.com/Data-sheets/Amberlite-IRA-410-Cl-L.pdf>. [Acedido a 5 de Dezembro de 2017]
- [14] Dow Water & Process Solutions, FILMTEC™ Reverse Osmosis Membrane: Technical Manual, DOW

- [15] A. M. Alves, Processos de Separação II: Apontamentos de Membranas, Secagem e Sorção, IST 2015/2016
- [16] [Online]. Disponível em: <https://puretecwater.com/reverse-osmosis/what-is-reverse-osmosis#understanding-reverse-osmosis> [Acedido a 24 de Janeiro de 2018]
- [17] V. Geraldes, Design of Nanofiltration and Reverse Osmosis Units, 28 de Janeiro de 2011
- [18] [Online]. Disponível em: https://dowac.custhelp.com/app/answers/detail/a_id/971 [Acedido a 19 de Abril de 2018]
- [19] [Online]. Disponível em: http://www.watertreatmentguide.com/factors_affecting_membrane_performance.htm [Acedido a 18 de Abril de 2018]
- [20] *Informação disponibilizada pela empresa Enkrott*
- [21] [Online]. Physical and Aggregate Properties, 2000. Disponível em: http://edgeanalytical.com/wp-content/uploads/Inorganic_SM2510.pdf. [Acedido a 16 de Novembro de 2017]
- [22] [Online]. APHA Method 4500-SO42: Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, American Public Health Association. Disponível em: https://beta-static.fishersci.ca/content/dam/fishersci/en_US/documents/programs/scientific/technical-documents/white-papers/apha-sulfate-standard-methods-white-paper.pdf. [Acedido a 15 de Novembro de 2017]
- [23] [Online]. Standard Methods of the Examination of Water and Wastewater. Disponível em: http://folk.uio.no/rvogt/KJM_MEF_4010/Alkalinity.pdf. [Acedido a 15 de Novembro de 2017]
- [24] F. Berné e J. Cordonnier, Industrial Water Treatment: Refining Petrochemicals and Gas Processing Techniques, Gulf Publishing Company, 1995
- [25] [Online]. Standard Methods of Examination of Water and Wastewater. Disponível em: https://www.mwa.co.th/download/file_upload/SMWW_4000-6000.pdf. [Acedido a 15 de Novembro de 2017]
- [26] [Online]. Standard Methods of Examination of Water and Wastewater. Disponível em: https://www.mwa.co.th/download/file_upload/SMWW_1000-3000.pdf. [Acedido a 16 de Novembro de 2017]
- [27] F. R. Spellman, Handbook of Water and Wastewater Treatment Plant Operations, CRC Press, 3ª Edição
- [28] C. E. Harland, Ion Exchange: Theory and Practice, Royal Society of Chemistry, 2ª Edição
- [29] C. E. Boyd, Water Quality: An Introduction, Kluwer Academic Publishers, 2000
- [30] [Online]. Filmtec Membranes, Addendum: Conductivity of Solutions, DOW. Disponível em: http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_003c/0901b8038003ccb2.pdf?filepath=liquidseps/pdfs/noreg/609-02127.pdf%26fromPage=GetDoc [Acedido a 8 de Abril de 2018]
- [31] M. J. Slater, Ion Exchange Advances: Proceedings of IEX '92, SCI, 1992

