



**Joaquim Carlos
Amador Rodrigues**

**Otimização dos consumos de água gelada e da
respetiva rede de distribuição na unidade PCA da
Bondalti CHEMICALS, S.A.**



**Joaquim Carlos
Amador Rodrigues**

**Otimização dos consumos de água gelada e da
respetiva rede de distribuição na unidade PCA da
Bondalti CHEMICALS, S.A.**

Dissertação apresentada à Universidade de Aveiro para cumprimento dos requisitos necessários à obtenção do grau de Mestre em Engenharia Química, realizada sob a orientação da Professora Susana Estela Faustino Malaquias Pereira, assistente convidada do Departamento de Química da Universidade de Aveiro e Engenheira de Processo do Departamento de Engenharia da Bondalti CHEMICALS, S.A.

o júri

presidente

Professor Doutor Carlos Manuel Santos da Silva

Professor associado do Departamento de Química da Universidade de Aveiro

Doutor António Augusto Areosa Martins

Investigador de Pós-doutoramento do Laboratório de Engenharia de Processos, Ambiente, Biotecnologia e Energia, Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto

Professora Susana Estela Faustino Malaquias Pereira

Assistente convidada do Departamento de Química da Universidade de Aveiro e Engenheira de Processo do Departamento de Engenharia da Bondalti CHEMICALS, S.A.

agradecimentos

Quero agradecer à Bondalti CHEMICALS pela oportunidade de realizar este trabalho nas suas instalações.

Um agradecimento muito especial à minha orientadora, Eng^a Susana Pereira, pelo entusiasmo, pelo apoio e pela oportunidade de aprendizagem contínua durante o decorrer deste estágio.

Ao Eng^o Andrew Parker, ao Eng^o Pedro Costa, ao Eng^o António Sousa e ao Eng^o Vítor Pinto pela partilha de conhecimentos essenciais para a realização deste trabalho.

A todo o staff da Bondalti, porque sem o trabalho deles não seria possível a execução deste trabalho.

Ao Professor Francisco Avelino pela disponibilidade e pelo tempo despendido.

Ao Luís Gonçalves e à Margarida Afonso, companheiros de guerra, pelo apoio e convívio durante os últimos 6 meses.

Gostaria também de agradecer a todas as pessoas que fizeram parte do meu percurso académico, desde a Escola Primária até à Universidade, pois sem elas o percurso até aqui não tinha sido o mesmo.

Por último, mas não menos importante, um enorme agradecimento à minha família e amigos pelo apoio incondicional e por estarem sempre presentes.

palavras-chave

Bondalti CHEMICALS, Otimização energética, Água gelada, Máquinas Frigoríficas

resumo

Este relatório refere-se a uma dissertação efetuado na empresa Bondalti CHEMICALS tendo como principal objetivo a otimização dos consumos de água gelada e da respetiva rede de distribuição na unidade PCA, de forma a reproduzir as suas condições de projeto.

Da análise dos desvios às condições de projeto, conclui-se que existe um desequilíbrio entre as necessidades térmicas e as de caudal da rede, causado essencialmente pelas atuais condições de operação dos liquefatores de cloro, resultando na necessidade de manter as quatro máquinas frigoríficas que alimentam a rede em funcionamento ao invés das três requeridas pelas necessidades de frio, reduzindo não só a eficiência energética da rede, como também elimina a posição de reserva.

Da análise detalhada dos processos de liquefação e de produção de hipoclorito, resultaram várias medidas que permitem por um lado uma maior racionalização do consumo de água gelada, entre elas, a alteração da linha de sniff dos liquefatores A e B, a substituição da utilidade fria dos permutadores de calor das soluções de soda cáustica, e por outro lado um aumento de caudal disponível por máquina. Em relação ao circuito, são propostos dois circuitos como alternativa ao circuito atual, o circuito em paralelo e o circuito em série.

A decisão relativa à implantação da alteração da linha do sniff das linhas A e B, orçamentada em 27 500€, deverá ser independente da decisão da alteração da rede já que tem como principal benefício o aumento de segurança em operações de manutenção.

Como resultado deste estudo sugere-se uma primeira fase, na paragem geral de 2018, a alteração do circuito atual, permitindo a uniformização da distribuição da carga térmica total, a substituição da utilidade fria dos permutadores de calor da diluição da soda cáustica e o ajuste do set-point da temperatura de hipoclorito mal formado. Estas alterações têm um custo estimado de 51 000€ e um benefício esperado de 25 000€, conseguindo assim, um período de retorno de 2 anos. Permite ainda colocar uma das quatro máquinas como reserva.

Se depois da primeira fase, persistirem as limitações de caudal, sugere-se uma avaliação mais aprofundada das medidas relacionadas com o aumento do caudal por máquina, a substituição dos liquefatores A e B, ou a colocação do circuito em série a implementar numa segunda fase. Se as limitações à operação da rede com três máquinas forem também de frio, será necessária uma alteração mais profunda da rede, já que obriga à aquisição de uma quinta máquina frigorífica.

keywords

Bondalti CHEMICALS, Energy optimization, Chilled Water, Chiller

abstract

This report refers to an internship at Bondalti CHEMICALS having as its main goal the optimization of the chilled water and its respective distribution network in the PCA unit, in order to reproduce the design conditions.

From the analysis of the deviations to the design conditions, it is concluded that there is an imbalance between the thermal and the flow requirements, caused mainly by the current operating conditions of the chlorine liquefiers, resulting in the need to keep the four chillers that feed the network in operation instead of the three required by the thermal needs. This not only reduces the energy efficiency of the network, but also eliminates its standby unit.

The detailed analysis of the processes of liquefaction and production of hypochlorite, resulted in several measures that on the one hand will allow a greater rationalization of the consumption of chilled water, among them, the change of the sniff line of the liquefiers A and B, or the replacement of the cold utility of the heat exchangers of the caustic soda solutions, and on the other hand a higher chilled water flow availability per chiller. In relation to the network two layouts are proposed as an alternative to the current one a parallel and a series arrangement of the network.

The decision regarding the implementation of the change of the sniff line of lines A and B, with an expected cost of at 27,500 €, should be independent of the decision to modify the network since its main benefit is the increase in safety in maintenance operations.

It is suggested a stepwise modification of the chilled water network. First, during the general stoppage in January 2018, the current circuit should be modified allowing for the uniform distribution of total thermal load, as well as, the replacement of the cold utility of the heat exchangers of the caustic soda dilution and the adjustment of the set-point of the weak hypochlorite temperature. These changes have an estimated cost of € 51,000 and an expected benefit of € 25,000, thus having a return period of 2 years. It also allows for one of the four machines to be used as a standby unit, as per design. If, after the first phase, flow limitations still persist, a more in-depth evaluation of the measures related to increasing the flow per chiller, replacing liquifies A and B, or changing the network to a series arrangement should be made before any of the three being implemented in an eventual second phase. If thermal do not allow the limitations the operation of the network with three machines, a more profound change of the network will be necessary, since it will require the installation of a fifth chiller.

Índice

Lista de Figuras	iv
Tabelas	vii
Acrónimos	viii
Nomenclatura	viii
1. Introdução	1
1.1. Apresentação da Empresa	1
1.2. A Indústria dos Cloro-Álcalis	2
1.3. Evolução das Tecnologias de Eletrólise	2
1.4. Aplicações dos Produtos Cloro Alkali	4
1.4.1. Cloro.....	4
1.4.2. Hidróxido de sódio	4
1.4.3. Hidrogénio.....	5
1.5. Mercado	5
2. Rede Água Gelada da Bondalti CHEMICALS – PCA	7
2.1. Setor PCA – Bondalti CHEMICALS	7
2.2. Máquinas Frigoríficas	7
2.3. Instalação de Processamento de Cloro.....	10
2.4. Instalação de Produção Hipoclorito	12
2.5. Instalação de Processamento de Hidrogénio.....	13
2.6. Otimização dos Consumos de Água Gelada.....	14
3. Processamento de Cloro - Liquefação	19
3.1. Influência da Pressão de liquefação do cloro.....	21
3.2. Causas para a Redução da Pressão de Liquefação nas Linhas A/B	26
3.3. Medidas para o Aumento do Rendimento da Liquefação.....	30
3.3.1. Relocalização da Estação de Controlo do <i>Sniff</i> das Linhas A e B.....	31
3.3.2. Aumento do Coeficiente de Filme Interno dos Liquefatores	32
3.3.3. Aumento da Área de Transferência de Calor	33
4. Instalação de Produção de Hipoclorito	35
4.1. Medidas para a Redução do Consumo de Água Gelada	35
4.1.1. Ajuste da Temperatura das Soluções de Soda Cáustica	35
4.1.2. Ajuste da Temperatura do Hipoclorito Mal Formado	40
5. Medidas para Aumentar o Caudal de Água Gelada em Circulação	43
5.1. Medidas para a Redução da Pressão de Operação da Rede	43
5.2. Alteração dos Impulsores das Bombas da Rede	46
6. Otimização do Anel de Água Gelada da Bondalti CHEMICALS – PCA	47

6.1.	Análise do Projeto Apresentado pela Trane.....	47
6.2.	Alterações Propostas ao Projeto da Trane	48
6.3.	Circuito em Paralelo	49
6.4.	Circuito em Série	52
6.5.	Avaliação Económica	54
7.	Conclusões	57
8.	Bibliografia	59
Anexos	60
	Anexo A.....	61
	Anexo B.....	66
	Anexo C.....	74
	Anexo D.....	82

Lista de Figuras

Figura 1 - Representação esquemática do conjunto de operações associadas a cada tipo de técnica utilizada. [2]	3
Figura 2 – Distribuição percentual do cloro usado para as diversas aplicações na Europa em 2016. [6]	4
Figura 3 – Produção anual de cloro no Continente Europeu.[6]	5
Figura 4 - Frigorífico Trane, modelo RTHD.....	8
Figura 5 – Representação esquemática do ciclo que ocorre nos frigoríficos.	8
Figura 6 - Representação esquemática simplificada da rede de distribuição de água gelada do setor PCA, da Bondalti CHEMICALS.	9
Figura 7 - Representação esquemática simplificada do processamento de cloro na linha A e B, da Bondalti CHEMICALS.	11
Figura 8 - Representação esquemática simplificada do processamento de cloro na linha C, da Bondalti CHEMICALS.	12
Figura 9 - Representação esquemática simplificada da unidade de produção Hipoclorito 5, da Bondalti CHEMICALS.	13
Figura 10 - Representação esquemática simplificada da unidade de produção Hipoclorito 6, da Bondalti CHEMICALS.	13
Figura 11 - Representação gráfica do caudal de água gelada em circulação na rede de distribuição de água gelada.....	16
Figura 12 - Representação gráfica do perfil da carga do frigorífico U3.27E.....	17
Figura 13 -Representação gráfica dos caudais de água gelada enviados para o lado do anel do processamento de cloro, do consumo médio e do consumo de água gelada esperado pela situação de projeto.	19
Figura 14 – Flowsheet da simulação de Aspen Plus que permitiu o estudo da influência da pressão no comportamento da mesma.....	21
Figura 15 - Representação gráfica da área necessária, calor transferido, coeficiente de transferência de calor e temperatura de liquefação em função da pressão de liquefação.	22
Figura 16 -Representação gráfica da variação da área necessária para a transferência de calor em função da temperatura, variando a temperatura de saída da água gelada dos permutadores e a composição da corrente de cloro, para diferentes pressões de liquefação.	23
Figura 17 - Representação gráfica da variação da área necessária para a transferência de calor em função da temperatura, variando a temperatura de saída da água gelada dos permutadores, para diferentes pressões de liquefação.	24

Figura 18 - Representação gráfica da área necessária, calor transferido, coeficiente de transferência de calor e temperatura de liquefação em função da pressão de liquefação	25
Figura 19 – Representação gráfica da variação da área necessária para a transferência de calor em função da variação da temperatura e da pressão de liquefação.	25
Figura 20 - Representação gráfica das perdas de carga da linha A e da linha B desde a saída do compressor até ao sniff.....	26
Figura 21 - Representação gráfica das perdas de carga da linha A e da linha B desde o compressor até à entrada do liquefator.	27
Figura 22 - Representação gráfica das perdas de carga da linha A entre o compressor e as válvulas de envio do sniff e entre o compressor até à entrada do liquefator.	28
Figura 23 - Representação gráfica das perdas de carga da linha B entre o compressor e as válvulas de envio do sniff e entre o compressor até à entrada do liquefator.	28
Figura 24 - Representação gráfica das perdas de carga na linha A e na linha B, no troço do sniff e respetiva contribuição das válvulas instaladas, em função do caudal de sniff produzido.	30
Figura 25 - Representação gráfica das perdas de carga teórica na linha A e na linha B, as perdas de carga teórica para a situação atual e para a situação proposta com tubagem DN50 e com tubagem DN65.	32
Figura 26 – Detalhe do elemento hiTran e respetiva disposição no permutador, fornecido pela empresa CalGavin. [13],[12].....	33
Figura 27 - Representação gráfica da variação do set-point do permutador E10.26 e da temperatura medida para a corrente de hipoclorito mal formado, na unidade Hipoclorito 6.	36
Figura 28 - Representação gráfica da variação do set-point do permutador E10.426 e da temperatura medida para a corrente de hipoclorito mal formado, na unidade Hipoclorito 5.	36
Figura 29 – Representação esquemática das temperaturas de entrada e saída dos permutadores E10.36 e E10.33, E10.34 ou E10.35 aquando a utilização de soda cáustica a 32% para a diluição.....	37
Figura 30 - Representação esquemática das temperaturas de entrada e saída dos permutadores E10.36 e E10.33, E10.34 ou E10.35 aquando a utilização de soda cáustica a 50% para a diluição.....	39
Figura 31 – Representação gráfica da temperatura da água de refrigeração e o valor do apresentado do set-point da torre de refrigeração.....	40
Figura 32 - Representação gráfica da temperatura das correntes de hipoclorito final das unidades Hipoclorito 6, em função do regime de produção e do set-point utilizado no permutador de calor E10.26.	41
Figura 33 - Proposta para o controlo da temperatura do hipoclorito mal formado.	42
Figura 34 – Representação do caudal das bombas atualmente instaladas na rede de distribuição de água gelada em função da pressão de descarga das mesmas e do número de bombas ao serviço. ..	43

Figura 35 - Representação esquemática simplificada da rede de distribuição de água gelada apresentada pela Trane.....	48
Figura 36 -Representação esquemática simplificada do diagrama proposto para o circuito em paralelo.....	50
Figura 37 - Representação esquemática simplificada do diagrama proposto para o circuito em série.	53

Tabelas

Tabela 1 - Capacidade das máquinas frigoríficas instaladas no setor PCA da Bondalti.	9
Tabela 2 – Listagem dos permutadores que utilizam a água gelada como utilidade.....	11
Tabela 3 – Valores dos caudais de água gelada, variação de temperatura e quantidade de calor removido em cada um dos equipamentos, para o cenário de projeto e para o cenário real.....	15
Tabela 4 – Resultados das simulações da Arsopi Thermal em que a soda utilizada para o fabrico de soda a 24% é a soda a 32%.	38
Tabela 5 - Resultados das simulações da Arsopi Thermal em que a soda utilizada para o fabrico de soda a 24% é a soda a 50%.	39
Tabela 6 – Perdas de carga calculadas para a situação de projeto, atual e das duas propostas, da corrente de hipoclorito mal formado para o venturi e para a torre de absorção, na torre e no venturi	45
Tabela 7 – Resumo das medidas apresentadas bem como o investimento e o benefício esperado pela aplicação das mesmas.....	55

Acrónimos

CEF	Companhia de Aliança Fabril
Cefic	Conselho Europeu da Indústria Química
CQE	Complexo Químico de Estarreja
CUF	Companhia União Fabril
EU	União Europeia
LIQ	Liquefator
PCA	Setor de Produção de Cloro Álcalis
PEC	Projeto Expansão Capacidade
PIN	Projeto de Interesse Nacional
PRT	Projeto Reconversão Tecnológica
PVC	Policloreto de Vinilo
SGL	Separador Gás Líquido

Nomenclatura

A	– Área transferência de calor	$[m^2]$
C_p	– Calor específico.....	$[J/kg \cdot K]$
d_i	– Diâmetro interno do tubo	$[m]$
d_h	– Diâmetro hidráulico	$[m]$
DN	– Diâmetro nominal da tubagem.....	$[adimensional]$
F	– Fator de correção à média logarítmica das temperaturas	$[adimensional]$
f	– Fator de atrito de Darcy	$[adimensional]$
g	– Aceleração da gravidade.....	$[m/s^2]$
G	– Fluxo mássico.....	$[kg/m^2 \cdot s]$
G_t	– Gravidade específica do fluido.....	$[adimensional]$
k	– Condutividade térmica	$[W \cdot m^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}]$
k_w	– Condutividade térmica do material de construção	$[W \cdot m^{-1} \cdot ^\circ C^{-1}]$
L	– Comprimento dos tubos.....	$[m]$
\dot{m}	– Caudal mássico.....	$[kg/h]$

N_{canais} – Número de canais por fluido	[adimensional]
N_{placas} – Número de placas	[adimensional]
Nu – Número de <i>Nusselt</i>	[adimensional]
P_x – Pressão total no ponto x	[bar]
ΔP – Queda de pressão.....	[bar]
$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{k}$ – Número de <i>Prandtl</i>	[adimensional]
\dot{Q} – Potência de calor transferido.....	[kW]
R – Quociente de temperatura adimensional	[adimensional]
$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\mu}$ – Número de <i>Reynolds</i>	[adimensional]
S – Quociente de temperatura adimensional	[adimensional]
T_{in} – Temperatura de entrada do permutador.....	[K]
T_{out} – Temperatura de saída do permutador.....	[K]
T_w – Temperatura de parede	[K]
U – Coeficiente global de transferência de calor	[W/m ² · K]
v – Velocidade de fluido.....	[m/s]
w – Largura da placa	[m]
ε – Espessura da placa.....	[m]
μ_L – Viscosidade líquido.....	[Pa · s]
μ_w – Viscosidade à temperatura de parede.....	[Pa · s]
ΔH_R – Calor da reação.....	[kJ/mol]
ΔT – Diferença de temperaturas	[K]
ΔT_{lm} – Diferença de temperaturas em média logarítmica.....	[K]
ΔT_m – Diferença de temperaturas em média logarítmica verdadeira.....	[K]

1. Introdução

1.1. Apresentação da Empresa

No ano de 1865, em Lisboa é fundada a Companhia União Fabril, CUF, tendo começado com um capital de 200 contos de reis e com um alvará que permitia a produção de sabões, estearina e óleos vegetais.

Em 1898 a CUF foi fundida com a Companhia de Aliança Fabril, CEF, na altura presidida por Alfredo da Silva. Esta fusão permitiu o início da produção de adubos em grande escala.

Devido ao constante crescimento da CUF, em 1908 foi inaugurada a primeira fábrica no Barreiro, dedicada à produção de ácidos, transformando óleo de bagaço de azeitona para o fabrico de sabões.

No início no século XX, a CUF continuava a crescer e no final da década de trinta empregava 16 mil pessoas e já tinha instalações fabris espalhadas por todo o território nacional, em Lisboa, Barreiro, Alferrarede, Soure, Canas de Senhorim e Mirandela. Devido à constante evolução e aumento dos setores de atividade, Alfredo da Silva lançou o lema da empresa “O que o País não tem... a CUF cria”.

Em 1975, a CUF é nacionalizada e é adotado um novo nome, Quimigal.

No final dos anos 70, um grupo de investidores, entre os quais antigos proprietários da CUF criam a empresa *holding* “José de Mello”. Esta empresa reentra no setor químico através da compra da instalação de produção de cloro e alcális presente em Estarreja, a Uniteca.

Em 1997, a marca CUF regressa à indústria com a aquisição da Quimigal por parte do Grupo José de Mello, havendo assim uma reestruturação do grupo industrial, voltando a ser adotado o nome CUF.

Em 2009, a CUF apresentou a conclusão do projeto de expansão do Complexo Químico de Estarreja, CQE, um projeto ao abrigo da iniciativa Projeto de Interesse Nacional, PIN, que permitiu através de investimento de 125 milhões de euros duplicar a capacidade de produção de anilina e tornar a CUF numa das cinco maiores empresas químicas da Península Ibérica e o Grupo José de Mello como um dos maiores a nível europeu. Esta expansão apresentou-se como um marco importante para a economia nacional e para o desenvolvimento da região.

Em 2012, a CUF inaugurou a primeira fábrica nacional de nanomateriais, a Innovnano em Coimbra, que utiliza um processo único a nível mundial, patenteado pela Innovnano.

Mais recentemente, durante a realização deste estágio, a CUF sofreu uma mudança de identidade da área da indústria química do Grupo José de Mello, alterando o seu nome para Bondalti CHEMISTRY, S.A., tendo como objetivo desta nova identidade um novo reposicionamento estratégico do negócio tendo em vista um novo ciclo de crescimento e internacionalização.[1]

1.2. A Indústria dos Cloro-Álcalis

A indústria Cloro-Álcalis é uma parte importante da indústria química e tem como principais produtos o cloro, o hidróxido de sódio ou o hidróxido de potássio e o hidrogénio. O cloro e o hidróxido de sódio encontram-se entre os 10 principais produtos químicos produzidos no mundo e são produzidos através da eletrólise de uma solução salina, que pode ser uma solução saturada em cloreto de sódio ou em cloreto de potássio, sendo que aproximadamente 96-97% da produção de cloro provêm da utilização de cloreto de sódio como solução salina, resultando com produtos principais o cloro e o hidróxido de sódio. Menos frequente 3-4% do cloro produzido, é utilizado como solução salina o cloreto de potássio, resultando como produtos principais o cloro e o hidróxido de potássio [2]

As principais técnicas aplicadas na indústria cloro alcalis por eletrólise, são as células de mercúrio, as células de diafragma e as células de membrana. A primeira tecnologia desenvolvida para a produção de cloro alcalis por eletrólise foi o processo por célula de diafragma (célula de Griesheim) em 1885. Em 1892 surgiu a tecnologia da célula de mercúrio (célula de CastnerKellner). Mais recentemente, em 1970 surgiu a tecnologia de célula de membrana.[3]

Outros processos eletroquímicos em que o cloro é produzido incluem a eletrólise do ácido clorídrico e a eletrólise dos cloretos de metais alcalinos e metais alcalino terrosos fundidos, em que o cloro é um coproduto.[4]

Além dos processos eletroquímicos acima mencionados, o cloro também pode ser produzido através de outros processos químicos, como a oxidação catalítica do ácido clorídrico com o oxigénio, conhecido como processo de Deacon.