- [32] [Online]. Dowex Ion Exchange Resins, Understanding Silica Removal by Ion Exchange, DOW. Disponível em: http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_0042/0901b80380042201.pdf?filepath=liquidseps/pdfs/noreg/177-01764.pdf&fromPage=GetDoc [Acedido a 9 de Janeiro de 2018]
- [33] M. T. A. Reis e M. J. N. Correia, *Utilidades: Problemas Resolvidos*, 2015/2016
- [34] [Online]. Ion Exchange Resins: Resin wear-out guidelines, DOW. Disponível em: http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_097a/0901b8038097a0e5.pdf?filepath=liquidseps/pdfs/noreg/177-03592.pdf&fromPage=GetDoc [Acedido a 9 de Janeiro de 2018]
- [35] [Online]. Disponível em: <https://www.lenntech.com/calculators/exchange/ion-exchange.htm> [Acedido a 6 de Dezembro]
- [36] [Online]. Disponível em: https://gewater.com/handbook/ext_treatment/ch_8_ionexchange.jsp#CLASSIFICATIONS%20OF%20ION%20EXCHANGE%20RESINS [Acedido a 15 de Janeiro de 2018]
- [37] [Online]. R. M. Wheaton e L. J. Lefevre, Dowex Ion Exchange Resins: Fundamentals of Ion Exchange, DOW. Disponível em: http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_0032/0901b803800326ca.pdf [Acedido a 15 de Janeiro de 2018]
- [38] [Online]. How to configure a system layout, DOW. Disponível em: https://dowac.custhelp.com/app/answers/detail/a_id/15874 [Acedido a 15 de Janeiro de 2018]
- [39] [Online]. Purolite A555, Lenntech. Ficha Técnica Disponível em: <https://www.lenntech.com/Data-sheets/Purolite-A555-L.pdf> [Acedido a 15 de Janeiro de 2018]
- [40] [Online]. What is the advantage of using a layered anion exchange resin bed?, DOW. Disponível em: https://dowac.custhelp.com/app/answers/detail/a_id/92 [Acedido a 15 de Janeiro de 2018]
- [41] [Online]. DOW Filmtec™ Membranes, Flow Factor for RO System Design, DOW. Disponível em: http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_057a/0901b8038057a939.pdf?filepath= [Acedido a 19 de Abril de 2018]
- [42] [Online]. DOW Filmtec™ BW30HR-440i Element, DOW. Ficha Técnica disponível em: http://msdssearch.dow.com/PublishedLiteratureDOWCOM/dh_0944/0901b803809444ba.pdf?filepath=liquidseps/pdfs/noreg/609-02171.pdf&fromPage=GetDoc [Acedido a 24 de Janeiro de 2018]
- [43] [Online]. DOW Filmtec™ Membranes, Lenntech. Ficha Técnica disponível em: <https://www.lenntech.com/Data-sheets/Dow-Filmtec-BW30HR-440i.pdf> [Acedido a 24 de Janeiro de 2018]
- [44] [Online]. Disponível em: <https://www.lenntech.com/applications/ultrapure/conductivity/water-conductivity.htm> [Acedido a 19 de Abril de 2018]

- [45] [Online]. Disponível em: <http://reverseosmosischemicals.com/reverse-osmosis-guides/reverse-osmosis-glossary-terms/net-driving-pressure-reverse-osmosis-systems>
[Acedido a 24 de Janeiro de 2018]
- [46] [Online]. What Is Membrana Performance Normalization?, Lenntech. Disponível em: <https://www.lenntech.com/Data-sheets/Hydranautics-normaliz-L.pdf> [Acedido a 24 de Janeiro de 2018]
- [47] [Online]. Disponível em: https://www.construnario.com/filtro-hi-flo-9-uf-90_culligan-espana-sa_00760565CLG?idioma=#nologin [Acedido a 19 de Fevereiro de 2018]
- [48] [Online]. Catálogo Producto: Filtración Industrial, Culligan. Disponível em: <https://www.construnario.com/ebooks/10015/cat%C3%A1logos/cat%C3%A1logos%20producto/s/@@@/@filtraci%C3%B3n/@cat%C3%A1logo%20filtraci%C3%B3n%20industrial/files/assets/common/downloads/publication.pdf> [Acedido a 19 de Fevereiro de 2018]
- [49] [Online]. Filtration for Industrial Application, Culligan. Disponível em: http://www.culligan.ae/wp-content/pdf/10%20-%20Filtration_Industrial.pdf [Acedido a 19 de Fevereiro de 2018]
- [50] [Online]. Disponível em: <https://www.purewaterproducts.com/articles/how-backwashing-filters-work> [Acedido a 19 de Fevereiro de 2018]
- [51] [Online]. Disponível em: https://www.construnario.com/filtro-hi-flo-9-ur-90_culligan-espana-sa_00760566CLG?idioma=#.WuXKrogvxPZ [Acedido a 19 de Fevereiro de 2018]
- [52] [Online]. Disponível em: <https://www.pwtchemicals.com/products/product-selector/> [Acedido a 1 de Março de 2018]
- [53] [Online]. SpectraGuard™ 350: Liquid Reverse Osmosis Antiscalant, PWT. Ficha Técnica disponível em: https://www.pwtchemicals.com/wp-content/uploads/2016/04/PWT-SpectraGuard_350-TDS.pdf [Acedido a 1 de Março de 2018]
- [54] [Online]. Calculador disponível em: <https://www.pwtchemicals.com/resources/dilution-dosage-calculator/> [Acedido a 1 de Março de 2018]
- [55] [Online]. Chemical Pretreatment for RO and NF, Lenntech. Disponível em: <https://www.lenntech.com/Data-sheets/Hydranautics-TAB111-L.pdf> [Acedido a 1 de Março de 2018]
- [56] [Online]. Smart Digital DDA, DDC, DDE: Digital Dosing pumps and accessories, Lenntech. Ficha técnica disponível em: <https://www.lenntech.com/Data-sheets/Grundfos-Dosing-L.pdf> [Acedido a 1 de Março de 2018]
- [57] [Online]. Polydepth™ Series Polypropylene Cartridge, Lenntech. Ficha Técnica disponível em: <https://www.lenntech.com/Data-sheets/Pentek-Polydepth-Series-Product-Profile-310094-L.pdf> [Acedido a 20 de Fevereiro de 2018]
- [58] [Online] Quality filter cartridges and customized housings, Shelco Filters. Disponível em: <https://shelco.com/wp-content/uploads/2016/08/SHEL-2016-industrial-brochure-individual-pages-reduced.pdf> [Acedido a 20 de Fevereiro de 2018]

- [59] [Online]. NBG, NBGE, NKG, NKGE, Grundfos. Ficha Técnica disponível em: http://www.hds.bme.hu/mota/eng/fluid_flow_systems/Grundfos%20NBG_NBGE_NKG_NKGE.pdf [Acedido a 22 de Abril de 2018]
- [60] [Online]. Disponível em: https://product-selection.grundfos.com/product-detail.catalogue.pump%20designs.endsuction%20close%20coupled%20single%20stage.nbg%2C%20nbge.html?from_suid=1524426853314020712838797040578&pumpssystemid=366350585&qcid=361746431 [Acedido a 22 de Abril de 2018]
- [61] [Online] Disponível em: https://product-selection.grundfos.com/product-detail.catalogue.pump%20designs.endsuction%20close%20coupled%20single%20stage.nbg%2C%20nbge.html?from_suid=152442797337503951290244666579&pumpssystemid=366351602&qcid=366351611 [Acedido a 22 de Abril de 2018]
- [62] [Online]. Disponível em: https://product-selection.grundfos.com/product-detail.catalogue.pump%20designs.endsuction%20close%20coupled%20single%20stage.nbg%2C%20nbge.html?from_suid=152442859700404197487070843986&pumpssystemid=366352205&qcid=366352220 [Acedido a 22 de Abril de 2018]
- [63] [Online]. All Product Brochure, Grundfos. Ficha Técnica Disponível em: http://www.technosub.net/RadFiles/Documents/DOCUMENTS/DOCUMENTS/10559/Grundfos_Brochuregeneral.pdf [Acedido a 22 de Abril de 2018]
- [64] Grundfos CR, Innovation Inside, Grundfos.
- [65] Grundfos Data Booklet, CR, CRI, CRN: Vertical multistage centrifugal pumps 60Hz, Grundfos.
- [66] [Online]. Disponível em: https://product-selection.grundfos.com/product-detail.catalogue.pump%20designs.inline%20multi%20stage.cr.html?from_suid=1524431276372032194301659187663&pumpssystemid=366354806&qcid=366354810 [Acedido a 22 de Abril de 2018]
- [67] [Online]. Disponível em: https://product-selection.grundfos.com/product-detail.product-detail.html?from_suid=151990598882208566216030146323&pumpssystemid=341036221&qcid=369575944 [Acedido a 22 de Abril de 2018]
- [68] Sikafloor-156, Ligante de epoxi para primário e argamassa, Sika.
- [69] Sikagard-63N PT, Revestimento de protecção à base de resinas epoxi, Sika.
- [70] J. M. Reis, Projecto de Engenharia Química II: Estimativa do Investimento e Avaliação Económico-Financeira do Projecto de uma Nova Fábrica, IST, Novembro 2016
- [71] [Online]. Disponível em: <http://www.matche.com/> [Acedido a 19 de Fevereiro de 2018]
- [72] [Online]. Disponível em: <https://pt.scribd.com/doc/310334114/CEPCI-February-2016-pdf> [Acedido a 22 de Abril de 2018]