1.3. Evolução das Tecnologias de Eletrólise

Uma unidade industrial de produção de Cloro-Álcalis engloba um conjunto de operações que dependem do tipo de técnica utilizada, geralmente estruturado como mostrado na Figura 1.

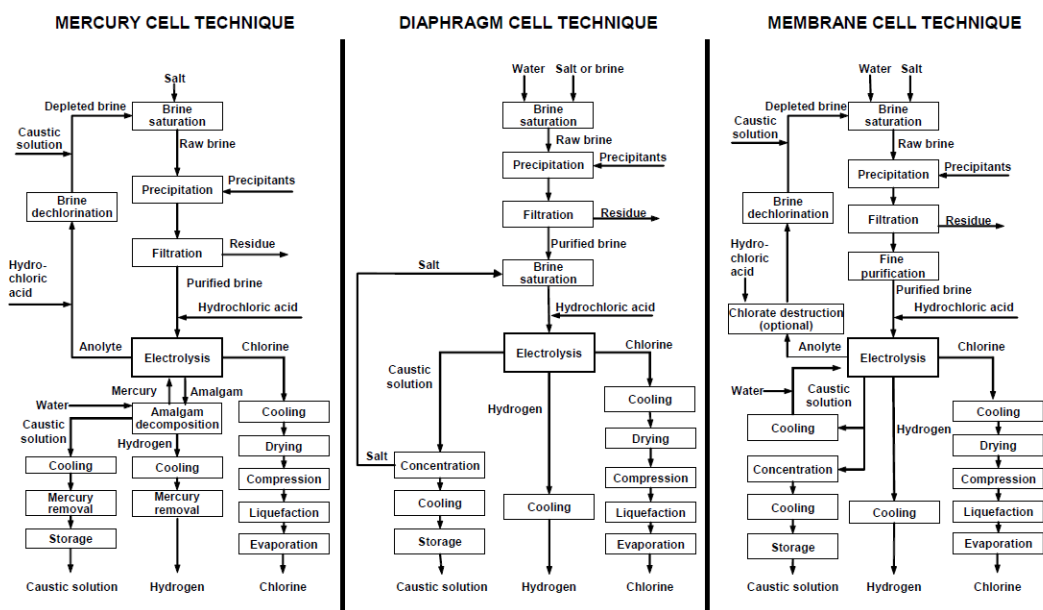


Figura 1 - Representação esquemática do conjunto de operações associadas a cada tipo de técnica utilizada. [2]

Até ao final do século XX, as técnicas usadas para a eletrólise de salmoura estavam dispersas geograficamente, assim, a técnica de células de mercúrio dominava na Europa, a técnica de células de diafragma dominava nos Estados Unidos da América e a técnica de células de membrana dominava no Japão. Esta distribuição foi-se alterando durante a primeira década do século XXI e desde 1984, não foram construídas novas fábricas com base na técnica de células de mercúrio, foram construídas apenas algumas plantas de células de diafragma. Todas as novas fábricas, incluindo na Índia e na China, foram construídas para usarem a técnica das células de membrana, que é uma técnica de ponta, tanto em termos económicos como ecológicos.

Durante os últimos 15 anos, a quota de utilização das técnicas de célula de mercúrio e de diagrama nos países da União Europeia diminuiu significativamente enquanto que a técnica de célula de membrana aumentou significativamente. As razões para a mudança incluem a necessidade de substituir instalações que atingem o fim de vida útil, como preocupações ambientais relacionadas com os resíduos de mercúrio das fábricas que utilizam a técnica das células de membrana. [5]

No final de 2016, a tecnologia de membrana representava uma produção de cerca de 66% da produção europeia de cloro. Do lado oposto encontra-se a tecnologia de produção de cloro através do processo de mercúrio que à data representava aproximadamente 17% da mesma produção. [6]

A 24 de Maio de 2017, foi publicada uma nova regulamentação da União Europeia sobre o mercúrio (EU 2017/852), em que esta reforça a conclusão do estudo das melhores técnicas disponíveis para a produção de cloro e álcalis (EU 2010/75) que implicava que a tecnologia de células de mercúrio tinha de ser removida das unidades de produção de cloro e álcalis até ao final do ano de 2017.

Das 21 fábricas com a tecnologia de mercúrio que estavam em operação no início do ano de 2017, sete foram encerradas e catorze foram convertidas para a tecnologia de membrana menos prejudicial ao meio ambiente.[7]

1.4. Aplicações dos Produtos Cloro Alkali

1.4.1. Cloro

Os produtos desta indústria têm diversas aplicações. No caso do cloro, conforme se pode verificar na Figura 2, cerca de dois terços da produção europeia é usada para a produção de materiais de engenharia, como polímeros, resinas e elastômeros, além destas aplicações, o cloro também pode ser usado para a purificação de águas sanitárias, atuando como desinfetante, ajudando a eliminar micróbios em residências, hospitais, piscinas entre outros. Pode também ser usado como produto intermédio para produtos de diversas áreas, entre os quais a produção de papel, anti sépticos, alimentos, inseticidas, medicamentos, têxtis, solventes entre outros.[8]

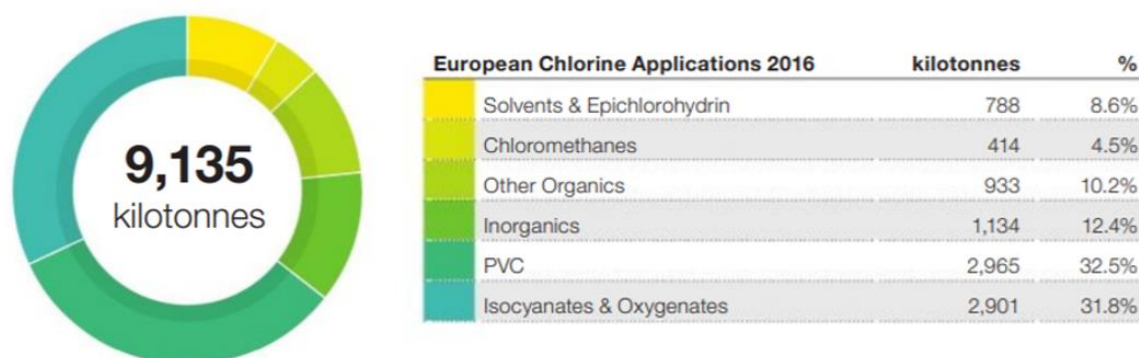


Figura 2 – Distribuição percentual do cloro usado para as diversas aplicações na Europa em 2016. [6]

1.4.2. Hidróxido de sódio

A produção de hidróxido de sódio é proporcional à do cloro, sendo a proporção desta aproximada à proporção dos pesos moleculares pois as reações secundárias que ocorrem nos elétrodos e a difusão do ião hidróxido (nas células de diafragma e de membrana) influenciam essa proporção. Assim, devido a esses fatores a proporção varia entre 1,070 e 1,128.[2] Das diversas aplicações onde pode ser usado, destaca-se por ser um reagente essencial à produção de vários produtos químicos orgânicos, pela sua utilização na indústria papelreira no branqueamento da pasta

de papel e pela sua utilização em diversas áreas como a indústria química e petroquímica, alimentar, têxtil, metalurgia entre outras.[6]

1.4.3. Hidrogénio

O hidrogénio também se apresenta como produto deste processo e tem um papel importante para esta indústria pois pode ser reciclado no processo de cloro e álcalis, tornando-se num combustível para a produção de vapor ou pode ser usado noutro processo, como a produção de amoníaco, peróxido de hidrogénio, ácido clorídrico e metanol. [2]

1.5. Mercado

A produção de cloro na Europa em 2016, foi de 9,461 milhões de toneladas significando um decréscimo de 1,2% face ao nível de 2015 e um decréscimo de 11,6% face ao pico de produção anual verificado em 2007, como representado na Figura 3.

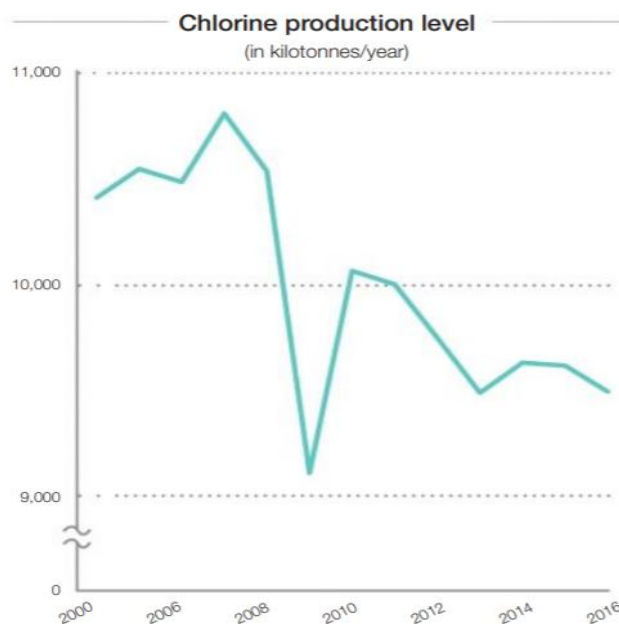


Figura 3 – Produção anual de cloro no Continente Europeu.[6]

De acordo com os dados do Cefic, Conselho Europeu da Indústria Química, a indústria química global teve um crescimento de 0,4 % na Europa em 2016, significando assim que a indústria de cloro não está a acompanhar o percurso da indústria química na Europa, muito por culpa da evolução das regiões concorrentes e da sua competitividade devido aos baixos custos de energia e matéria-prima praticados nas regiões fora da Europa. A inversão desta evolução depende das

políticas que se vão implementar para que permitam impulsionar o crescimento e a competitividade europeia.[6]

A nível europeu, a produção de cloro é dividida em três grupos de países, os países do Sul, os países do Norte e os países da Europa Central e de Leste. Em 2015, os países do Norte, que incluem a Alemanha, Bélgica, a Holanda, entre outros representa cerca de 70% da produção europeia de cloro, enquanto que os países do Sul da europa, onde se encontram Portugal, Espanha e França, por exemplo, representam uma produção de cerca de 20 %, já os países da europa Central e de Leste, Áustria, Suíça, Polónia entre outras têm a menor percentagem de produção do cloro europeu, cerca de 10%.[9]

2. Rede Água Gelada da Bondalti CHEMICALS – PCA

2.1. Setor PCA – Bondalti CHEMICALS

No setor de produção de cloro álcalis da Bondalti CHEMICALS, PCA, ocorre a produção de cloro, soda cáustica a 50% (w/w) e hidrogénio através da eletrólise de cloreto de sódio e ácido clorídrico. Além destes produtos, produzem-se ainda produtos derivados, entre os quais hipoclorito de sódio e ácido clorídrico a 33% (w/w).

Este setor apresenta como principais matérias primas, o sal, a salmoura, o gás clorídrico e o cloreto de hidrogénio gasoso e está dividido por áreas produtivas em que o produto de uma área é a matéria-prima de outra.

- Unidade de eletrólise de salmoura, para produção de cloro, soda cáustica e hidrogénio;
- Unidade de síntese de ácido clorídrico;
- Unidade de liquefação de cloro;
- Duas unidades de produção de hipoclorito de sódio;
- Unidade de eletrólise de ácido clorídrico.

2.2. Máquinas Frigoríficas

Uma máquina frigorífica, Figura 4, é um equipamento essencial na indústria, tendo como função a redução da temperatura da água a uma temperatura mais baixa do que a conseguida através da utilização das torres de refrigeração, permitindo assim a remoção da potência gerada pelas várias etapas dos processos da área em que está inserido, em que não é possível ser utilizada a água de refrigeração gerada nas torres de refrigeração. Esta funciona através de um ciclo de transferência de calor que engloba dois processos de mudança de fase, a evaporação seguida da condensação.

Cada frigorífico é composto por um condensador, um evaporador, um compressor e um reservatório de óleo.



Figura 4 - Frigorífico Trane, modelo RTHD.

No condensador, o fluido refrigerante condensa, sendo a energia por ele libertada absorvida pela água de refrigeração que circula entre este e a torre de refrigeração. No evaporador, o fluido refrigerante evapora, sendo a energia necessária para esse processo libertada pelo arrefecimento da corrente de água gelada. Através deste ciclo de condensação e evaporação do fluido de refrigeração, representado na Figura 5, é possível a constante remoção do calor necessário para o bom funcionamento dos equipamentos industriais.

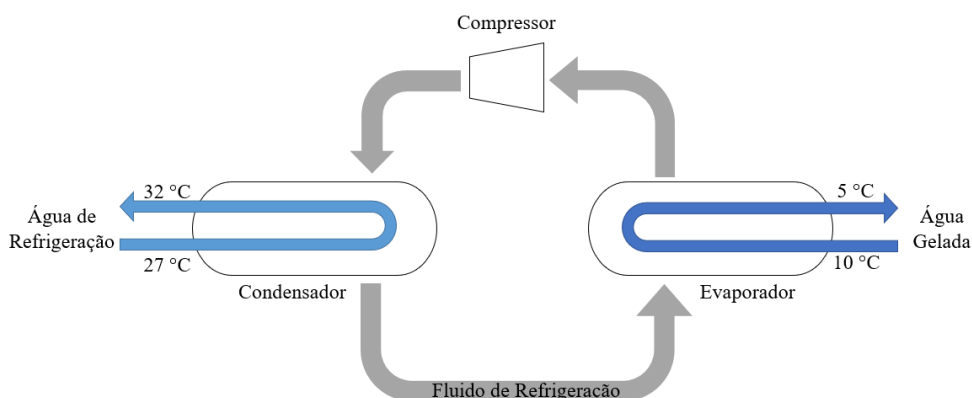


Figura 5 – Representação esquemática do ciclo que ocorre nos frigoríficos.

Na unidade de produção de Cloro-Álcalis, PCA, existe uma secção composta por quatro frigoríficos, U3.27E, U3.27F, U3.27G e o U3.27H, e dois anéis que levam a água gelada até diversos permutadores de calor. Um dos anéis alimenta as fábricas de hipoclorito e a instalação de processamento de hidrogénio, o outro anel alimenta a instalação de processamento de cloro. Esta

secção é denominada por rede de distribuição de água gelada e está representada esquematicamente na Figura 6. A mesma encontra-se ampliada no Anexo A.

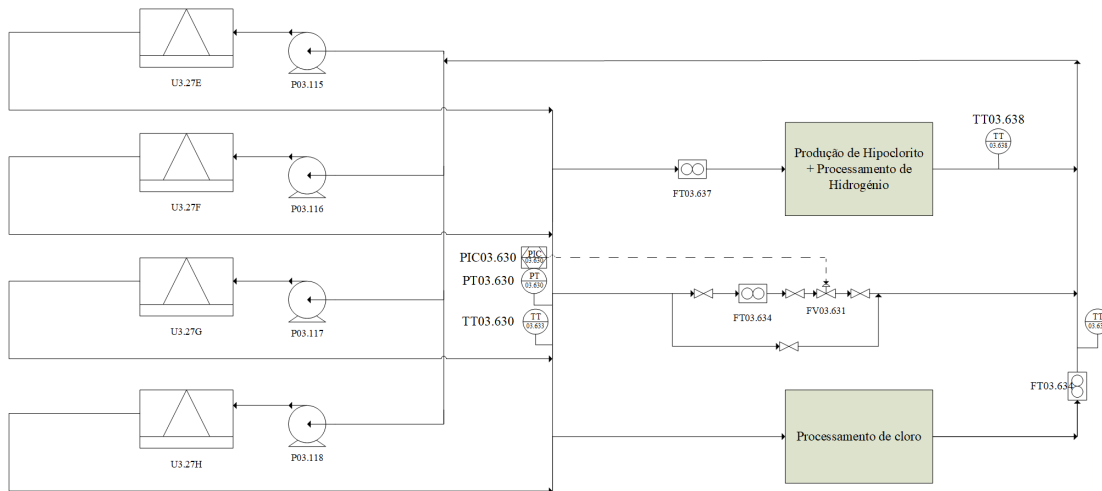


Figura 6 - Representação esquemática simplificada da rede de distribuição de água gelada do setor PCA, da Bondalti CHEMICALS.

Todos os consumidores da rede estão equipados com válvulas automáticas que controlam o caudal de água gelada em função das necessidades de frio. Quando há uma redução do regime de produção das fábricas, estas válvulas automáticas fecham diminuindo o caudal de água em circulação, aumentando assim a pressão da rede de distribuição de água gelada. De forma a inverter essa situação, o controlador PIC03_630 ordena a abertura da válvula de *bypass*, permitindo assim a manter a pressão na rede de água gelada no valor desejado.

A configuração atual do anel foi definida no chamado projeto PEC em 2009, ainda sem a unidade de Hipoclorito 5 (que apenas iniciou a produção apenas em 2014), com a aquisição de duas máquinas novas, U3.27G e U3.27H, em substituição de duas máquinas antigas e de menor capacidade.

A capacidade de cada máquina frigorífica encontra-se na Tabela 1.

Tabela 1 - Capacidade das máquinas frigoríficas instaladas no setor PCA da Bondalti.

	U3.27E	U3.27F	U3.27G	U3.27H
Caudal m^3/h	200	200	200	200
Potência kW	1154	1154	1031	1031
ΔT	5	5	5	5

De acordo com esta configuração seriam necessárias três máquinas ao serviço e um caudal de água gelada em circulação de $600 m^3/h$ para uma carga térmica total de $3020 kW$, distribuídos pelos dois anéis independentes, o anel da liquefação e o anel do hipoclorito. A quarta máquina serviria como máquina de reserva.

De forma a ser entendido o modo de funcionamento da rede de água gelada, é apresentada nos pontos abaixo uma breve descrição das instalações que apresentam um maior consumo de água gelada, entre os quais a instalação de processamento de cloro, a instalação de produção de hipoclorito e a instalação de processamento de hidrogénio.

2.3. Instalação de Processamento de Cloro

O cloro produzido na instalação é maioritariamente encaminhado para as linhas de liquefação, no entanto, pode também ser utilizado na produção de gás clorídrico através da síntese direta com hidrogénio, ou utilizado na produção de hipoclorito de sódio.

O cloro gasoso gerado na unidade de eletrólise de salmoura é encaminhado para a instalação de processamento de cloro, onde passa por vários processos entre os quais o arrefecimento, a secagem, a compressão e finalmente a liquefação. Esta unidade de liquefação dispõe de duas linhas de liquefação que recebem cloro da eletrólise da salmoura, linha A e linha B, Figura 7. O cloro gasoso resultante da unidade de eletrólise de ácido clorídrico é enviado para uma terceira linha de liquefação de cloro, linha C, Figura 8. No Anexo A encontram-se os diagramas simplificados da linha A e B e da linha C ampliados.

O arrefecimento do cloro gasoso na linha A inclui os permutadores de calor 3.1 e 3.2.1 e o eliminador de gotas de água 3.3, na linha B os permutadores de calor 15.14.01 e 15.14.02 e o eliminador de gotas de água 15.16.01 e na linha C os permutadores de calor E10.008 e 10.009.

A secagem do cloro na linha A e na linha B é composta por duas torres de secagem, a torre 3.4 e a 3.7, por um separador gás-líquido 3.8, e por um permutador de placas 3.6, usado para o arrefecimento da corrente de reciclo de ácido sulfúrico. Na linha C, a secagem é composta por uma torre de secagem TS20.001 e por dois permutadores de calor E20.010 e E20.018 que permitem o arrefecimento da temperatura da corrente de recirculação e a corrente de alimentação de ácido sulfúrico, respetivamente.

Antes de se passar para a zona de compressão, na linha A e B a corrente de cloro gasoso passa por um *scrubber* 3.13, de forma a ser removido o tricloreto de azoto.

A compressão nas linhas A e B é composta por um compressor alternativo, com dois estágios, o U3.14.3 e U3.14.4 e por dois permutadores de calor, um *intercooler* U3.15.1 e um *aftercooler* U3.15.2, que permitem a diminuição da temperatura do cloro comprimido à saída de cada estágio do compressor. Na linha C é utilizado um compressor rotativo, de anel líquido K20.107, para a compressão da corrente gasosa.

Após a compressão do cloro gás seco, este é alimentado ao liquefator 3.16 na linha A e na linha B, e ao liquefator E20.108 na linha C. Nos liquefatores, grande parte do cloro é liquefeito e

parte do gás que não condensou, normalmente designado por *sniff* é enviado para a unidade de produção de hipoclorito de sódio. O cloro liquefeito é enviado para o tanque de armazenagem final.

Nesta instalação a água gelada é utilizada para o arrefecimento e liquefação do cloro gasoso e para o arrefecimento do ácido sulfúrico utilizado na secagem da corrente gasosa de cloro, na Tabela 2 encontram-se a listagem dos permutadores de calor de cada linha.

Tabela 2 – Listagem dos permutadores que utilizam a água gelada como utilidade.

Linha A	Liquefator E3.16A
	Arrefecedor H_2SO_4 E3.6A
	Intercooler U3.15.1A
Linha B	Arrefecedor Cl_2 3.2.1
	Liquefator E3.16B
	Arrefecedor H_2SO_4 E3.6B
Linha C	Intercooler U3.15.1B
	Arrefecedor Cl_2 15.14.02
	Liquefator E20.108
Linha C	Arrefecedor H_2SO_4 E20.010
	Arrefecedor Cl_2 E20.009

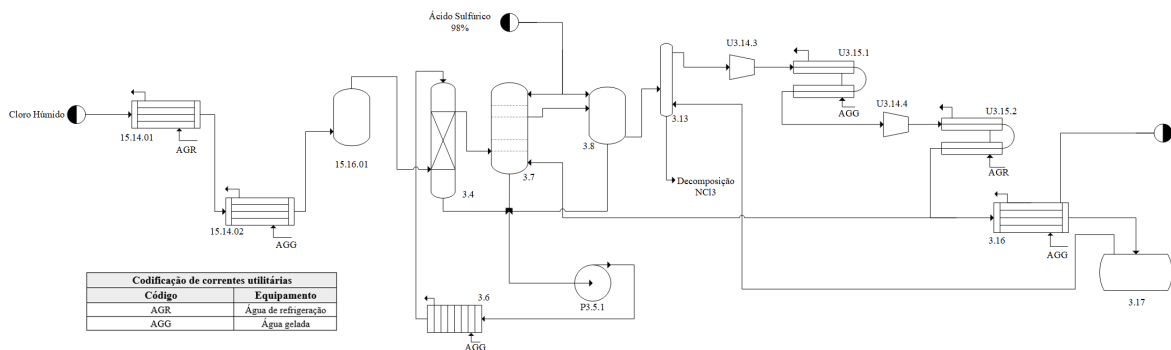


Figura 7 - Representação esquemática simplificada do processamento de cloro na linha A e B, da Bondalti CHEMICALS.

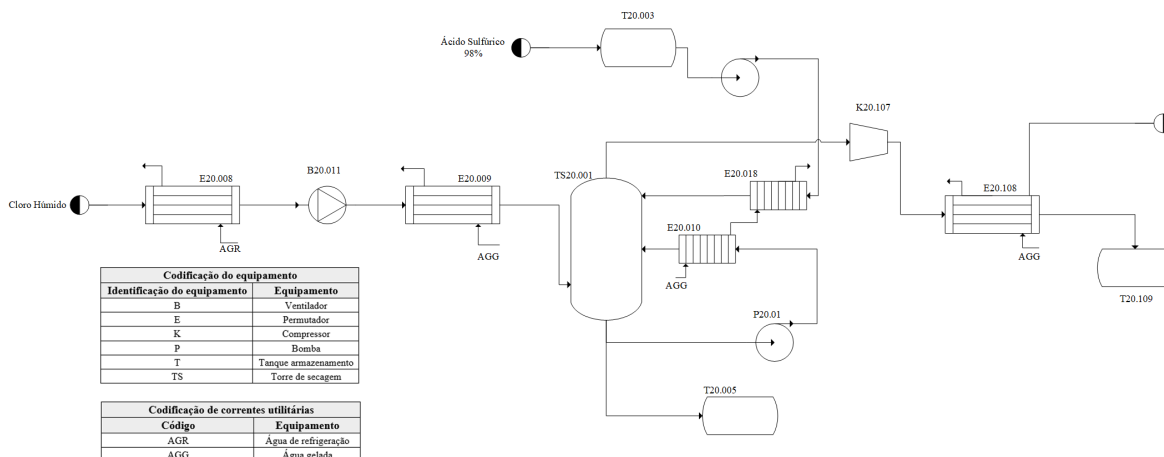
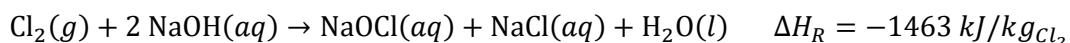


Figura 8 - Representação esquemática simplificada do processamento de cloro na linha C, da Bondalti CHEMICALS.

2.4. Instalação de Produção Hipoclorito

A Bondalti tem duas instalações para produção de hipoclorito de sódio, a unidade de produção Hipoclorito 5, Figura 9, e a fábrica de Hipoclorito 6, Figura 10, onde as correntes gasosas que contém o cloro necessário a esta instalação provêm da operação de desgaseificação da salmoura, e da unidade de processamento de cloro. A unidade de produção Hipoclorito 5 trabalha exclusivamente com o cloro proveniente da eletrólise, enquanto a unidade de produção Hipoclorito 6 trabalha maioritariamente com o cloro proveniente do *sniff* da liquefação, da desgaseificação da salmoura, podendo também receber cloro diretamente da eletrólise. No Anexo A encontram-se o diagrama simplificado da unidade Hipoclorito 5 e Hipoclorito 6 ampliados.

Cada instalação é composta por uma unidade de absorção do tipo *venturi*, ABS10.413 e ABS10.13 para a unidade hipoclorito 5 e 6 respetivamente, seguida de duas torres de absorção com enchimento que podem trabalhar em série ou em paralelo, sendo no caso da unidade de Hipoclorito 5 as torres ABS10.414 e ABS10.412 e no caso da unidade de Hipoclorito 6 as torres ABS10.14 e ABS10.12 Nestas unidades ocorre a absorção de cloro por uma solução de soda cáustica a 24%, produzindo-se assim o hipoclorito. No *venturi* e na torre de absorção, ocorre a reação que resulta do contacto entre a soda cáustica e o cloro gasoso, dando origem a hipoclorito de sódio, a cloreto de sódio e a água, conforme a reação,



Nestas instalações, a água gelada é utilizada no controlo de temperatura das soluções de hidróxido de sódio a 24%, e para remover o calor da reação de absorção do cloro em hidróxido de sódio, através da corrente de hipoclorito mal formado, corrente que circula em ciclo fechado entre os tanques intermédios, a torre de absorção e o *venturi* e que apresenta uma concentração de hipoclorito inferior à pretendida como produto final. Na unidade Hipoclorito 5 a corrente de

hipoclorito mal formado é arrefecida nos permutadores E10.426 e E10.427, sendo que na unidade de Hipoclorito 6 é arrefecida nos permutadores E10.26 e E10.27.

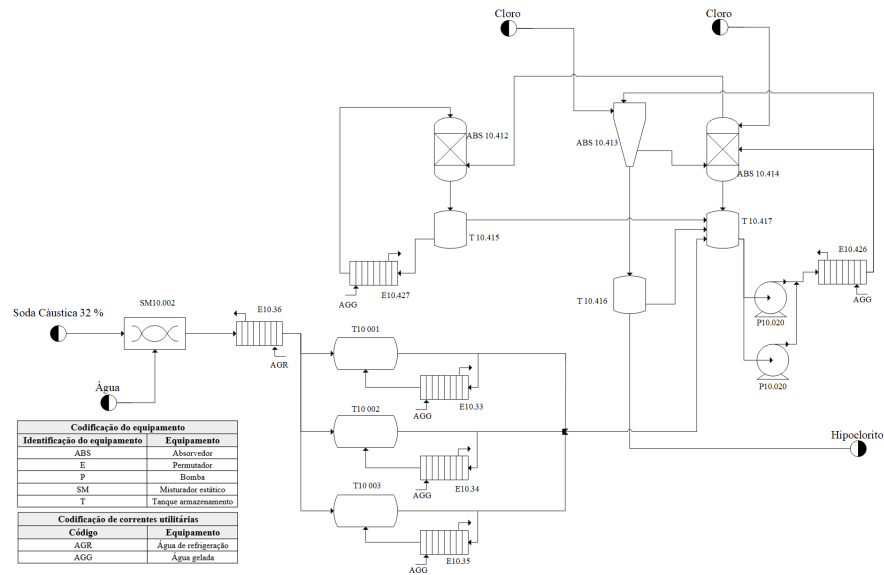


Figura 9 - Representação esquemática simplificada da unidade de produção Hipoclorito 5, da Bondalti CHEMICALS.

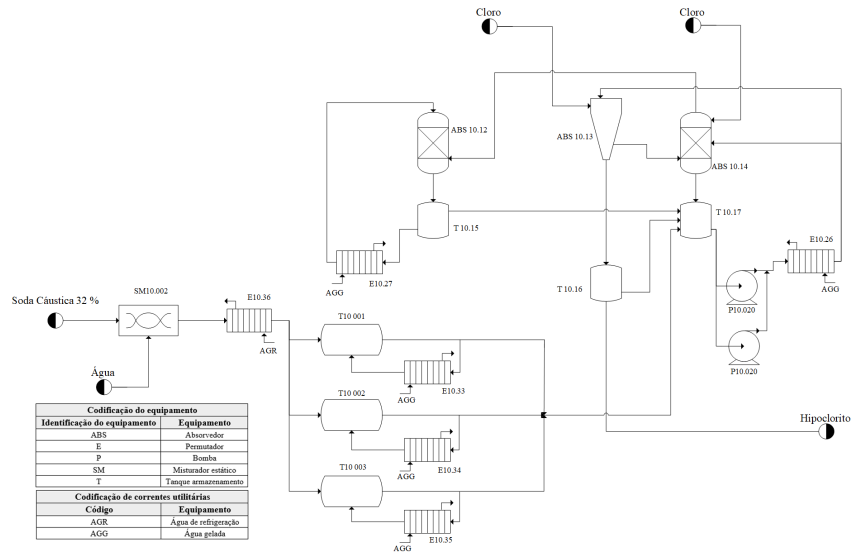


Figura 10 - Representação esquemática simplificada da unidade de produção Hipoclorito 6, da Bondalti CHEMICALS.

2.5. Instalação de Processamento de Hidrogénio

O cloro e o hidrogénio produzidos nas células de eletrólise de uma solução aquosa de ácido clorídrico estão saturados em vapor de água e em cloreto de hidrogénio, sendo necessário serem submetidos a arrefecimento e purificação. No processo de purificação desta instalação, o cloro sofre uma reação de absorção com a soda cáustica, produzindo-se assim hipoclorito. O hidrogénio é

comprimido e enviado para ser consumido no setor de produção de anilina e derivados da Bondalti Chemicals.

Nesta instalação a água gelada é usada para o arrefecimento do hipoclorito e para o *intercooler* do compressor de hidrogénio.

2.6. Otimização dos Consumos de Água Gelada

Apresentada a rede de água gelada e os seus consumidores e após o diagnóstico por parte da Trane de que a rede de água gelada atual não estava a funcionar corretamente, traduzido pela baixa eficiência energética apresentada nas máquinas frigoríficas da instalação, procurou-se identificar os desvios ao consumo de água gelada no setor PCA da Bondalti CHEMICALS.

Assim, comparou-se o consumo esperado no cenário de projeto com o consumo existente atualmente. Após uma pesquisa nos documentos de projeto dos equipamentos que utilizam água gelada foi possível calcular a quantidade de água necessária para cada equipamento através da Equação (1),

$$\dot{Q} = \dot{m} \int_{T_{in}}^{T_{out}} C_p dT \quad (1)$$

onde \dot{Q} é a potência de calor transferido, \dot{m} é o caudal mássico de água, T_{in} e T_{out} são as temperaturas de entrada e saída do permutador de calor, respetivamente e C_p é a capacidade calorífica da água.

Atendendo a que a variação de temperatura da água nos permutadores é muito baixa e a capacidade calorífica da água não é muito sensível à variação de temperatura considerou-se a capacidade calorífica constante e assim pode-se transformar a Equação (1) na Equação (2).

$$\dot{Q} = \dot{m} \cdot C_p \cdot \Delta T \quad (2)$$

Para o cálculo dos caudais necessários a alimentar aos mesmos equipamentos no cenário de projeto utilizou-se o valor da potência a transferir cada equipamento e a variação de temperatura da água gelada prevista no projeto dos equipamentos. Para o cálculo dos caudais necessários no cenário atual utilizou-se a mesma potência a transferir no equipamento, à exceção do liquefator C e dos permutadores E10.26 e E10.426¹, já que se encontram sobredimensionados, mas a variação de temperatura da água gelada foi obtida através dos registos dos medidores de temperatura existentes na unidade fabril. Quando possível, foi medido o caudal de água gelada com o medidor de caudal ultrassónico para verificação dos caudais de água gelada em circulação. De notar que associado à produção de hipoclorito existe um conjunto de três permutadores de calor, E10.33, E10.34 e E10.35, cada um associado a um tanque de solução de soda cáustica, que utilizam a água gelada para o

¹ A potência do cenário real foi calculada para a capacidade instalada atual de cada uma das unidades, nomeadamente 140 tpd na eletrolise HCl, 300 tpd para o Hipoclorito 6 e 150 tpd para o Hipoclorito 5.

arrefecimento da solução de soda cáustica. A preparação das soluções de soda cáustica é realizada em descontínuo, em ciclos de algumas horas, o que provoca algumas oscilações do caudal necessário para satisfazer as necessidades do anel. Como face ao restantes consumidores de água gelada este não apresenta uma carga térmica significativa o consumo destes permutadores não foi tido em conta neste estudo.

Na Tabela 3 estão registados os valores dos caudais de água gelada necessários a cada equipamento para cada um dos cenários em estudo. Na Figura 11, encontra-se a variação do caudal total de água gelada em circulação pelos dois anéis desde Janeiro de 2018, altura em que o caudalímetro que mede o caudal que alimenta o anel da liquefação foi reparado.

Tabela 3 – Valores dos caudais de água gelada, variação de temperatura e quantidade de calor removido em cada um dos equipamentos, para o cenário de projeto e para o cenário real.

		Cenário de projeto			Cenário real		
		Potência <i>kW</i>	ΔT $^{\circ}C$	Caudal m^3/h	Potência <i>kW</i>	ΔT $^{\circ}C$	Caudal m^3/h
Processamento e liquefação de Cl_2	Liquefator E20.108	512,0	5,0	88,1	388,8	3,7	90,4
	Liquefator E3.16B	400,1	4,0	86,0	400,1	2,3	149,6
	Liquefator E3.16A	400,1	4,0	86,0	400,1	2,5	137,6
	Intercooler U3.15.1B	75,6	5,0	13,0	75,6	5,0	13,0
	Intercooler U3.15.1A	75,6	5,0	13,0	75,6	5,0	13,0
	Arrefecedor H_2SO_4 E3.6A	38,4	5,0	6,6	38,4	9,8	3,4
	Arrefecedor H_2SO_4 E3.6B	38,4	5,0	6,6	38,4	8,9	3,7
	Arrefecedor Cl_2 15.14.02	72,1	5,0	12,4	72,1	7,2	8,6
Arrefecedor Cl_2 3.2.1	72,1	5,0	12,4	72,1	3,3	18,8	
Subtotal – Anel do cloro		1861,0	4,4	324,1	1561,2	3,1	438,1
Processamento de Cl_2	Arrefecedor H_2SO_4 E20.010	51,7	5,0	8,9	51,7	5,0	8,9
	Arrefecedor Cl_2 E20.009	125,0	5,0	21,5	125,0	2,6	41,3
Fabrico de $NaOCl$	Permutador E10.426	599,0	5,0	103,0	489,5	7,4	56,9
	Permutador E10.26	922,0	5,0	158,6	741,7	5,5	116,0
Processamento de H_2	Compressor de H_2	142,0	5,0	24,4	142,0	5,0	24,4
	Arrefecedor de $NaOCl$ E22.011	96,0	5,0	16,5	96,0	5,0	16,5
Subtotal – Anel do hipoclorito		1935,7	5,0	332,9	1645,9	5,4	264,0
Total		3620,0	4,7	657,1	3207,12	4,0	702,1
Número de máquinas frigoríficas			3		4		
Potência transferida por máquina frigorífica <i>kW</i>			1206,7		801,8		
Caudal de água gelada por máquina frigorífica m^3/h			219,0		175,5		

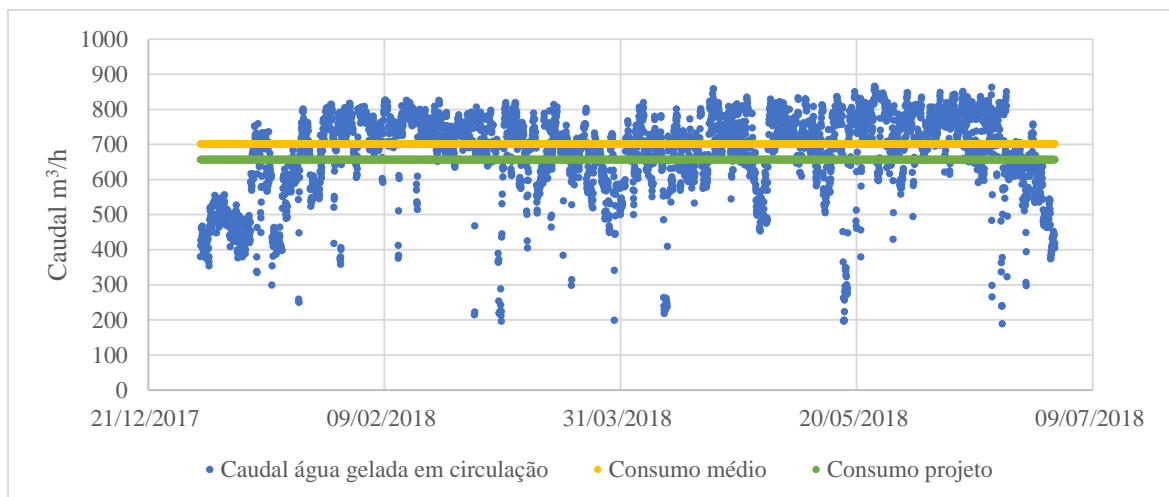


Figura 11 - Representação gráfica do caudal de água gelada em circulação na rede de distribuição de água gelada.

Na Figura 11 é possível observar a variação do caudal total de água gelada em circulação pelos dois anéis desde Janeiro de 2018, altura em que o caudalímetro que mede o caudal que alimenta o anel da liquefação foi reparado.

Analisando os resultados apresentados na Tabela 3, pode-se concluir que a adição do circuito do Hipoclorito 5 e o facto de a variação de temperatura ter diminuído de 4,7 para 4,0 °C, provocou um aumento de aproximadamente 7% do caudal médio de água gelada em circulação. Na Figura 11 observa-se ainda que em situações de pico o caudal total de água gelada em circulação pode chegar aos 850 m³/h, isto é 29% mais do que a situação de projeto.

Dado que cada frigorífico está limitado a um caudal de 200 m³/h para manter as necessidades de caudal de todo o anel o cenário atual obriga à utilização de quatro máquinas em simultâneo. O aumento das necessidades de caudal deve-se essencialmente às necessidades de caudal provocadas pelas condições de operação dos permutadores de calor da instalação de processamento de cloro, nomeadamente os liquefactores U3.16A/B e E20.108.

Na Figura 12 encontra-se o perfil de carga do frigorífico U3.27E desde o dia 14 de Fevereiro de 2018, período a que corresponde a exploração das várias unidades à sua capacidade máxima. Este perfil foi obtido através do histórico dos dados de operação desta máquina, tendo em conta o caudal e as temperaturas de entrada e saída registados. Apenas o frigorífico U3.27E tem um registo contínuo de caudal, sendo por isso o único para o qual é possível calcular o perfil de carga. Contudo existem registos do consumo de energia das quatro máquinas e da análise destes registos pode-se concluir que o perfil de carga do frigorífico U3.27F será muito semelhante ao do frigorífico U3.27E.

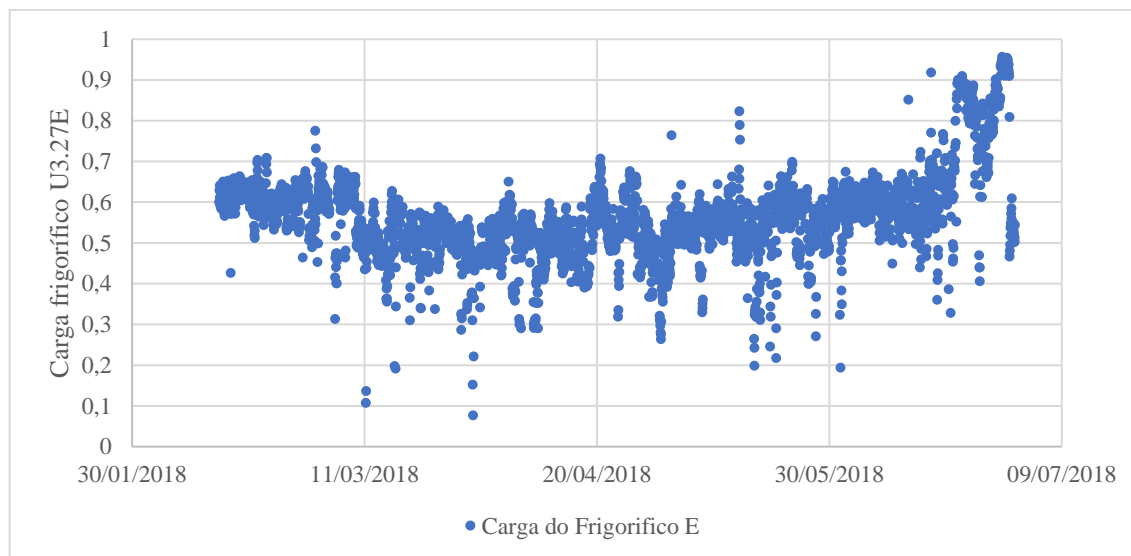


Figura 12 - Representação gráfica do perfil da carga do frigorífico U3.27E.

Analisando o perfil de carga do frigorífico U3.27E apresentado na Figura 12 e dado que o perfil de carga do frigorífico U3.27F é muito semelhante ao do frigorífico U3.27E, sendo que estes operam entre 50 e 60% é de esperar que a carga térmica total possa ser garantida apenas com três máquinas ao serviço, isto é, parando uma das máquinas, a segunda deverá operar a 100% da sua capacidade nominal. Além disso, a situação atual é uma situação atípica pois por questões de mercado é necessário operar com as várias instalações à carga máxima permitida, isto é, uma carga muito superior à carga nominal, situação que se prevê estender até ao final de 2019.

O facto de as necessidades térmicas poderem ser garantidas apenas com três máquinas significa que existe um desequilíbrio entre as necessidades de frio e as necessidades de caudal deste circuito. Este desequilíbrio obriga assim a que as quatro máquinas operem abaixo da sua capacidade instalada. Este aumento do consumo de água gelada em circulação através do funcionamento de quatro máquinas frigoríficas tem assim vários efeitos negativos no consumo energético associado à rede de distribuição de água gelada, pois por um lado o aumento da quantidade de água gelada em circulação aumenta as perdas de carga no circuito, aumentando assim os custos de bombagem associados e por outro lado a redução da carga de frio por máquina leva a uma redução da eficiência energética dos frigoríficos, pois o consumo de energia elétrica por kW de energia removida nos frigoríficos aumenta, à medida que se reduz a carga dos frigoríficos.