- [73] [Online]. Disponível em: <https://www.bportugal.pt/Mobile/BPStat/Serie.aspx?IndID=826858&SerID=2027429&sr=2027409-2027449&SW=1536&Show=1> [Acedido a 22 de Abril de 2018]
- [74] [Online]. Disponível em: https://www.construnario.com/filtro-hi-flo-9-uf-90_culligan-espana-sa_00760565CLG?idioma=#.WuBodsgvxPZ [Acedido a 19 de Fevereiro de 2018]
- [75] [Online]. Disponível em: https://www.construnario.com/filtro-hi-flo-9-ur-90_culligan-espana-sa_00760566CLG?idioma=#.WotYpkx2tPY [Acedido a 19 de Fevereiro de 2018]
- [76] [Online]. Disponível em: <https://www.evoquaadvantage.com/product/Products/Browse-by-Product-Type/Pumps/Grundfos-Dosing-Pumps/DDC-Dosing-Pumps/Grundfos-97721542-Digital-Dosing-Pump-DDC-6-10-A-PVC-V-C-F-31I003BG> [Acedido a 20 de Fevereiro de 2018]
- [77] [Online]. Disponível em: <https://www.h2odistributors.com/22fos4> [Acedido a 20 de Fevereiro de 2018]
- [78] [Online]. Disponível em: <https://www.filterpure.com/product/pentek-155770-43-pd-5-40-polydepth-polypropylene-cartridge/> [Acedido a 20 de Fevereiro de 2018]
- [79] [Online]. Disponível em: <http://www.watersurplus.com/new-products-display.cfm?asset=MEM2860112N&sort=0&l=Membrane%20Elements-RO%20-%20Brackish%20%20Inch-FilmTec-BW30HR%20440i&c=MEM&s=286> [Acedido a 24 de Janeiro de 2018]
- [80] [Online]. Disponível em: <http://www.watersurplus.com/new-products-display.cfm?asset=ROH3080071N&sort=0&l=RO%20Housings-8%20Inch-CodeLine-80E30%206&c=ROH&s=308> [Acedido a 24 de Janeiro de 2018]
- [81] [Online]. Grundfos Price List 2017, Buildings 2017, Grundfos. Disponível em: <http://www.burdickandburdick.com/grundfos%20lit/Prices2017/Buildings%20Prices%202017.pdf> [Acedido a 22 de Abril de 2018]
- [82] J. Kucera, Reverse Osmosis: Industrial Applications and Processes, Wiley

Anexos

Anexo I – Valores da água de saída dos vários sistemas de osmose inversa estudados

Tabela 29 – Valores obtidos e utilizados por diferentes sistemas de osmose inversa a partir da água bruta analisada na 1ª recolha

Sistema de Osmose Inversa	Fator de Colmatação	Taxa de Recuperação (%)	T (°C)	SiO ₂ (mg/L)	Cl ⁻ (mg/L)	Dureza Total (ppm CaCO ₃)
Simples	1,00	50,00	20,00	0,05	0,93	1,73
	0,75			0,05	0,93	1,73
Simples com Reciclagem	1,00	93,39	20,00	0,37	7,91	14,77
	0,75			0,37	7,78	14,55
	0,75	75,00		0,1	1,69	3,17
Dois Andares	1,00	75,00	20,00	0,09	1,54	2,83
	0,75			0,09	1,5	2,78
2 Andares com Reciclagem	1,00	75,00	20,00	0,1	1,67	3,12
	0,75			0,09	1,64	3,02
3 Andares	1,00	85,00	20,00	0,11	1,98	3,65
	0,75		20,00	0,1	1,88	3,46
3 Andares com Reciclagem	1,00	85,00	20,00	0,13	2,37	4,39
	0,75			0,12	2,26	4,17

Tabela 30 - Continuação de valores obtidos e utilizados por diferentes sistemas de osmose inversa a partir da água bruta analisada na 1ª recolha

Sistema de Osmose Inversa	pH	Condutividade (uS/cm)	Caudal de Alimentação (m³/h)	Caudal de Reciclagem (m³/h)
Simple	5,77	13,40	120,00	-
	5,77	13,36		-
Simple com Reciclagem	6,45	108,14	64,25	34,19
	6,45	106,54	64,25	34,19
	5,98	23,94	80,00	18,40
Dois Andares	5,94	21,72	80,00	-
	5,93	21,26	80,00	-
2 Andares com Reciclagem	5,97	23,86	80,00	5,00
	5,97	23,86	80,00	5,00
3 Andares	6,02	27,84	70,59	-
	6,00	26,40	70,59	-
3 Andares com Reciclagem	6,08	33,14	70,59	5,00
	6,06	30,76	70,59	5,00

Tabela 31 - Valores obtidos e utilizados por diferentes sistemas de osmose inversa a partir da água bruta analisada na 2ª recolha

Sistema de Osmose Inversa	Fator de Colmatação	Taxa de Recuperação (%)	T (°C)	SiO ₂ (mg/L)	Cl ⁻ (mg/L)	Dureza Total (ppm CaCO ₃)
Simplex	1,00	50,00	20,00	0,06	0,82	1,66
	0,75			0,06	0,82	1,66
Simplex com Reciclagem	1,00	93,64	20,00	0,41	7,24	14,59
	0,75			0,40	7,12	14,34
	0,75	75,00		0,10	1,48	2,99
Dois Andares	1,00	75,00	20,00	0,09	1,35	2,70
	0,75			0,09	1,32	2,65
2 Andares com Reciclagem	1,00	75,00	20,00	0,10	1,47	2,94
	0,75			0,10	1,44	2,89
3 Andares	1,00	85,00	20,00	0,11	1,74	3,45
	0,75		20,00	0,11	1,64	3,26
3 Andares com Reciclagem	1,00	85,00	20,00	0,14	2,08	4,12
	0,75			0,13	1,98	3,93

Tabela 32 - Continuação de valores obtidos e utilizados por diferentes sistemas de osmose inversa a partir da água bruta analisada na 2ª recolha

Sistema de Osmose Inversa	pH	Condutividade (uS/cm)	Caudal de Alimentação (m³/h)	Caudal de Reciclagem (m³/h)
Simples	5,76	13,18	120,00	-
	5,76	13,14		-
Simples com Reciclagem	6,46	110,32	64,08	34,32
	6,45	108,70	64,08	34,32
	5,96	23,52	80,00	18,59
Dois Andares	5,93	21,30	80,00	-
	5,92	20,86	80,00	-
2 Andares com Reciclagem	5,96	23,14	80,00	5,00
	5,95	22,70	80,00	5,00
3 Andares	6,01	27,20	70,59	-
	5,99	25,82	70,59	-
3 Andares com Reciclagem	6,07	32,38	70,59	5,00
	6,05	30,92	70,59	5,00