Além disto, a necessidade de trabalhar simultaneamente com os quatro frigoríficos elimina a existência de um frigorífico de reserva o pode originar perdas de produção pela avaria de um desses frigoríficos, situação já verificada em 2017, em que dois dos quatro frigoríficos estiveram fora de serviço e foi necessário a instalação de frigoríficos móveis, contudo de capacidade limitada, limitando assim a capacidade das diversas instalações.

Outra análise que se pode fazer da Tabela 3 é a comparação do comportamento dos dois lados do anel de água gelada. Assim, analisando os resultados obtidos para o lado do anel que é enviado para o processamento de cloro verifica-se que este apresenta uma variação de temperatura de $3,1^{\circ}\text{C}$, inferior aos $4,4^{\circ}\text{C}$ de projeto, o que provoca um aumento de 35% no consumo de água gelada neste circuito. Já do lado do anel que é enviado para a produção de hipoclorito e processamento de hidrogénio, verifica-se que a variação de temperatura deste lado do anel, $5,4^{\circ}\text{C}$, é superior ao $5,0^{\circ}\text{C}$ de projeto, permitindo assim no lado do anel de água gelada uma poupança de 21% no consumo de água gelada.

É importante referir ainda que o cenário real é agravado pelo desenho do circuito que não permite a transferência de carga térmica entre o anel do hipoclorito e o anel da liquefação, já que a distribuição de caudais entre os dois anéis faz com que o anel de hipoclorito trabalhe essencialmente com os frigoríficos U3.27H e U3.27G e o anel de liquefação com os frigoríficos U3.27E, U3.27F e U3.27G. Dado que a variação da temperatura da água gelada no anel da liquefação é muito baixa, a capacidade das máquinas U3.27E, U3.27F é muito inferior à sua capacidade nominal, já que não é possível aumentar o caudal de água que o alimenta.

De facto, os frigoríficos presentes na rede de água gelada conseguem arrefecer a água de 10 até 5°C e têm como capacidade de remoção 1100 kW/h por cada frigorífico, sendo alimentados por $200\text{ m}^3/\text{h}$ de água cada um. Para se conseguir tirar partido da capacidade instalada de cada frigorífico seria necessário garantir uma variação de temperatura da água gelada de 5°C , ou aumentar o caudal por frigorífico de forma a compensar a redução da diferença entre a temperatura de entrada e saída dos frigoríficos, o que não é possível sem a alteração das atuais bombas dedicadas a cada frigorífico.

Assim, devido à existência dos desvios e limitações apresentados neste capítulo tem-se como objetivo deste trabalho a análise dos mesmos de forma a permitir a apresentação de uma nova configuração do anel de água gelada com o objetivo de otimização da operação dos frigoríficos e assim libertar uma das quatro máquinas frigoríficas para unidade de reserva.

3. Processamento de Cloro - Liquefação

Identificados os desvios dos consumos da água gelada do setor PCA da Bondalti CHEMICALS, procurou-se estudar e apresentar medidas que permitam corrigir os mesmos, através da redução e racionalização do consumo de água gelada.

Ao analisar os consumos de água gelada do cenário atual e do cenário de projeto, apresentados na Tabela 3, observou-se que na instalação de processamento de cloro houve um aumento de 35% no caudal de circulação de água gelada. Pode-se ver também na Tabela 3, que o aumento do caudal de circulação de água gelada não se deve a um aumento das necessidades de frio, mas sim à redução da variação de temperatura da água gelada na rede de distribuição. A alteração da variação da temperatura da água gelada é justificada pelo baixo rendimento da liquefação. A redução do rendimento da liquefação pode estar relacionada com vários fatores, entre eles a existência de incrustações no permutador e/ou a pressões de operação dos liquefatores mais baixas que a pressão de projeto.

Na Figura 13 está representado o caudal de água gelada enviado para o lado do anel que abastece o processamento de cloro. Estes dados são relativos aos meses de Janeiro a Julho de 2018, já que antes desta data o caudalímetro quem mede o caudal de água que alimenta o anel da liquefação estava fora de serviço.

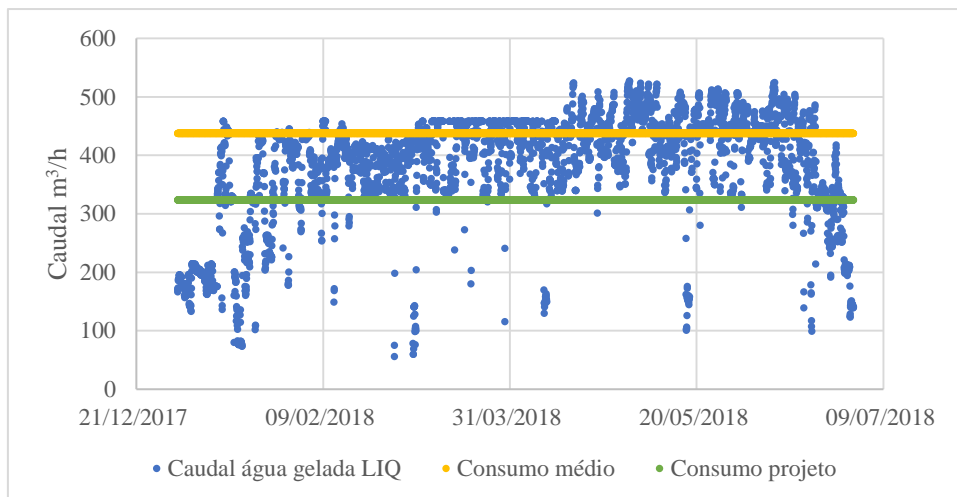


Figura 13 -Representação gráfica dos caudais de água gelada enviados para o lado do anel do processamento de cloro, do consumo médio e do consumo de água gelada esperado pela situação de projeto.

Analisando a representação gráfica presente na Figura 13, pode-se observar que o consumo de água gelada no lado do anel da liquefação é de uma forma geral muito superior ao esperado pela situação de projeto. Os pontos que apresentam baixos caudais de água gelada, traduzem situações em que a fábrica apresentou um regime mais baixo de produção ou esteve parado.

De notar a existência de um período em que o medidor de caudal do anel da liquefação apresentava um sinal limitado, tendo-se corrigido a escala apenas em meados de Abril de 2018. A variação do caudal de água gelada em circulação no anel da liquefação é devido essencialmente a variações do consumo do liquefator C já que os liquefatores A e B trabalham com a respetiva válvula de controlo de água gelada com uma abertura de 100%. Estas variações de caudal de água gelada ao liquefator C prendem-se com a necessidade de operar em algumas situações, com variações de temperatura de água gelada semelhantes aquelas dos liquefatores das linhas A e B, isto é, 2-2,5°C.

Devido à existência do mesmo problema nos liquefatores da linha A e B, a hipótese de a diminuição do rendimento da liquefação ser inteiramente causada pela existência de incrustações no permutador é muito pouco provável. Assim, foi estudada a influência da pressão no comportamento dos liquefatores, isto porque se verificou que o maior desvio às condições de operação de projeto dos liquefatores se encontra na pressão de operação, sendo que esta diminui o rendimento da liquefação no permutador pois quanto menor for a pressão do liquefator menor será a temperatura de liquefação, diminuindo assim a média logarítmica da temperatura das corrente no permutador e a capacidade do mesmo.

O controlo da pressão dos liquefatores é feito pela sua corrente de *sniff*. Quando a quantidade de cloro gasoso que é produzido na eletrólise aumenta o caudal de cloro gás à entrada dos liquefatores também aumenta. Se estes não tiverem a capacidade de liquefação adequada, aumenta a fração de cloro não liquefeito na saída do permutador de calor e em consequência a sua pressão aumenta. A pressão é assim controlada pela abertura da válvula de controlo de pressão do *sniff*, PIC23.31, permitindo assim a redução da quantidade de cloro gasoso no liquefator. Isto obriga a uma maior quantidade de cloro gasoso que deixa o liquefator.

Uma forma contrariar a falta de capacidade de liquefação e baixar assim o caudal de *sniff* para uma menor pressão de operação é baixar a temperatura de saída da água gelada face ao valor de projeto, levando a um aumento do caudal necessário para remover a mesma quantidade de calor. Isto porque por um lado o aumento do caudal de água gelada provoca um aumento do coeficiente de transferência de calor por convecção do lado da água e por outro lado a diminuição da temperatura de saída da água gelada faz subir a diferença de temperatura média logarítmica ΔT_{lm} , a força diretriz da transferência de calor, compensando assim o efeito da baixa pressão de operação.

3.1. Influência da Pressão de liquefação do cloro

Para estudar a influência da pressão no comportamento da liquefação, através da análise do efeito da pressão em três variáveis deste processo, a temperatura de liquefação, a área necessária e o calor transferido em que se manteve constante a quantidade de cloro condensado no liquefator, recorreu-se ao programa *Aspen Plus* de forma a simular o funcionamento do liquefator parcial a diferentes pressões. O *flowsheet* da simulação está apresentado na Figura 14 e permutador foi simulado tendo em conta as características dos liquefadores da linha A e B, entre eles o número, comprimento e diâmetro dos tubos. Os dados de projeto do permutador de calor encontram-se no Anexo B.

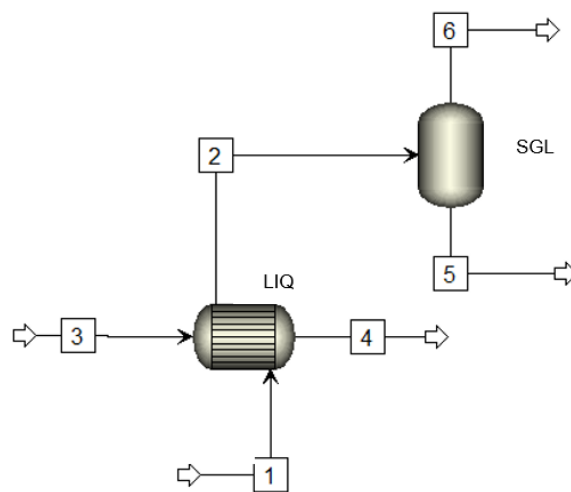


Figura 14 – Flowsheet da simulação de Aspen Plus que permitiu o estudo da influência da pressão no comportamento da mesma.

No *flowsheet*, presente na Figura 14, podemos ver a presença de dois equipamentos, um permutador de calor, LIQ, e um separador gás-líquido, SGL, de forma a simular um liquefator parcial. Esta combinação pode ser explicada devido à composição da corrente resultante da saída do permutador, pois esta corrente corresponde a uma mistura bifásica, sendo esta posteriormente separada num separador gás-líquido.

Na Figura 15 são apresentados de forma gráfica os resultados do estudo mencionado acima, em que o que a variação da temperatura da água é de 5-9°C (situação de projeto), sendo que para as várias pressões, manteve-se a quantidade de cloro na corrente de *sniff* constante. No Anexo B encontra-se tabelados os resultados apresentados na Figura 15.

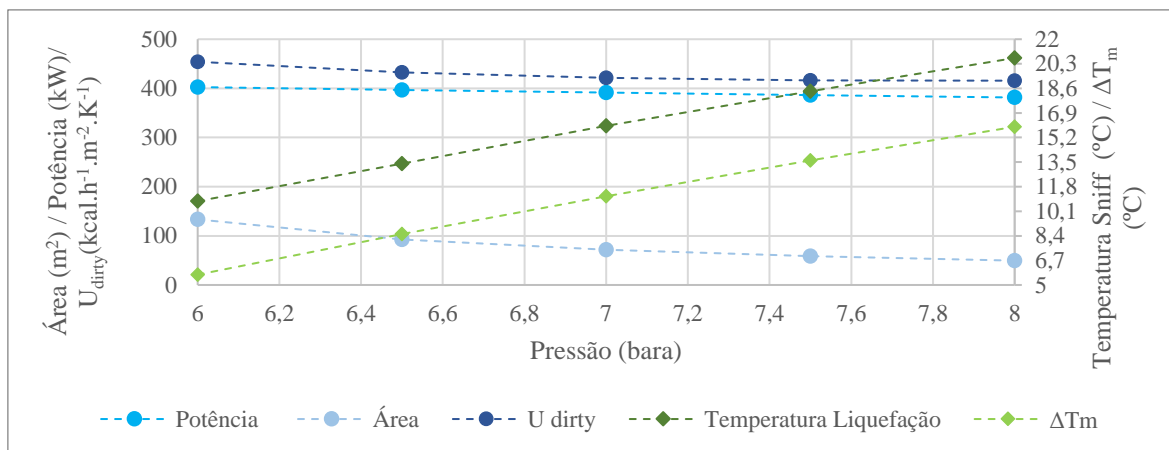


Figura 15 - Representação gráfica da área necessária, calor transferido, coeficiente de transferência de calor e temperatura de liquefação em função da pressão de liquefação.

Através da análise dos resultados do estudo da influência da pressão no comportamento da liquefação, representados no gráfico presente na Figura 15 verifica-se que para menores pressões, a potência transferida para se obter o mesmo caudal de cloro no *sniff* aumenta ligeiramente, justificado pelo aumento do calor latente de vaporização do cloro com a diminuição da pressão. Observa-se também, que como esperado a temperatura de liquefação diminui com a diminuição da pressão de operação o liquefator. No intervalo de pressão de 6 a 8 bar, a temperatura de liquefação baixa de 20,7 para 10,8°C e a ΔT_m baixa de 15,9 para 5,7°C, isto é, uma redução de três vezes na força diretriz do permutador de calor.

Outra análise que se pode tirar da representação gráfica é o aumento da área necessária à transferência de calor com a diminuição da pressão de liquefação. Este aumento pode ser interpretado recorrendo à equação geral para a transferência de calor, Equação (3).

$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta T_m \quad (3)$$

em que, como é visível no gráfico acima, o efeito do aumento do \dot{Q} pode ser compensado pelo ligeiro aumento do U , sendo que a diminuição do ΔT_m , devido à diminuição da temperatura de liquefação com a diminuição da pressão de operação, apenas pode ser compensado com o aumento da área necessária à transferência de calor. Estes efeitos mostram que a baixa pressão de operação dos liquefatores tem o efeito de baixar a capacidade dos liquefatores atuais, tanto pelo aumento do \dot{Q} como pela redução do ΔT_m .

Na Figura 16 está representado a influência da pressão de liquefação na área necessária à transferência de calor, para três cenários. Dois cenários em que a água gelada apresenta uma variação de 5-9°C, tendo um deles como composição da corrente de entrada no liquefator a composição de projeto e o outro a composição atual, resultante da análise de amostragens da unidade fabril, caracterizada por um menor teor de inertes. E um terceiro cenário em que a água gelada apresenta uma variação de temperatura de 5-7°C, com a corrente de entrada do liquefator com a composição

atual, reproduzindo assim as condições atuais de operação dos liquefadores das linhas A e B. A tabela correspondente a esta representação gráfica encontra-se presente no Anexo B.

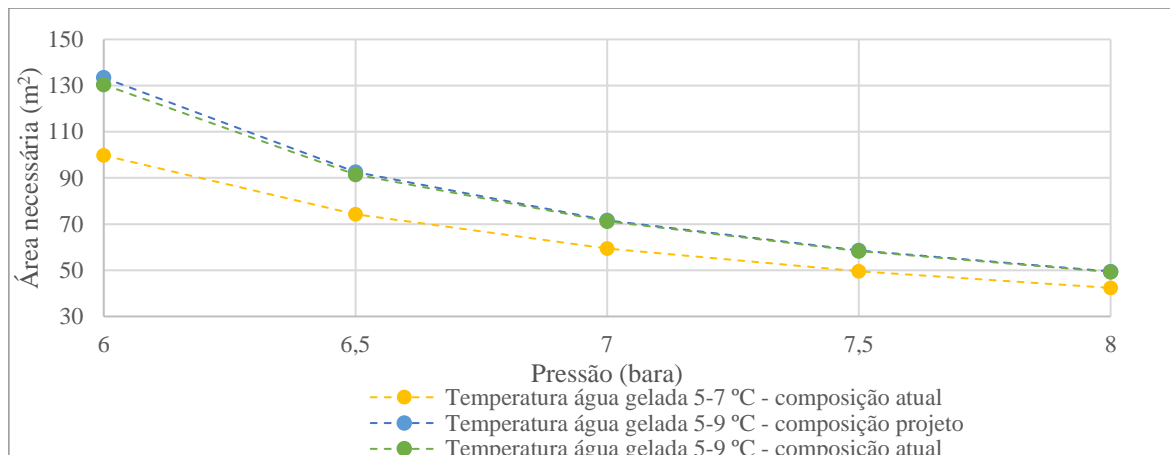


Figura 16 -Representação gráfica da variação da área necessária para a transferência de calor em função da temperatura, variando a temperatura de saída da água gelada dos permutadores e a composição da corrente de cloro, para diferentes pressões de liquefação.

A Figura 16 mostra o comportamento teórico dos liquefadores que seria esperado pela descida da pressão. Através da mesma representação gráfica, pode-se concluir que a área necessária à transferência de calor não é afetada de uma forma significativa pela alteração verificada na composição da corrente de cloro gasoso que alimenta o liquefator atualmente face à composição da corrente de projeto, ou seja, não existe nenhum benefício significativo pela redução do teor de inertes na corrente de cloro que é alimentada ao permutador de calor, isto porque mesmo na situação de projeto, a pureza de cloro na corrente alimentada ao liquefator já é muito elevada, superior a 98%.

Os liquefadores operam hoje a pressões mais baixas do que a pressão de projeto, tipicamente entre 6,5 e 7 bara. De acordo com a Figura 16 a 7 bara uma área de $70,5 \text{ m}^2$ deveria ser suficiente para compensar a diminuição da pressão sem a necessidade de alterar a variação da temperatura da água gelada. O facto de que nas condições atuais é necessário reduzir a variação da temperatura da água gelada com o conseqüente aumento do caudal de água em circulação pelos liquefadores pode indicar que as incrustações nos permutadores podem já ser significativas ou que estes operam com rendimento de liquefação muito superiores ao de projeto. De facto, o principal objetivo das operações é maximizar a quantidade de cloro liquefeito. A escolha das condições de operação é assim feita com o objetivo de favorecer o rendimento da liquefação e não apenas assegurar as condições de projeto, que de resto foram já ultrapassadas com o último aumento de capacidade da eletrolise de salmoura em Março de 2017.

Assim, as simulações dos liquefadores foram repetidas agora para um cenário em que a totalidade do cloro gás comprimido nos compressores A, B ou C é enviada para o liquefator², o que corresponde em teoria a uma alimentação de 6200 kg/h de cloro gás ao liquefator, sendo utilizado como utilidade fria água gelada de 5-9°C ou de 5-7°C. Na Figura 17, encontra-se representado os resultados da simulação e no Anexo B encontra-se a tabela correspondente.

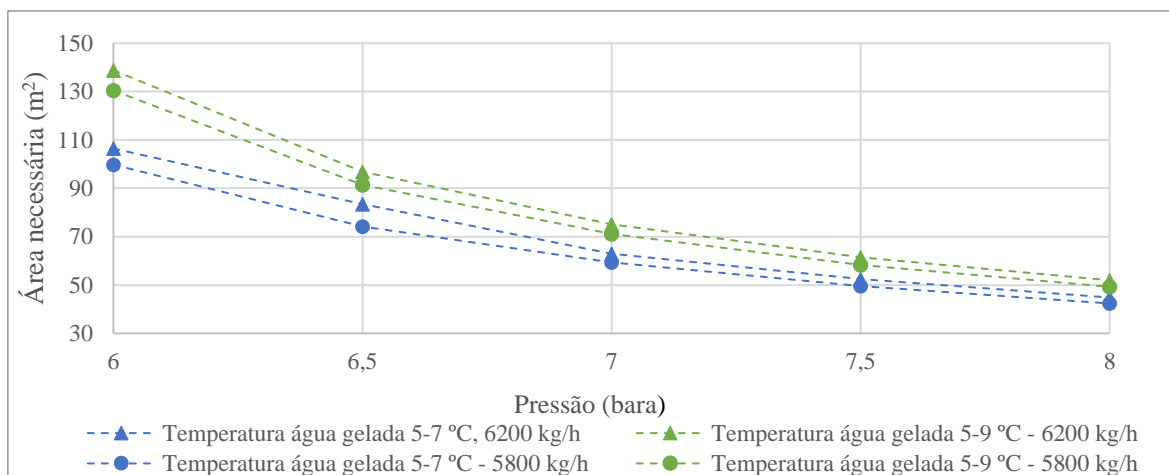


Figura 17 - Representação gráfica da variação da área necessária para a transferência de calor em função da temperatura, variando a temperatura de saída da água gelada dos permutadores, para diferentes pressões de liquefação.

Através da análise da Figura 17, e como seria de esperar, observa-se que o aumento da quantidade de cloro gás alimentado ao liquefator, faz aumentar a área necessária para se obter o rendimento da liquefação de projeto. Conclui-se ainda que para se manter o rendimento da liquefação de projeto a 7 bara e com uma alimentação de 6200 kg/h, a área necessária quando se utiliza água gelada de 5-9°C é de 75,1 m², superior à área disponível no liquefator, 70,5 m², o que não acontece quando se utiliza água gelada de 5-7°C, em que a área necessária para a transferência de calor diminui para os 62,9 m², justificando assim as atuais condições de operação dos liquefadores.

Para o liquefator C, também foi estudado a influência da pressão no comportamento do liquefator, tendo-se para este estudo usado os dados de projeto do liquefator C, apresentados no Anexo B.

Na Figura 18 estão representados graficamente os resultados da influência da pressão de liquefação, para uma alimentação de 5800 kg/h de cloro, com a composição de projeto e com um caudal de *sniff* de 460 kg/h, correspondente a uma situação real, obtida através do balanço entre a quantidade de cloro produzido e cloro liquefeito na linha C, quando a linha A e a linha B não se encontravam em operação e com a variação da temperatura de água gelada de 7-12°C, condição de

² Dado que o compressor de cloro é do tipo volumétrico, isto é, a quantidade de cloro comprimido é sempre a mesma, a pressão na entrada das linhas de liquefação é controlada pela recirculação de certa quantidade de cloro gás comprimido às colunas de secagem. Com esta recirculação fechada é de esperar que a quantidade de cloro alimentado aos liquefadores seja superior e igual à capacidade do compressor, isto é, 6200 kg/h.

projeto. Na Figura 19 é apresentado o estudo da influência da pressão no comportamento da liquefação, com a variação do ΔT da água gelada, uma simulação com ΔT de 7-12°C e outra com o ΔT verificado no liquefator no período utilizado para o balanço do liquefator C, 4,8-8,15°C. No Anexo B encontra-se tabelados os resultados de ambas as simulações.

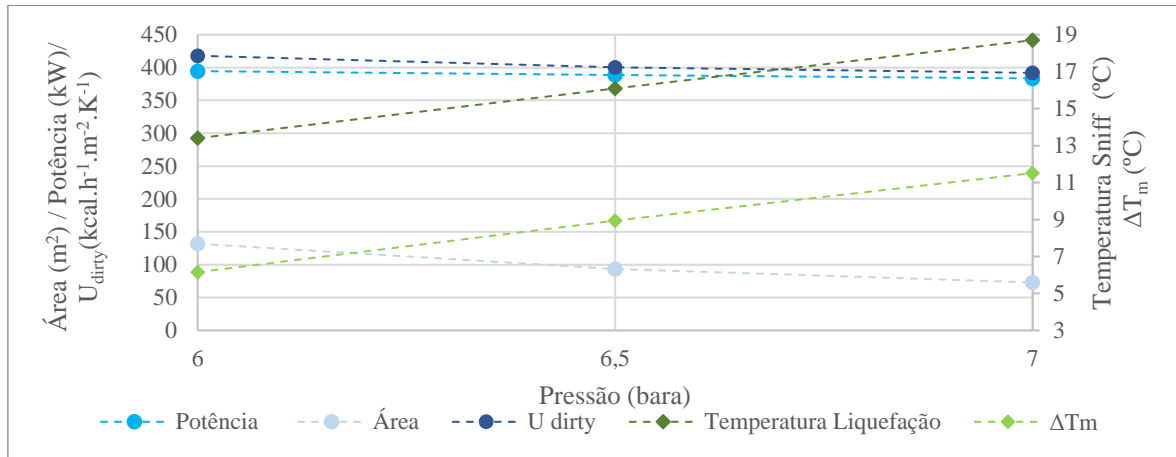


Figura 18 - Representação gráfica da área necessária, calor transferido, coeficiente de transferência de calor e temperatura de liquefação em função da pressão de liquefação

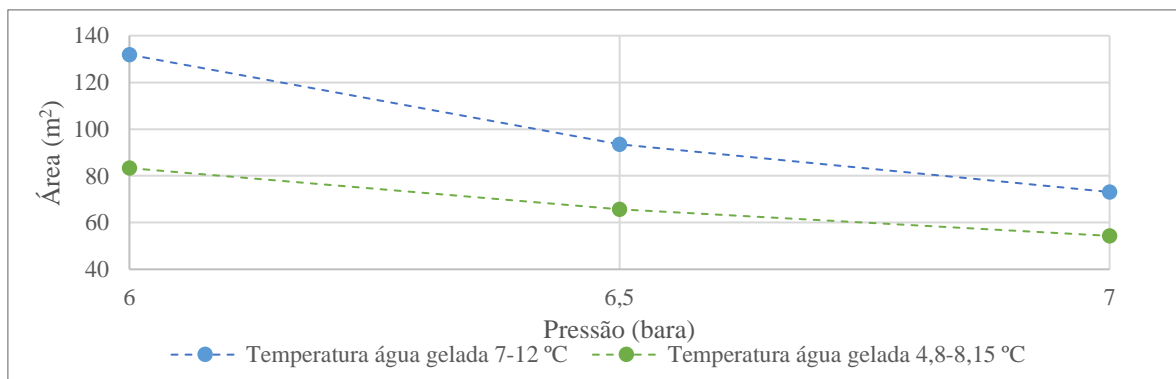


Figura 19 – Representação gráfica da variação da área necessária para a transferência de calor em função da variação da temperatura e da pressão de liquefação.

Através da análise da Figura 18 e da Figura 19, observa-se que tal como esperado e observado para os liquefadores da linha A e da linha B, também no liquefator C a capacidade de liquefação do liquefator diminui com a diminuição da pressão de liquefação. Contudo, observando mais atentamente os resultados da Figura 19, e sabendo que a pressão do liquefator no período utilizado para o balanço era de 6,4 bara, verifica-se que o liquefator C, com uma área de 113,9m², precisaria apenas de 65,7 m² para operar com uma variação de temperatura de água gelada de 4,8-8,15 °C, e de 93,45 m² para operar com a variação de temperatura proposta de projeto, 7-12°C. Assim, não é possível justificar as condições de operação atuais do liquefator C apenas com base na

pressão e no caudal de cloro alimentado à linha C. No caso particular do liquefator C, a capacidade de transferência de calor poderá estar limitada por incrustações no permutador de calor.

3.2. Causas para a Redução da Pressão de Liquefação nas Linhas A/B

De forma a perceber a razão pela qual se opera a uma pressão tão reduzida nos liquefatores, analisou-se a perda de carga nos trajetos do cloro gasoso, desde os compressores até à zona de junção das linhas de *sniff*, através dos registos dos medidores de pressão e temperatura existentes na instalação fabril. Esses registos são apresentados graficamente na Figura 20.

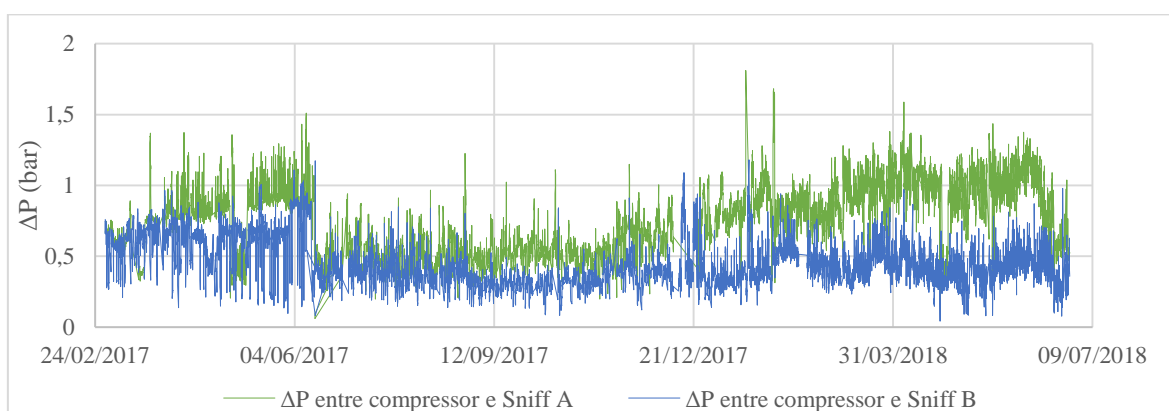


Figura 20 - Representação gráfica das perdas de carga da linha A e da linha B desde a saída do compressor até ao sniff.

Analisando a representação gráfica presente na Figura 20, observa-se que a perda de carga nas linhas A e B não são iguais, sendo que na linha A os valores da perda de carga são superiores aos valores registados na linha B.

Atendendo ao facto de as linhas A e B apresentarem as correntes de *sniff* em equilíbrio de pressão, a perda de carga verificada na linha A não influencia apenas a pressão de liquefação dessa linha, mas sim a pressão de ambas as linhas pois não permite subir a pressão da linha B, criando assim condições menos favoráveis à operação do liquefator da linha B.

Essa perda de carga adicional na linha A pode ser causada por vários fatores, entre os quais, o circuito da linha desde o compressor até ao liquefator, pode também ser causada no próprio liquefator ou no circuito da corrente de *sniff*, desde o liquefator até à válvula de controlo de pressão da corrente de *sniff*, PIC23.31.

Analisando o circuito da corrente gasosa de cloro desde o compressor até ao liquefator, poderá haver uma excessiva perda de carga no *after cooler*³ ou na válvula de retenção à saída do compressor. Assim, de forma a verificar essa possibilidade, foram analisados os valores da perda de

³ Permutador de calor U3.15.2 que reduz a temperatura do cloro gasoso à saída do compressor.

carga de cada linha nesse troço, tendo esta sido calculada com o auxílio dos medidores de pressão existentes após o compressor e antes do liquefator. Esses resultados são apresentados graficamente na Figura 21.

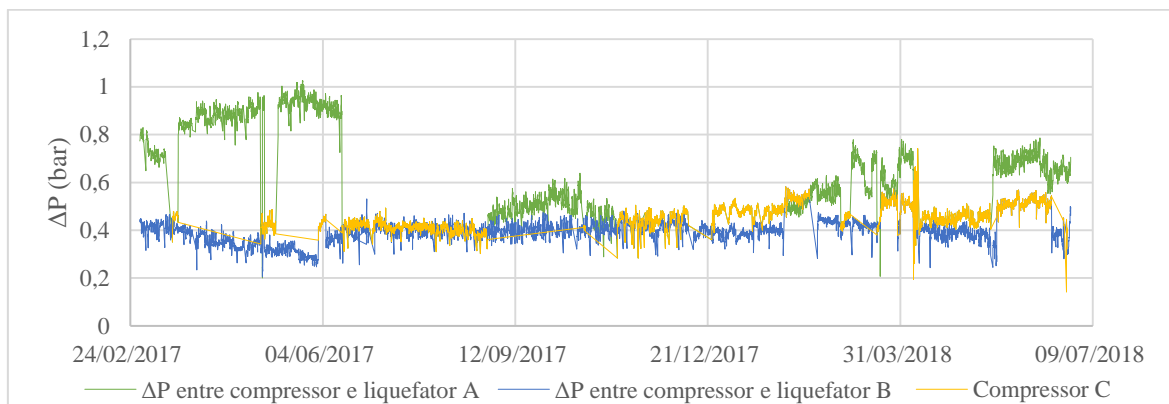


Figura 21 - Representação gráfica das perdas de carga da linha A e da linha B desde o compressor até à entrada do liquefator.

De notar que a amarelo encontram-se os períodos em que o compressor C⁴ esteve a trabalhar para uma das linhas.

Analisando a representação gráfica presente na Figura 21 verifica-se que até meados de Junho de 2017, mais concretamente a 12 de Junho de 2017, a perda de carga neste troço na linha A era muito superior à perda de carga da linha B, situação que foi resolvida temporariamente pela substituição do compressor A pelo compressor C. Desde aí pode-se observar que a perda de carga entre o compressor e o liquefator é semelhante para ambas as linhas, a não ser em alguns períodos de Fevereiro e Março de 2018 quando o compressor A entrou novamente em operação em substituição do compressor C.

Assim, visto que a perda de carga superior na linha A não é justificada pela perda de carga até à entrada dos liquefatores, representou-se graficamente nas Figura 22 e Figura 23 a perda de carga total na linha e a perda de carga até ao liquefator, para a linha A e para a linha B, respetivamente.

⁴ O Compressor C é o compressor que se encontra de reserva dos compressores A e B, pode operar tanto com a linha A como com a linha B

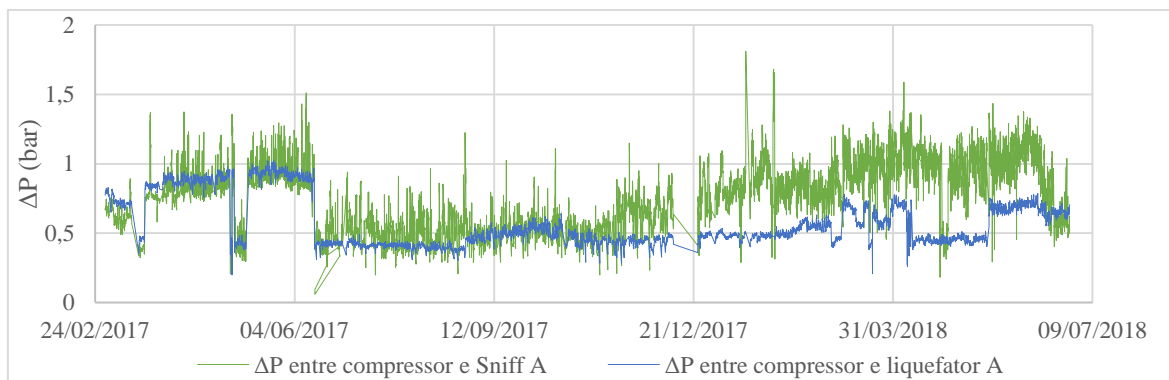


Figura 22 - Representação gráfica das perdas de carga da linha A entre o compressor e as válvulas de envio do sniff e entre o compressor até à entrada do liquefator.

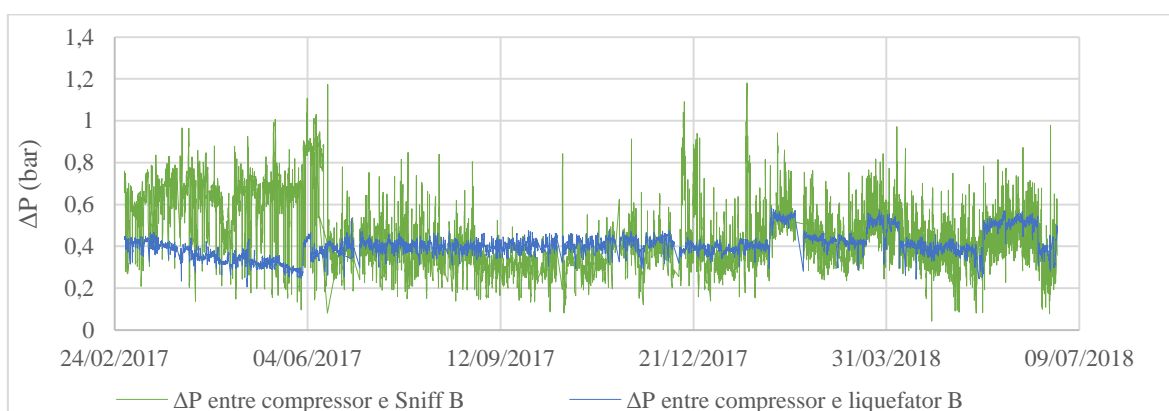


Figura 23 - Representação gráfica das perdas de carga da linha B entre o compressor e as válvulas de envio do sniff e entre o compressor até à entrada do liquefator.

Analisando os gráficos representados nas Figura 22 e Figura 23 para a linha A e para a linha B, respetivamente, pode-se verificar, que para a linha A, a perda de carga total é superior à perda de carga verificada desde a descarga do compressor até à entrada do liquefator. Na linha B, o que se verifica é a existência de uma perda de carga semelhante entre a descarga do compressor e o liquefator e a perda de carga total na linha. Assim conclui-se que a perda de carga total na linha A é causada pela perda de carga existente no liquefator ou no troço do *sniff* desde o liquefator até à válvula de controlo de pressão no *sniff*.

Em relação à perda de carga entre os liquefadores e a válvula de controlo de *sniff*, é provável que a perda de carga seja causada por um possível obstrução da linha de *sniff* e não ao liquefator, pois a temperatura do cloro liquefeito ao apresentar-se superior no liquefator A em relação ao liquefator B, indicia que a pressão à saída do liquefator A seja superior à pressão apresentada no liquefator B o que não deveria acontecer se perda de carga fosse no liquefator, visto que ambos apresentariam temperaturas semelhantes. Além disso, em Abril de 2018 foi realizada uma experiência no campo, em que se abriu o *bypass* à corrente de *sniff* da linha A tendo-se tido como resultado da mesma uma diminuição da pressão de saída do compressor que estava a trabalhar para

a linha A bem como a diminuição da perda de carga entre o liquefator e a válvula de controlo do *sniff*. Se a perda de carga fosse no liquefator esta experiência não teria influenciado a perda de carga entre o liquefator e a válvula de *sniff*.

Devido à inexistência de um medidor de pressão à saída do liquefator, que permitisse verificar a perda de carga existente no liquefator e no troço no *sniff* que parte deste último equipamento até às válvulas de envio, recorreu-se ao cálculo teórico da perda de carga na linha do *sniff* para comparar este valor com o medido na fábrica e assim ver se é devido à linha do *sniff* ou ao liquefator.

Ao analisar-se o trajeto de cada linha verificou-se que além do trajeto das duas linhas serem diferentes, sendo o trajeto da linha A superior ao da linha B, havia outro elemento que podia causar a diferença de perda de carga entre as linhas A e B, esse elemento era a existência de válvulas diferentes em cada linha, tendo as válvulas instaladas na linha A um menor CV⁵, logo válvulas que provocam uma perda de carga superior para o mesmo caudal de *sniff*.

Dado que não existe instrumentação de campo que permita estimar o caudal de *sniff* de uma forma precisa⁶, a perda de carga da corrente de *sniff* foi calculada para diferentes caudais mássicos para ambas as linhas.

A perda de carga na conduta foi calculada através da Equação (4).[10]

$$\frac{P_2^2 - P_1^2}{2P_1 \cdot v_1} + G^2 \left[\ln\left(\frac{P_1}{P_2}\right) + \frac{2 \cdot f \cdot L}{d_i} \right] = 0 \quad (4)$$

onde, P_1 e P_2 é a pressão no início e no fim da linha, V_1 é a velocidade do fluido na tubagem, G é o fluxo mássico, f é o fator de atrito de Darcy, L é o comprimento da tubagem e d_i o diâmetro interno da mesma.

A perda de carga para os dois tipos de válvulas encontradas no circuito do *sniff* da linha A e B foi calculada através das expressões fornecidas pelo fabricante das válvulas, a Descote[11], Equação (5), cuja ficha técnica se encontra no Anexo B,

$$\Delta P = P_1 - \sqrt{P_1^2 - \frac{2228 \cdot \dot{m}^2}{CV^2 \cdot G_t}} \quad (5)$$

onde ΔP é a perda de carga na válvula, P_1 é a pressão inicial, \dot{m} é o caudal mássico e o G_t é a gravidade específica do fluido.

⁵ CV é o fluxo em “número de galões de água” necessários por minuto para a válvula apresentar uma perda de carga de 1 psi.

⁶ O caudal de *sniff* é a diferença entre o caudal de cloro gás que alimenta o liquefator e o cloro liquefeito. Contudo na linha A e na linha B, parte do cloro liquefeito retorna ao *scrubber*, e não é quantificado. O cloro gasoso à entrada do liquefator não é medido e depende da abertura do *bypass* do compressor. Por outro lado, apenas é possível fazer estimativas grosseiras do valor do caudal do *sniff* tendo em conta a produção de hipoclorito já que parte do cloro que alimenta o hipoclorito provém de correntes provenientes da degaseificação periódica dos equipamentos da linha, correntes essas também não quantificadas.

Na Figura 24 encontra-se representadas graficamente as perdas de carga na linha A e na linha B, bem como a contribuição de ambas as válvulas para a perda de carga total.

De notar que apesar de o *sniff* de projeto ser de 412 kg/h, o cálculo da perda de carga no troço foi calculado para caudais entre os 400 e 1000 kg/h pois atualmente os valores de caudal de *sniff* deve ser superior tendo em conta o aumento dos níveis de produção de hipoclorito verificados desde o início do ano de 2018.

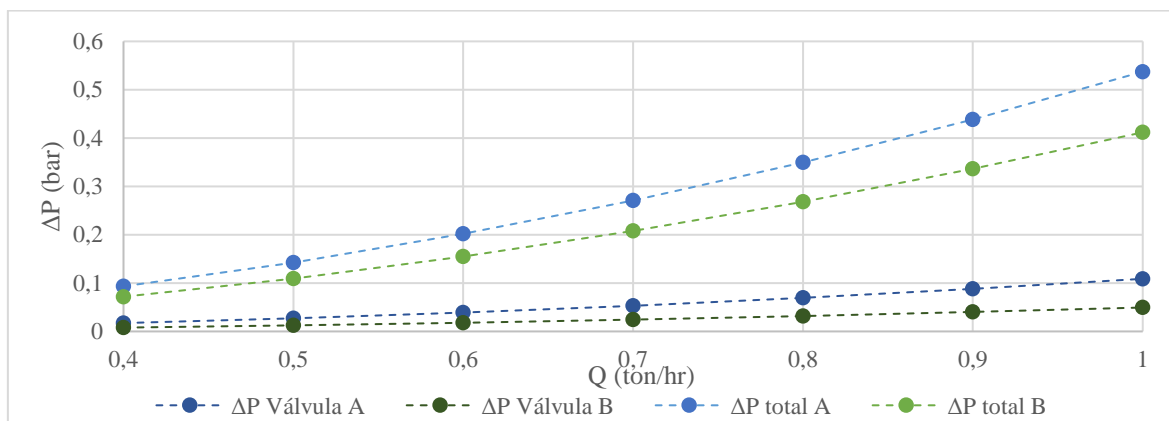


Figura 24 - Representação gráfica das perdas de carga na linha A e na linha B, no troço do *sniff* e respetiva contribuição das válvulas instaladas, em função do caudal de *sniff* produzido.

Analisando os resultados obtidos, presentes na Figura 24, é possível concluir que apesar de as linhas apresentarem uma perda de carga diferente, essa diferença não é suficiente para a justificar o desvio existente entre a pressão no liquefator e a pressão no compressor A, sendo mais plausível justificar este aumento da perda de carga com um possível encravamento da respetiva linha de *sniff*, ou ser a linha A a trabalhar preferencialmente com a recirculação de cloro à torre de secagem fechada, trabalhando assim, trabalhando assim com um maior caudal de cloro que a linha B e daí a existência de um maior caudal de *sniff* no liquefator A, e conseqüentemente, uma maior perda de carga do que na linha B. Infelizmente não há registo histórico da posição da válvula de recirculação dos compressores da linha A e B de forma a ver se existe algum efeito na perda de carga do *sniff* por manipulação destas válvulas.

3.3. Medidas para o Aumento do Rendimento da Liquefação

Depois de analisar a unidade de processamento de cloro, foram pensadas algumas medidas que permitissem aumentar o rendimento da liquefação, de forma a reduzir os consumos de água gelada apresentados por esta unidade. Entre as medidas possíveis para atingir esse objetivo está o aumento do diâmetro da linha de *sniff* e por outro o aumento do coeficiente global de transferência de calor do liquefator pelo aumento do coeficiente de filme interno dos liquefatores.

3.3.1. Relocalização da Estação de Controlo do *Sniff* das Linhas A e B

De forma a diminuir a perda de carga existente atualmente, com o objetivo de aumentar a pressão de liquefação, facilitando a mesma e provocando assim um aumento da capacidade de liquefação das linhas A e B, sugere-se não só um aumento do diâmetro da tubagem do *sniff*, assim como uma alteração na posição da válvula de controlo de pressão da corrente de *sniff*, alterando-se esse posto para a proximidade do liquefator, diminuindo a distância entre este e o liquefator, reduzindo assim a perda de carga associada ao trajeto deste troço bem como a probabilidade de um possível encravamento que estará a limitar a liquefação atual.

Devido ao traçado atual da linha, há probabilidade de ocorrer alguma condensação nos pontos baixos da linha, o que leva à corrosão da tubagem. Além disso, a linha do *sniff* descarrega o cloro na linha que é utilizada pela manutenção para a degaseificação de equipamentos antes de eventuais intervenções. A alteração do posto de controlo da pressão de *sniff* permite isolar esta linha da linha do *sniff*, aumentando assim a segurança das operações de manutenção.

Apesar de ser difícil estimar o impacto real desta alteração, devido à impossibilidade de subir a pressão dos compressores do cloro da linha A e B, espera-se que esta permita uma redução do caudal de água gelada em circulação pois com estas alterações será possível aumentar a pressão de liquefação para o limite da pressão conseguida pelos compressores de cloro, o que vai facilitar a liquefação do cloro, permitindo assim operar com uma maior variação da temperatura da água, o que leva à redução do consumo de água gelada. Além disso, o facto de se baixar a perda de carga na linha do *sniff*, permite diminuir o consumo de energia na compressão do cloro para uma mesma pressão de liquefação, aumentando assim a eficiência energética da liquefação, isto é, reduzir o custo de energia elétrica por tonelada de cloro liquefeito. Isto porque todo o cloro tem de ser comprimido à pressão imposta pela perda de carga do *sniff*, aumentando assim o consumo de energia dos compressores de cloro.

No Anexo B é apresentada a isométrica proposta para alteração das linhas de *sniff* A e B. De realçar a adição de um reservatório de expansão, com um alarme de temperatura baixa e um alarme de caudal alto, que permitem a deteção de cloro líquido na linha de *sniff*, permitindo assim a eliminação da possibilidade de corrosão dos tubos de PVC.

Na Figura 25 estão representadas as perdas de carga teórica para a situação atual e para a situação proposta com tubagem DN50 e com tubagem DN65, para um caudal de *sniff* de 400 a 1000 *kg/h* por liquefator. A tubagem atual é uma tubagem DN40. No Anexo B está apresentada a tabela com os valores das perdas de carga teórica.

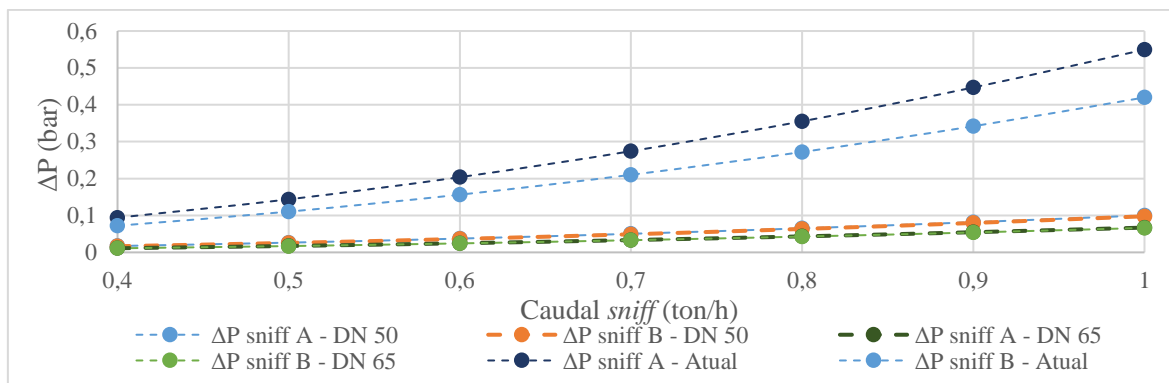


Figura 25 - Representação gráfica das perdas de carga teórica na linha A e na linha B, as perdas de carga teórica para a situação atual e para a situação proposta com tubagem DN50 e com tubagem DN65.

Analisando a representação gráfica das perdas de carga teóricas, presente na Figura 25, verifica-se a existência de uma redução significativa nas perdas de carga apresentadas pelas alterações propostas na corrente de *sniff* face à perda de carga verificada para o atual diâmetro, quer para a alteração que utiliza a tubagem DN50 quer para a que utiliza DN65, tendo-se optado por sugerir a tubagem DN65, já utilizada na corrente de *sniff* da linha C, para as novas linhas de *sniff* pois permitem que numa futura expansão da capacidade atual, a linha não fique desde já subdimensionada. Além disso, se as linhas operam de facto com diferentes caudais de *sniff*, uma linha de maior diâmetro permitirá reduzir a perda de carga causada pelo maior caudal de *sniff* numa delas.

Optando pela construção da linha em DN65, entrou-se em contacto com a empresa Montalria, Lda para orçamentação da alteração do diâmetro da linha de *sniff* e a realocação da estação de controlo da pressão do *sniff*, tendo recebido um orçamento preliminar, com o valor total de 17 500€, que pressupõe a construção integral da linha de *sniff* em aço carbono. Contudo, após o reservatório de expansão esta poderá ser em PVC revestido a fibra tornando a sua construção mais barata. A acrescentar à obra da Montalria, é necessário ainda a aquisição de válvulas manuais de corte no valor de 10 000€.

3.3.2. Aumento do Coeficiente de Filme Interno dos Liquefatores

Não sendo possível aumentar a pressão de liquefação, outra opção seria aumentar o coeficiente global de transferência de calor, de modo a reduzir a área necessária para a atual pressão de liquefação.

Como não se sabe à partida qual dos dois coeficientes de transferência de calor por convecção, o interno ou o externo, é o limitante, tentou-se através do módulo EDR do *Aspen Plus* determinar qual dos coeficientes de transferência de calor o era, não se tendo conseguido chegar a

nenhuma conclusão sobre o mesmo, devido à não reprodutibilidade do cenário utilizado para o projeto dos liquefatores .

Se o coeficiente limitante for o interno, do lado dos tubos, há formas simples e sem a necessidade de alterar a construção do permutador de calor, de aumentar o coeficiente interno de transferência de calor por convecção, nomeadamente o aumento do número de passagens nos tubos ou a utilização dos chamados elementos hiTran da empresa CalGavin. Estes elementos consistem numa armação em metal, Figura 26, que aumenta a turbulência do fluido levando a um aumento da transferência de calor no lado dos tubos, melhorando assim o desempenho do permutador.[12]



Figura 26 – Detalhe do elemento hiTran e respetiva disposição no permutador, fornecido pela empresa CalGavin. [13],[12]

De forma a perceber qual o possível efeito desta alteração, contactou-se a CalGavin, empresa que fornecedora o hiTran, que possui um software próprio associada ao módulo EDR do *Aspen Plus* para determinar o efeito criado pela utilização destes elementos no permutador de calor.

A resposta integral do fornecedor encontra-se no Anexo B, mas de uma forma resumida, conclui-se que esta medida não permitiria aumentar a transferência de calor atual visto que a limitação à transferência de calor não está no coeficiente interno de transferência de calor por convecção, mas sim no coeficiente externo, ficando assim esta medida sem efeito.

Dado que na unidade PCA da Bondalti a maior parte dos permutadores de calor da rede de água gelada são de placas, a utilização destes elementos para a racionalização do consumo de água gelada não é assim viável.

3.3.3. Aumento da Área de Transferência de Calor

Os liquefatores da linha A e B foram desenhados em 1981 para trabalharem com um caudal de 5800 kg/h de cloro, correspondendo a uma produção de cloro gás na eletrólise de 5000⁷ kg/h, sendo que apenas uma das linhas se encontrava em funcionamento, estando a outra como reserva. Em 1991, com a substituição de parte das células de mercúrio por células de membrana, o cloro foi

⁷ Nas linhas A e B há uma corrente de cloro liquefeito que recircula ao *scrubber*, a quantidade de gás que alimenta o liquefator é muito superior ao cloro gás que alimenta a linha.

distribuído pelas duas linhas, ficando a linha A a trabalhar com o cloro produzido nas células de mercúrio e a linha B a trabalhar com o cloro produzido nas células de membrana.

Com o projeto PRT, projeto de reconversão tecnológica, em 2002, a produção de cloro pelas células de mercúrio foi descontinuada e a capacidade de produção de cloro gás à saída da eletrólise foi aumentada para os 8500 *kg/h* de cloro. Como esta capacidade não esgotava a capacidade das duas linhas, optou-se por trabalhar com uma das linhas na capacidade máxima, os 5800 *kg/h*, e a outra linha trabalhar com o restante cloro produzido, sendo que a linha do *sniff* e a corrente de cloro líquido de cada linha eram independentes.

No projeto de expansão de capacidade, PEC, em 2009, além do aumento da capacidade de produção de cloro gás à saída das células de eletrólise dos 8500 *kg/h* para os 9250 *kg/h*, houve a junção do *sniff* das linhas A e B, assim como a partilha do mesmo tanque de descarga do cloro líquido.

Em 2013 houve um novo aumento de capacidade de produção de cloro gás, passando esta para os 10000 *kg/h*. Com este aumento de capacidade, foi esgotada a capacidade das linhas A e B em termos de capacidade de liquefação do cloro.

Mais recentemente, em 2017, houve um novo aumento da capacidade de produção de cloro para os 11500 *kg/h*. Com este aumento de capacidade, o excesso de produção de cloro é alimentado ao hipoclorito diretamente dos eletrolisadores resultando numa maior produção de hipoclorito desde então.

Analisando o historial dos liquefatores das linhas A e B, observa-se que os liquefatores, projetados em 1981 para funcionarem com 5800 *kg/h* de cloro, têm vindo constantemente a suportar expansões de capacidade, ultrapassando atualmente a capacidade de projeto. Isto é contrariado na prática pela redução do *set-point* da temperatura de saída da água gelada nos liquefatores e o consequente aumento do caudal de água e circulação. Assim, para se manter as capacidades de produção atuais, a única forma de colocar a liquefação atual dentro dos parâmetros de projeto, em termos de variação de temperatura e de caudal de água em circulação, será a substituição dos permutadores atuais por permutadores de maior área, projetados para funcionarem à pressão de liquefação atual, uma pressão mais baixa do que a pressão de projeto dos permutadores existentes.

Esta opção é uma opção que já foi estudada pela Bondalti, sendo que o investimento previsto para a aquisição dos permutadores, sem a sua instalação, ronda os 96 500€. De notar que teria de haver uma revisão dos parâmetros da especificação destes permutadores, nomeadamente a alteração da pressão de operação para o valor atual já que as propostas estudadas pela Bondalti mantêm a pressão de desenho nos 8 bara, o que levaria desde já a um investimento nos novos liquefatores mais elevado do que o apresentado.

4. Instalação de Produção de Hipoclorito

Ao analisar os consumos de água gelada do cenário atual e do cenário de projeto, apresentados na Tabela 3, observou-se no anel que fornece a instalação de produção de hipoclorito e de processamento de hidrogénio, não se verificar desvios significativos aos valores de projeto, tendo-se verificado inclusive um consumo inferior ao esperado. Pretende-se neste capítulo apresentar possíveis medidas para a diminuição do consumo de água gelada que surgiram após a análise detalhada de todo o processo de fabrico de hipoclorito, desde a preparação de soluções de hidróxido de sódio até ao envio para armazenamento.

4.1. Medidas para a Redução do Consumo de Água Gelada

Após uma análise a todas as etapas do processo de produção de hipoclorito, pensou-se em algumas medidas que poderiam reduzir e racionalizar o consumo de água gelada, tendo-se chegado a duas medidas nomeadamente o ajuste da temperatura das soluções de soda cáustica e o ajuste do *set-point* da temperatura do hipoclorito mal formado.

4.1.1. Ajuste da Temperatura das Soluções de Soda Cáustica

De forma a racionalizar o consumo de água gelada, reduzindo o impacto do funcionamento em descontínuo da preparação das soluções de hidróxido de sódio, impacto esse traduzido por um aumento periódico da quantidade de água gelada necessária para este lado do anel, estudou-se a possibilidade de subir a temperatura da solução de hidróxido de sódio, que alimenta o hipoclorito, sendo o a carga térmica resultante removida de forma contínua pelos permutadores existentes na instalação de hipoclorito, eliminando assim as oscilações do consumo de água gelada. Isto significaria a substituição da utilidade fria dos permutadores das soluções, E10.33, E10.34 e E10.35 passando estes a estarem ligados ao circuito de água de refrigeração, nomeadamente o circuito de refrigeração 5.

Para estudar esta possível alteração, realizou-se uma experiência na fábrica em que se alterou o *set-point* dos 22°C para os 30°C e para 25°C, tendo-se analisado o comportamento dos permutadores E10.26 e E10.426 após esta alteração, já que seriam estes os permutadores que teriam capacidade de absorver o calor não removido pelos permutadores das soluções.

Na Figura 27 e na Figura 28 estão representados os valores da temperatura da corrente de hipoclorito mal formado e respetivo *set-point*, à saída do permutador E10.26 e do permutador E10.426, respetivamente.

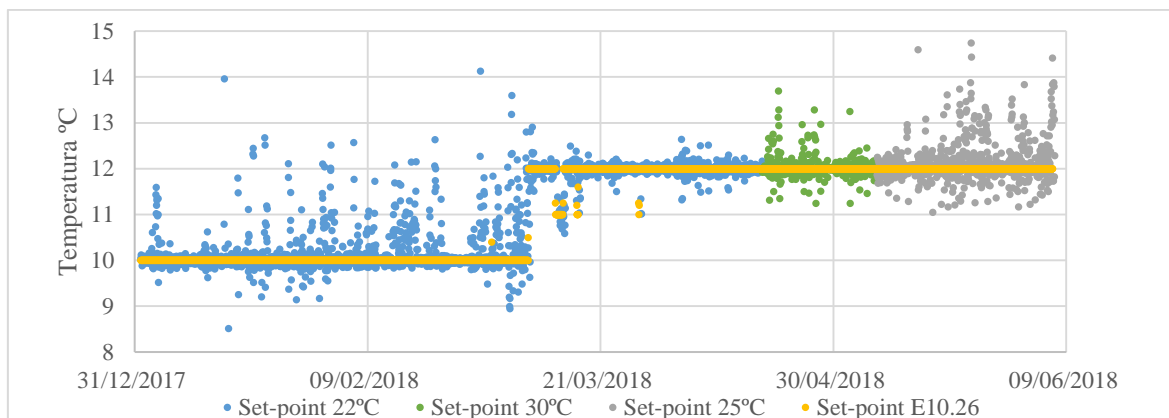


Figura 27 - Representação gráfica da variação do set-point do permutador E10.26 e da temperatura medida para a corrente de hipoclorito mal formado, na unidade Hipoclorito 6.

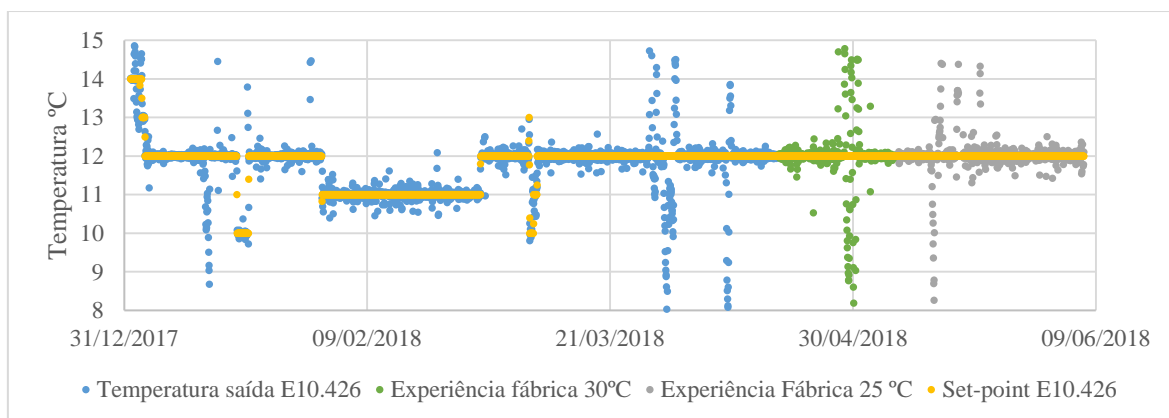


Figura 28 - Representação gráfica da variação do set-point do permutador E10.426 e da temperatura medida para a corrente de hipoclorito mal formado, na unidade Hipoclorito 5.

Analisando as representações gráficas dos valores da temperatura da corrente de hipoclorito mal formado à saída do permutador E10.26 e do E10.426, presentes na Figura 27 e Figura 28, respetivamente, pode-se observar que os permutadores E10.26 e E10.426 não apresentam desvios significativos ao *set-point* demonstrando que estes têm a capacidade de transferir não só o calor gerado pelo processo, mas também o diferencial de calor causado pela alteração da temperatura da soda cáustica, o que permite concluir que a alteração do *set-point* das soluções de soda cáustica não influencia a remoção do calor global no processo e este ao ser removido nos permutadores E10.26 e E10.426 em vez de ser removido nos permutadores das soluções, o E10.33, E10.34 e E10.35 permite estabilizar o consumo de água gelada, eliminando assim as oscilações provocadas pelo regime de trabalho das soluções de soda cáustica.

Assim, com base nos resultados obtidos desta experiência pode-se concluir que a alteração da temperatura da soda cáustica, ao não apresentar nenhum efeito negativo ao funcionamento dos permutadores de calor presentes nas fábricas de hipoclorito, não apresenta nenhum entrave à alteração definitiva da mesma.

Validada a alteração da temperatura da soda cáustica para uma temperatura superior, sugere-se assim a alteração a utilidade fria utilizada nos permutadores E10.33, E10.34 e E10.35, passando-se a utilizar água de refrigeração em vez de água gelada, permitindo assim não só a eliminação do caráter descontínuo do consumo de água gelada no hipoclorito como também uma diminuição da carga térmica das máquinas frigoríficas essencialmente em situações em que a temperatura da água de refrigeração à saída do refrigerante 5 é inferior a 22°C.

De forma a validar a alteração da utilidade fria a utilizar nos permutadores de calor E10.33, E10.34 e E10.35, que apresentam a mesma geometria e capacidade térmica, estes foram simulados com o objetivo de calcular a temperatura de saída da soda tendo em conta a substituição da água gelada por água de refrigeração. O algoritmo de cálculo utilizado é baseado em correlações típicas obtidas na literatura e encontram-se no Anexo C.

Contudo e tendo em conta que na documentação de projeto não estavam disponíveis alguns parâmetros críticos para as correlações empíricas para o cálculo dos coeficientes de filme que são utilizadas para o dimensionamento dos permutadores de calor, contactou-se a empresa fornecedora dos permutadores de calor em análise, Arsopi Thermal, com o intuito de validar os resultados obtidos. Os resultados das simulações da Arsopi Thermal encontram-se no Anexo C.

Para validar a alteração da utilidade foram estudados dois cenários distintos, em que o primeiro se refere à utilização de soda cáustica a 32% no misturador SM10.002 e o segundo refere-se à utilização de soda cáustica a 50% em detrimento da soda cáustica a 32%. De notar que para o fabrico de soda a 24% é maioritariamente utilizada soda a 32%, mas devido à possibilidade ocasional de esgotamento da soda a 32% poderá ser utilizada soda a 50%. Assim, o primeiro cenário tem como objetivo a validação das condições atuais de operação do permutador E10.36 e a verificação da possibilidade de alteração da água gelada para água de refrigeração nos permutadores E10.33, E10.34 ou E10.35, tendo como incógnita na simulação destes últimos a temperatura de saída da soda cáustica, conforme a representação esquemática presente na Figura 29.

Na Tabela 4 está o resultado da simulação dos dois permutadores de calor para a combinação em que a soda utilizada para o fabrico de soda a 24% é a soda a 32%.

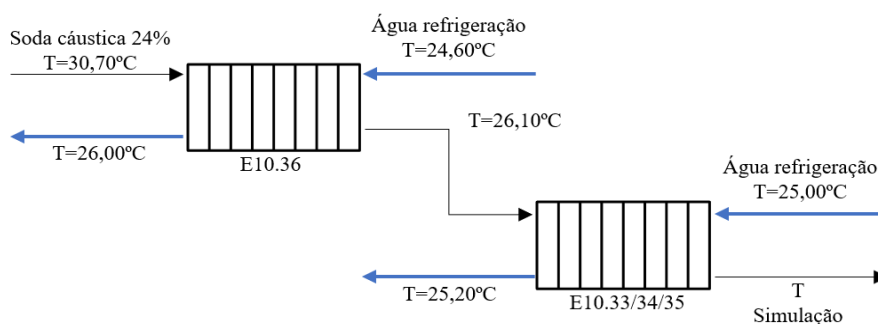


Figura 29 – Representação esquemática das temperaturas de entrada e saída dos permutadores E10.36 e E10.33, E10.34 ou E10.35 quando a utilização de soda cáustica a 32% para a diluição.

Tabela 4 – Resultados das simulações da Arsopi Thermal em que a soda utilizada para o fabrico de soda a 24% é a soda a 32%.

Soda 32 %				
	Cenário Real		Novo Cenário II	
Permutador	E10.36		E10.33, E10.34 e E10.35	
Área (m ²)	22,18		20,20	
Fluido	Soda cáustica 24%	Água refrigeração	Soda cáustica 24%	Água refrigeração
Caudal (m ³ /h)	32,42	116,39	32,40	123,42
T _{in} °C	30,70	24,60	26,10	25,00
T _{out} °C	26,10	26,00	25,40	25,20
Potência transferida (kW)	188,74		29,00	

Analisando os resultados presentes na Tabela 4, verifica-se que para a situação em que é utilizada a soda a 32% para a diluição, a alteração da utilidade fria de água gelada para água de refrigeração não apresenta nenhum entrave pois nesta combinação a soda cáustica deixa o permutador E10.36 a 26,1°C e depois de passar nos permutadores E10.33, E10.34 ou E10.35 fica a 25,4°C, isto é, estes permutadores permitem uma aproximação de 0,4°C da temperatura da soda cáustica à temperatura da água de refrigeração à saída do refrigerante 5. Assim, desde que esta não ultrapasse os 25°C é possível utilizar água de refrigeração em vez de água gelada nos permutadores E10.33, E10.34 e E10.35, sem alterações significativas na operação da unidade de Hipoclorito 5 e na unidade de Hipoclorito 6, já que desde meados de Abril as fábricas de hipoclorito têm já operado com a temperatura da soda cáustica a 25°C.

Devido à inexistência de dados históricos que permitissem saber qual o comportamento do permutador E10.36 quando se utiliza a diluição de soda cáustica 50% em vez diluição de soda cáustica 32%, procurou-se com o segundo cenário validar a utilização da água de refrigeração como utilidade fria no permutador E10.33, E10.34 ou E10.35. Assim, para a simulação destes permutadores usou-se a combinação de temperaturas presentes na representação esquemática da Figura 30, em que a temperatura de entrada da soda cáustica no permutador E10.36 foi obtida através de um balanço energético com base no diagrama que relaciona a temperatura e a entalpia de soluções de soda cáustica, presente no Anexo C. Na Tabela 5 encontram-se os resultados das simulações fornecidas pela Arsopi Thermal.

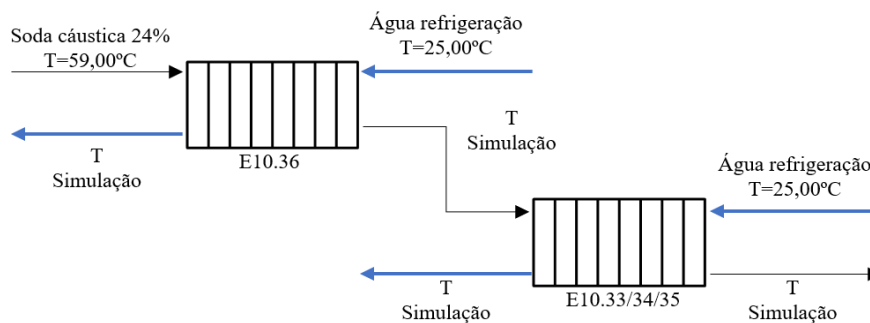


Figura 30 - Representação esquemática das temperaturas de entrada e saída dos permutadores E10.36 e E10.33, E10.34 ou E10.35 quando a utilização de soda cáustica a 50% para a diluição.

Tabela 5 - Resultados das simulações da Arsopi Thermal em que a soda utilizada para o fabrico de soda a 24% é a soda a 50%.

Soda 50 %				
	Novo Cenário I		Novo Cenário III	
Permutador	E10.36		E10.33, E10.34 e E10.35	
Área (m ²)	22,18		20,20	
Fluido	Soda cáustica 24%	Água refrigeração	Soda cáustica 24%	Água refrigeração
Caudal (m ³ /h)	32,42	120,44	32,40	128,00
T _{in} °C	59,00	25,00	31,70	25,00
T _{out} °C	31,70	33,00	27,30	26,21
Potência transferida (kW)	1119,0		179,73	

Analisando os resultados presentes na Tabela 5, verifica-se que para a situação em que é utilizada a soda a 50% na diluição, a temperatura final da soda a 24% rondaria os 27,3°C. Dado que é uma situação muito atípica crê-se que isso não teria limitações relevantes à utilização de água de refrigeração em vez de água gelada.

Após uma visita ao local, concluiu-se que a substituição dos circuitos é uma intervenção muito simples. Além disso, conclui-se que também é possível com a utilização de “Figuras 8”, manter a possibilidade de utilização de duas utilidades sendo apenas necessário a paragem da instalação para inverter os circuitos.

Um fator importante para o funcionamento desta medida é a temperatura da água de refrigeração. Assim, foi analisado a variação da temperatura da água de refrigeração durante o último ano, de forma a poder verificar a temperatura típica de água de refrigeração e se haveria desvios significantes aos dados enviados para as simulações feitas pela Arsopi Thermal. Na Figura 31 está apresentado o valor da temperatura da água de refrigeração, bem como o *set-point* da torre de refrigeração.

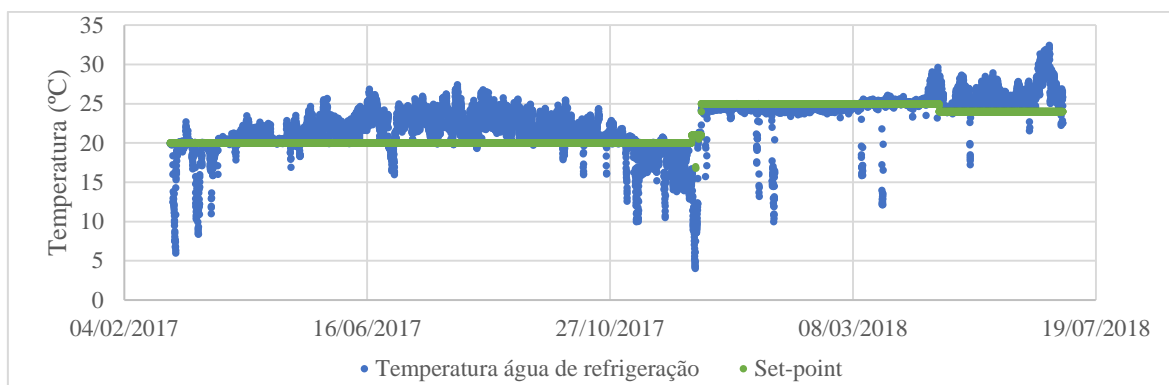


Figura 31 – Representação gráfica da temperatura da água de refrigeração e o valor do apresentado do set-point da torre de refrigeração.

Através da análise da representação gráfica da temperatura da água de refrigeração, presente na Figura 31, pode-se afirmar que a temperatura da água de refrigeração não será um entrave à alteração da utilidade fria a utilizar pelos permutadores de calor, pois esta tipicamente não ultrapassa a temperatura considerada para as simulações referidas anteriormente, 25°C , mais, em situações em que esta temperatura é inferior a 22°C acabar-se-á por reduzir também parte da carga térmica atual dos frigoríficos.

4.1.2. Ajuste da Temperatura do Hipoclorito Mal Formado

Outra das medidas que permitem a redução do consumo de água gelada é o ajuste do *set-point* da temperatura do hipoclorito mal formado que alimenta tanto a coluna de absorção como o venturi. Historicamente, esta corrente era arrefecida nos permutadores E10.26 e E10.426 até 10°C , mas devido à formação de cristais na base da torre de absorção da fábrica Hipoclorito 6, que levaram à degradação da mesma, o *set-point* dessa corrente, foi alterado para os 12°C , permitindo a eliminação da possível causa de formação dos cristais.

A consequência direta do aumento do *set-point* do hipoclorito mal formado é o aumento da temperatura de saída do hipoclorito produzido na unidade Hipoclorito 6. Este aumento de temperatura da corrente final de hipoclorito permite baixar a carga térmica a retirar pelo permutador de calor E10. 26, transferindo-a para a corrente final de hipoclorito, pois analisando o diagrama do processo conclui-se que a energia gerada e a que entra com as correntes de entrada deste processo só pode ser removida pelos permutadores de hipoclorito mal formado (nos permutadores E10.26 e E10.426) ou pela corrente final de hipoclorito.

Na Figura 32 é apresentada a representação gráfica da temperatura da corrente de hipoclorito final das unidade Hipoclorito 6, em função do regime de produção e do *set-point* utilizado no permutador de calor E10.26.

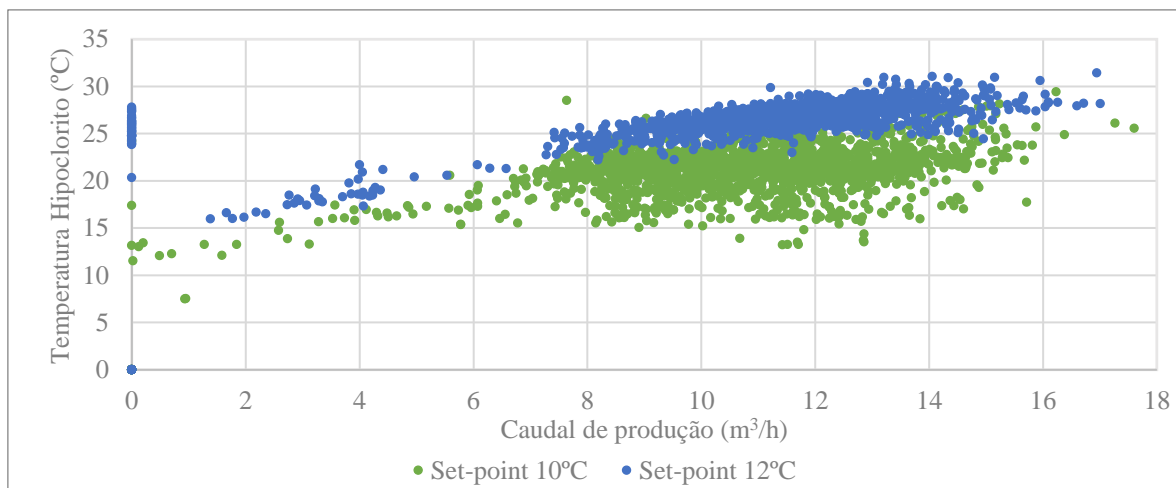


Figura 32 - Representação gráfica da temperatura das correntes de hipoclorito final das unidades Hipoclorito 6, em função do regime de produção e do set-point utilizado no permutador de calor E10.26.

Analisando a representação gráfica presente na Figura 32, observa-se que o aumento do *set-point* de 10 para 12°C, faz aumentar a temperatura média da corrente final de hipoclorito de 20,7 para 26,6°C na unidade Hipoclorito 6.

Sabendo que quanto maior a temperatura da corrente final de hipoclorito maior é o grau de decomposição do mesmo, as temperaturas atingidas pela unidade Hipoclorito 6 poderiam ser prejudiciais à qualidade do produto final, mas o facto das unidades Hipoclorito 6 e Hipoclorito 5 partilharem os mesmos tanques de armazenamento, a baixa temperatura do hipoclorito produzido na unidade Hipoclorito 5, permite que nos tanques de armazenamento o hipoclorito final se encontre a uma temperatura mais baixa do que a do hipoclorito formado na unidade Hipoclorito 6, mantendo assim menores graus de decomposição e uma melhor qualidade final.

De forma a poder retirar alguma conclusão relativamente à diminuição do consumo de água gelada provocada pelo aumento do *set-point*, procurou-se representar graficamente o caudal de água gelada no lado do anel que abastece a produção de hipoclorito em função da quantidade de hipoclorito produzido na unidade Hipoclorito 6, para o período em que o *set-point* se encontrava a 10 e 12°C, mas em 2017 houve duas máquinas frigoríficas fora de serviço que foram substituídas por máquinas de menor capacidade e até Março de 2018, quando se subiu o *set-point* para 12°C, a válvula de controlo da temperatura do hipoclorito mal formado encontrava-se avariada e na posição de 100%. Assim, não foi possível através do histórico que permita estimar a redução do consumo de água no anel pelo aumento do *set-point* da temperatura de hipoclorito mal formado.

Outra conclusão que se pode retirar das representações gráficas da Figura 32 é o facto de quando a carga é inferior a 80% da capacidade nominal, a temperatura do hipoclorito final é frequentemente inferior a 25°C. Isto sugere a implementação de um controlo em cascata do *set-point* do controlador que controla a temperatura de saída do hipoclorito mal formado do permutador de

calor E10.26/E10.426, em que este seria definido com base na temperatura à saída do *venturi* e da torre de absorção, isto é, o *set-point* do TIC10.830 (Hipoclorito 5) e do TIC10.142 (Hipoclorito 6) seria definido pelo menor valor de dois controladores, o controlador da temperatura do hipoclorito final, TIC1, e o controlador da temperatura do hipoclorito à saída da torre de absorção, TIC2, ambos ajustados a 25°C como valor desejado de forma a controlar o grau de decomposição do produto final. Isto permite em situação de redução da capacidade da fábrica, baixar a carga térmica do permutador E10.26 e do permutador E10.426, o que levaria a uma redução da carga térmica dos frigoríficos e do caudal de água gelada em circulação. É importante referir que esta medida não apresenta custos associados visto que se trata apenas de uma questão de programação. De notar que devido a questões de mercado já mencionadas atrás, nos próximos dois anos a fábrica irá estar a trabalhar maioritariamente à carga máxima, situação em que a temperatura do hipoclorito ronda já os 25°C, mas, depois do final de 2019, a carga deve baixar e esta medida terá um efeito mais visível na racionalização do consumo de água gelada. Na Figura 33 encontra-se o controlo proposto para o ajuste da temperatura do hipoclorito mal formado no Hipoclorito 5. No Hipoclorito 6 a estratégia de controlo seria a mesma.

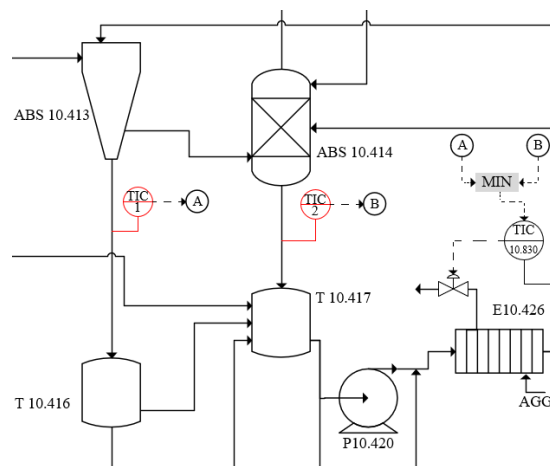


Figura 33 - Proposta para o controlo da temperatura do hipoclorito mal formado.

Apesar de algumas das medidas apresentadas nos pontos anteriores permitirem a diminuição da quantidade de calor a remover pela rede de distribuição de água gelada e/ou o caudal de água gelada em circulação, conclui-se que apenas o investimento em novos liquefactores com o aumento da área permitiria eliminar o desequilíbrio entre as necessidades de frio e de caudal. Assim, devido a essa impossibilidade, procurou-se encontrar medidas que permitissem aumentar o caudal em circulação na rede de distribuição de água gelada, de forma a poder-se trabalhar apenas com as três máquinas frigoríficas que se espera terem capacidade de frio suficiente para satisfazer as necessidades das instalações à carga máxima.

5. Medidas para Aumentar o Caudal de Água Gelada em Circulação

Existem duas formas para aumentar o caudal de água gelada em circulação, a diminuição da pressão de operação do anel e a substituição dos impulsores das bombas P03.115, P03.116, P03.117 e P03.118.

Na Figura 34 encontra-se a variação de caudal das atuais bombas do anel em função da pressão de descarga. De notar a existência de duas tendências na representação gráfica, que traduzem o funcionamento do circuito com três ou quatro bombas ao serviço.

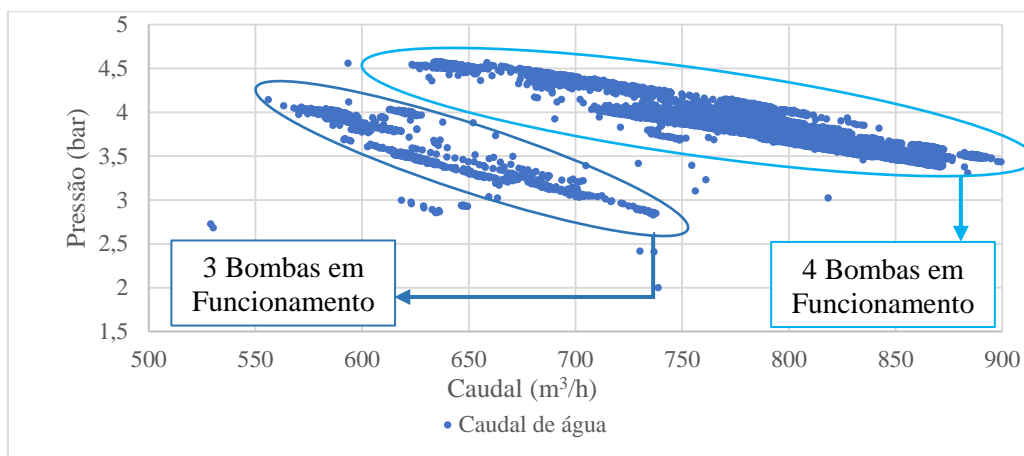


Figura 34 – Representação do caudal das bombas atualmente instaladas na rede de distribuição de água gelada em função da pressão de descarga das mesmas e do número de bombas ao serviço.

Analisando a representação gráfica presente na Figura 34, observa-se que o caudal de água gelada em circulação varia de 550 para 740 m^3/h em função do *set-point* da pressão da rede, quando trabalha com três bombas. Com quatro bombas ao serviço, o caudal de água em função do *set-point* da pressão da rede varia de 625 para 900 m^3/h .

5.1. Medidas para a Redução da Pressão de Operação da Rede

Sabendo que de acordo com a respetiva curva das bombas do anel a redução da pressão na rede de água gelada permite um aumento sua da capacidade, possibilitando um aumento de caudal de água gelada em circulação sem alteração das bombas, procurou-se estudar formas de reduzir pressão de operação do anel.

Analisando os consumidores da rede conclui-se que o que determina a pressão da rede de água gelada é o anel do hipoclorito, isto porque é necessário garantir que a pressão na rede de distribuição de água gelada seja superior à pressão de operação do hipoclorito para garantir que em

caso de rotura nos permutadores de calor do hipoclorito mal formado, seja a água a passar para o lado da corrente de hipoclorito, pois se acontecesse o contrário, o hipoclorito passar para a rede de água gelada, o hipoclorito acabaria por danificar as máquinas frigoríficas. Já no anel de liquefação ocorre o oposto, isto é, em caso de rotura é necessário garantir que passa o cloro para o lado da água e não a água para o lado do cloro, isto porque através da instalação de medidores redox é possível a rápida identificação da presença de cloro na rede de distribuição de água gelada e consequente paragem do anel.

Assim, uma das formas de reduzir a pressão do anel seria a redução da pressão da corrente de hipoclorito que circula nos permutadores da água gelada. A pressão de operação do hipoclorito é definida pelas bombas que alimentam o *venturi* e a coluna de absorção. Procedeu-se assim ao cálculo do perfil de pressão do hipoclorito mal formado desde as bombas de recirculação até à coluna de absorção e até ao *venturi*. Para além das perdas de carga por atrito e da diferença de cota a vencer há ainda a considerar a perda de carga na torre de absorção e no *venturi*. A perda de carga na torre é devida à perda de carga nos orifícios do anel de distribuição à entrada da coluna. A perda de carga no *venturi* é a perda de carga no orifício responsável pelo efeito *venturi*.

O cálculo da perda de carga por atrito foi obtido pelo somatório de três troços, das bombas até ao ponto de união das duas mesmas que utiliza tubagem DN100, troço 1, desse ponto até à bifurcação para a coluna de absorção e para o *venturi* que utiliza tubagem DN125, troço 2, e do ponto de bifurcação para coluna de absorção que utiliza tubagem DN80, troço 3, ou para o *venturi* que utiliza tubagem DN80, troço 4. O cálculo foi repetido para dois cenários distintos, o cenário de projeto em que se trabalhava apenas com uma bomba de recirculação de hipoclorito mal formado e o cenário atual em que se trabalha com as duas bombas em simultâneo para melhorar o efeito da absorção no *venturi*.

Tendo como objetivo a possível redução das perdas de carga atuais, sugerem-se duas medidas que permitiriam a diminuição da perda de carga total no circuito do hipoclorito,

permitindo assim a redução da pressão do anel do hipoclorito. Esta redução teria ainda uma vantagem adicional que seria a possibilidade de se obter o caudal desejado apenas com uma bomba ao serviço eliminando a necessidade de ter uma reserva não instalada como se verifica atualmente. A medida 1 passa pela alteração apenas do orifício do *venturi* e dos distribuidores da coluna. A medida 2 passa não só pela alteração do diâmetro das tubagens (DN125 para DN150 no troço 2 e de DN80 para DN100 no troço 3 e no troço 4), do orifício do *venturi* e dos distribuidores da coluna.

Para calcular a perda de carga da corrente de hipoclorito mal formado da unidade Hipoclorito 6, recorreu-se à Equação (6), conhecida como equação de Darcy-Weisbach,[14]

$$\Delta P = f \cdot \frac{L}{d_i} \cdot \frac{v^2}{2 \cdot g} \quad (6)$$

onde ΔP é a perda de carga, f é o fator de atrito de Darcy, L é o comprimento da tubagem, d_i é o diâmetro interno da mesma, v é a velocidade do fluido e g é a aceleração gravítica.

Na Tabela 6, é apresentado o perfil de pressão da corrente de hipoclorito mal formado para o *venturi* e para a torre de absorção da fábrica de Hipoclorito 6, sendo estas calculadas para a situação atual, a situação de projeto e para as duas medidas propostas. A perda de carga da torre e do *venturi* é obtida por diferença entre a pressão de descarga da bomba e o somatório da perda de carga do troço.

Tabela 6 – Perdas de carga calculadas para a situação de projeto, atual e das duas propostas, da corrente de hipoclorito mal formado para o *venturi* e para a torre de absorção, na torre e no *venturi*

	Caudal (m ³ /h)	Pressão descarga(m) ⁸	Das bombas até à torre		Das bombas até ao <i>venturi</i>		ΔP torre (m)	ΔP <i>venturi</i> ⁹ (m)
			ΔP cota (m)	ΔP atrito (m)	ΔP cota (m)	ΔP atrito (m)		
Projeto	55	30	5,62	4,69	10,27	4,40	19,68	15,33
Atual	40 ¹⁰	35		7,37		5,68	22,01	19,05
Medida 1	80	22		7,37		5,68	9,02	6,05
Medida 2	80	22		3,60		2,96	12,78	8,77

Analisando os resultados obtidos, tal como esperado pode-se observar que devido ao aumento do caudal de hipoclorito em circulação, a perda de carga na situação atual é muito superior à situação de projeto. Da análise dos resultados observa-se ainda que a maior perda de carga não está na perda de carga por cota nem na perda de carga por atrito, mas sim nos equipamentos, isto é, na torre de absorção e no *venturi*. Assim contactou-se a Tecnum, empresa licenciadora do processo instalado, para validar a possibilidade de alteração do orifício e dos distribuidores do *venturi* e da torre de absorção, respetivamente, de forma a diminuir a perda de carga nesses equipamentos e assim reduzir a pressão de descarga da bomba permitindo a redução da pressão da rede de água gelada. No caso da proposta 1, a perda de carga máxima da torre teria de ser 9,01 m e no *venturi* mais a válvula de controlo teria de ser 6,05 m. Para a proposta 2 e dado que as perdas por atrito são inferiores pelo aumento do diâmetro das tubagens, a perda de carga máxima na torre e no *venturi* são menores, sendo estas de 12,78 m e 8,77 m, respetivamente. De notar que a válvula automática de controlo de caudal também pode ter de ser redesenhada para se obter a redução da perda de carga pretendida.

Este cálculo foi apenas realizado para a unidade de Hipoclorito 6, pois para a unidade de Hipoclorito 5 não estavam disponíveis as isométricas, sendo necessário um novo desenho das mesmas e assim definir a redução de pressão que seria necessário garantir no *venturi* e na coluna de absorção desta unidade.

⁸ De acordo com a curva da bomba, presente no Anexo C.

⁹ Este valor é o da perda de carga na tubagem mais a perda de carga na válvula automática instalada na mesma.

¹⁰ Duas bombas em simultâneo.

Assim, reduzindo a pressão do circuito do hipoclorito mal formado nas unidades Hipoclorito 5 e Hipoclorito 6 para 22 m de fluido (isto é, 2,72 bar) a pressão da água gelada no anel pode baixar de 4 para 3,2 bar¹¹. De acordo com os dados da fábrica, com três máquinas ao serviço, isto permitiria aumentar o caudal total em circulação de 600 para perto dos 700 m³/h, pela Figura 34, isto é, um valor mais próximo do que temos hoje com as quatro bombas ao serviço e uma pressão de 4 bar no anel.

Contudo não foi possível obter a resposta da Tecnum em tempo útil. Desta forma não é possível neste momento concluir algo sobre a viabilidade técnica das duas medidas propostas.

5.2. Alteração dos Impulsores das Bombas da Rede

Além da diminuição da pressão de operação do processamento de hipoclorito, que permitiria um deslocamento lateral na curva da bomba de forma a esta trabalhar com um caudal de água superior, outra medida que se poderia implementar para aumentar o caudal de água gelada em circulação era a substituição dos impulsores das bombas P03.115, P03.116, P03.117 e P03.118, para uns impulsores maiores, permitindo a deslocação vertical da curva da bomba e assim esta apresentar uma maior pressão para o mesmo caudal ou apresentar um caudal superior para a mesma pressão de operação. Tendo-se selecionado o maior impulsor possível de forma a não ultrapassar a potência do motor da bomba existente.

A substituição dos quatro impulsores tem um custo estimado de 12 000€.

¹¹ Abaixo dos 3,2 bar poderá ser necessário redesenhar as válvulas de controlo da liquefação já que até hoje esta foi a menor pressão com que se operou a rede de distribuição de água gelada pelos dois anéis.

6. Otimização do Anel de Água Gelada da Bondalti CHEMICALS – PCA

Neste capítulo pretende-se analisar a proposta apresentada pela Trane, bem com apresentar propostas que permitam corrigir o funcionamento menos eficiente da rede de distribuição de água gelada, traduzido pela baixa eficiência das máquinas frigoríficas instaladas, através da implantação das medidas expostas no capítulo anterior.

6.1. Análise do Projeto Apresentado pela Trane

Após o diagnóstico de que a rede de água gelada atual não estava a funcionar corretamente, a Trane apresentou uma proposta de alteração do circuito que permitiria a distribuição das necessidades de frio por todas as máquinas frigoríficas de igual forma, eliminando assim a dispersão da eficiência das máquinas frigoríficas.

A proposta apresentada pela Trane incluía a instalação de dois tanques, um à saída e outro à chegada das máquinas frigoríficas, e de quatro bombas, colocadas a jusante do tanque à saída das máquinas frigoríficas, criando um circuito primário e um circuito secundário de distribuição de água gelada.

Os dois tanques serviriam para a uniformização das temperaturas de entrada e saída das máquinas frigoríficas, enquanto que a instalação de mais quatro bombas seria necessária para fazer a circulação da água gelada.

A Trane sugere ainda a criação de um circuito independente do circuito de alimentação das máquinas frigoríficas, de forma a manter o caudal de alimentação a cada máquina constante, o que não acontecia aquando da realização da proposta dado que o controlo da pressão da rede de água gelada se encontrava fora de serviço e quando havia a redução da produção, as válvulas da rede de distribuição de água gelada fechavam, diminuindo assim o caudal de água gelada alimentado a cada máquina levando a um número exagerado de arranques e paragens das máquinas frigoríficas por falta de caudal mínimo de funcionamento.

Na Figura 35 encontra-se a representação esquemática da rede de distribuição de água gelada, proposta pela Trane. No Anexo D encontra-se o diagrama ampliado.

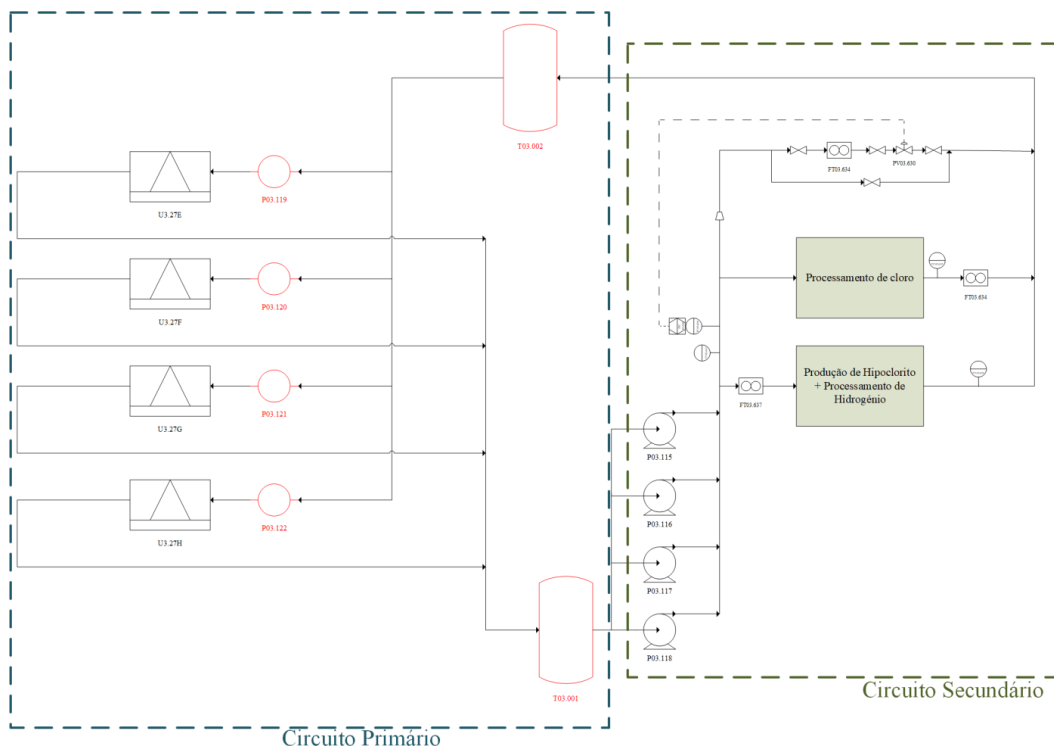


Figura 35 - Representação esquemática simplificada da rede de distribuição de água gelada apresentada pela Trane.

6.2. Alterações Propostas ao Projeto da Trane

Após uma análise ao projeto da Trane, verificou-se que a implementação dos dois tanques e das quatro bombas novas seria um projeto muito dispendioso, 150000€, e a sua implementação no campo seria um processo muito difícil pois o espaço adjacente à zona dos frigoríficos é muito limitado.

Assim, e visto que o projeto apresentado pela Trane não permite a resolução do problema de base que existe hoje no circuito, isto é, o desequilíbrio entre as necessidades de caudal e de frio, e tendo em conta a análise mais detalhada do mesmo já referida nos capítulos anteriores, foi possível encontrar duas alternativas ao à disposição proposta pela Trane e tendo também em conta as medidas já apresentadas nos capítulos anteriores com o objetivo de conseguir uma maior racionalização do consumo de água gelada.

Importante salientar que em ambas as propostas que vão ser apresentadas nos tópicos seguintes, optou-se por eliminar a sugestão de criação de dois circuitos independentes visto que como em Janeiro de 2018 o controlo de pressão da rede de água gelada foi reativado, consegue-se garantir assim um caudal de água por máquina frigorífica constante, que não se verificava até então e que tinha sido a razão da criação dos dois circuitos.

6.3. Circuito em Paralelo

Com o objetivo de eliminar o desequilíbrio existente entre as necessidades de frio e as necessidades de caudal de água gelada na rede de distribuição da água gelada, identificados nos capítulos anteriores, é proposto a alteração do circuito atual da rede de distribuição atual, para um circuito muito semelhante ao atual, mas com a instalação de um misturador estático que permite a mistura do retorno da água do anel da liquefação e do anel do hipoclorito. A mistura das duas correntes permite por um lado a uniformização da temperatura da corrente de retorno de água gelada e uma temperatura de retorno entre os 9 e 10°C, criando assim condições para se transferir a carga térmica do anel do hipoclorito para os quatro frigoríficos, carga esta que devido à configuração atual do anel hoje apenas pode ser removida em dois frigoríficos. De facto, e como já foi explicado atrás, devido às condições de operação das duas fábricas de hipoclorito a temperatura de retorno da água gelada aos frigoríficos U3.27G e U3.27H ronda os 12°C. O desenho dos frigoríficos apenas permite reduzir essa temperatura para 7°C sendo esta a temperatura com que a água retorna ao hipoclorito. Por outro lado e devido às condições de operação do anel da liquefação, a água retorna aos frigoríficos com temperatura entre 7 e 8°C. Como o *set-point* de saída do frigorífico não pode ser inferior a 5°C (devido à possibilidade de congelamento da água), estes dois frigoríficos estão assim a operar entre 50-60% da sua capacidade.

Assim através da uniformização da temperatura de retorno da água é também possível parar uma das três máquinas se a carga térmica total for inferior à capacidade de frio de três máquinas algo que se espera visto que hoje os frigoríficos U3.27E e U3.27F operam a entre 50 e 60% da sua capacidade instalada.

Um misturador estático é um equipamento projetado para ser diretamente instalado na tubagem, e que permite a homogeneização de soluções. A grande diferença deste tipo de equipamentos para os misturadores e agitadores mecânicos é o facto de neste equipamento o enchimento é fixo, sendo o próprio fluxo da corrente que ao passar por este sofre sucessivas divisões e rotações que provocam mistura radial rápida permitindo assim a homogeneização da solução[15]. Com a instalação deste misturador estático pretende-se obter o resultado esperado pelo tanque na proposta da Trane, sendo este um equipamento menos volumoso e de instalação mais fácil.

Na Figura 36 está representado esquematicamente o diagrama proposto para esta sugestão. No Anexo D encontra-se o diagrama proposto ampliado.

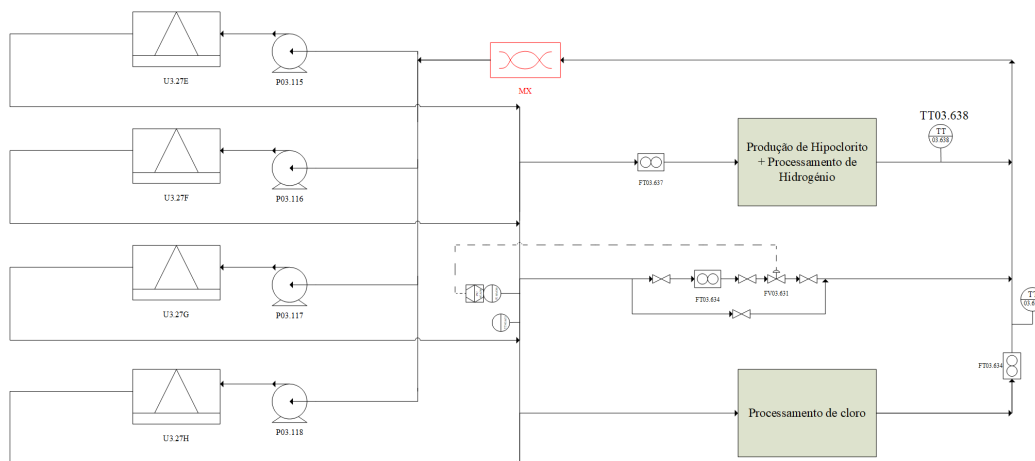


Figura 36 -Representação esquemática simplificada do diagrama proposto para o circuito em paralelo.

O controlo do funcionamento da rede de distribuição de água gelada nesta proposta é muito semelhante ao controlo atual, ou seja, o controlo da pressão da rede continua a ser feito pelo mesmo bypass que existe atualmente e não é necessária qualquer alteração aos componentes de controlo, nomeadamente as válvulas de controlo de cada um dos consumidores do anel.

Dado que a carga térmica é distribuída de uma maneira uniforme pelas quatro máquinas, a temperatura que alimenta os dois anéis passa a ser de 5°C . A redução da temperatura de retorno ao hipoclorito de 7 para 5°C permite ou o aumento da quantidade de calor transferido por unidade de área nos permutadores de calor das unidades de hipoclorito, E10.26 e E0.426, ou a diminuição do consumo de água gelada por parte destes para uma mesma quantidade de calor transferido. Assim, esta alteração tem uma vantagem adicional que se prende com a redução do caudal de circulação de água para o lado do anel do hipoclorito, baixando assim também as necessidades totais de caudal do circuito.

De acordo com a Arsopi Thermal, a redução do caudal de água gelada no permutador E10.26 pela redução da temperatura de 7 para 5°C é 55% , contribuindo assim para a redução do caudal total de água em circulação. Contudo estes resultados têm ainda de ser revistos pela Arsopi Thermal já que existe uma diferença grande entre o resultado da simulação e o caudal real da fábrica para uma temperatura de entrada da água gelada de 7°C no E10.26. Os resultados encontram-se no Anexo D.

A Bondalti já fez o estudo preliminar de implantação de tubagem, tendo em conta as alterações referidas acima e o investimento esperado ronda os $45\ 000\text{€}$.

Ao uniformizar a distribuição da carga térmica pelas quatro máquinas promovendo a mistura do retorno dos dois anéis, prevê-se que seja possível distribuir a carga térmica por apenas três máquinas. Contudo serão necessárias medidas adicionais de forma a reduzir as necessidades de caudal de água gelada em circulação. Estas medidas foram já identificadas nos capítulos 3.3 e 4.1. Destas, são relevantes para a redução da necessidade de caudal em circulação as medidas seguintes:

- **Linha de Sniff**

A alteração da linha de *sniff*, implicaria um investimento de 27 500€.

Infelizmente não é possível estimar de uma forma rigorosa a redução de caudal que a aplicação desta medida permite, contudo, a alteração da linha de *sniff* seria importante quer por questões de segurança, quer pelo possível ao aumento da eficiência energética da instalação de liquefação.

- **Ajuste da temperatura da soda cáustica**

A substituição da água gelada por água de refrigeração nos permutadores E10.33, E10.34 e E10.35, apresenta apenas como custo associado a ligação do coletor da água de refrigeração aos permutadores, apresentando como benefício principal a eliminação do caráter descontínuo do anel do hipoclorito. O investimento ronda os 6 000€ e mediante a aplicação de “Figuras 8”, é possível manter os dois circuitos instalados.

- **Ajuste do *set-point* da temperatura do hipoclorito mal formado.**

O ajuste do *set-point* da temperatura do hipoclorito mal formado em função do regime de produção verificado na instalação, além de não apresentar nenhum custo associado à implantação desta medida, visto que se trata só de uma alteração de programação, permite a redução do consumo de água gelada ao transferir parte do calor removido pela rede de água gelada para o hipoclorito final. Dado que existe uma temperatura limite para esta corrente, esta medida terá efeito essencialmente para os regimes de operação mais baixos.

Se a aplicação das medidas mencionadas atrás não permitirem operar apenas com o caudal equivalente a três bombas ao serviço será necessário recorrer às medidas mencionadas no capítulo 5 para o aumento do caudal em circulação permitindo assim a operação do anel com três bombas e manter uma máquina de reserva.

- **Aumento da área de transferência de calor**

Esta medida tem um custo associado de 96 500€, sendo esta a medida com um maior investimento associado. É também a única medida apresentada que por si só consegue a redução necessária das necessidades de caudal em circulação, já que repõe as condições de operação dos liquefatores na situação de projeto (ΔT de 5 a 9°C). Contudo é importante ressaltar que esta medida

não permite transferir carga térmica do hipoclorito para o anel de liquefação, já que não implica a mistura de retorno dos dois anéis.

- **Diminuição da pressão de operação do hipoclorito**

A redução da pressão do anel do hipoclorito permite reduzir a pressão do circuito da água gelada. De acordo com a curva de operação das bombas de água gelada, a redução da pressão do anel de 4 para 3,2 bar permitiria passar de $600 \text{ m}^3/\text{h}$ para perto dos $700 \text{ m}^3/\text{h}$ e assim operar o circuito com apenas três bombas permitindo, na ausência de limitações térmicas, retirar uma das quatro máquinas de serviço, ficando esta como reserva. Contudo não foi possível obter em tempo útil a resposta da Tecnum, a licenciadora da tecnologia instalada, quanto à viabilidade técnica das medidas propostas.

- **Alteração do impulsor**

Através da alteração do impulsor das bombas P03.115, P03.116, P03.117 e P03.118, com um custo associado de 12 000€, o caudal de água gelada em circulação aumenta e tal como na medida anterior, esta medida também permite a retirada de uma máquina de serviço, ficando esta como máquina de reserva.

6.4. Circuito em Série

Apresentado o circuito em paralelo que permite a eliminação do desequilíbrio entre a quantidade de frio e o caudal de água gelada em circulação, sugere-se agora uma proposta de alteração da rede de distribuição de água gelada que permite não só o equilíbrio entre as necessidades de frio e caudal inexistentes atualmente, e, assim como para proposta do circuito em paralelo permitir a retirada de serviço de uma máquina frigorífica, transformando-a numa máquina de reserva, desde que se confirme a inexistência de limitações térmicas com apenas três máquinas frigoríficas ao serviço.

A viabilidade deste cenário está no facto de que com as condições de operação atuais, a temperatura de retorno do lado do anel da liquefação, 7°C , permite alimentar diretamente o lado do anel do processamento de hipoclorito. Ou seja, parte da corrente de retorno da liquefação seria misturada com uma corrente de água gelada originária das máquinas frigoríficas de forma a obter o caudal de água necessário para alimentar o anel do lado do processamento de hipoclorito, sendo a outra parte misturada com a corrente de retorno do lado do anel do hipoclorito. O circuito proposto encontra-se representado na Figura 37 e no Anexo D ampliado.

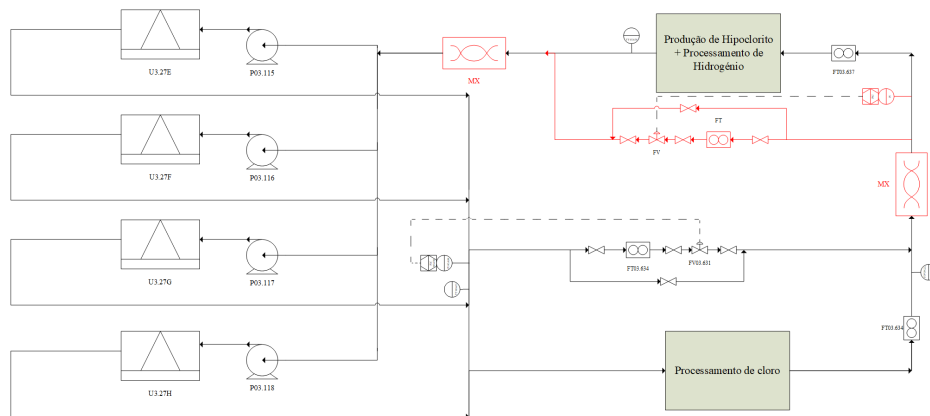


Figura 37 - Representação esquemática simplificada do diagrama proposto para o circuito em série.

Nesta situação seria necessário a instalação de dois misturadores estáticos, um para misturar a corrente de água gelada proveniente do circuito da liquefação e a corrente de água gelada originária das máquinas frigoríficas e o outro misturador estático seria para misturar a corrente de água proveniente do circuito do hipoclorito com a corrente de água gelada de sobra do circuito da liquefação, e a ligação do circuito da liquefação ao circuito do hipoclorito.

De referir que como mencionado na proposta anterior, também nesta proposta o controlo do funcionamento da rede de distribuição da água tem o mesmo princípio que o verificado na rede atual, em que o controlo da pressão na rede é feito pelo controlador PIC03_630 que atua sobre a válvula de bypass.

Neste cenário será necessário contudo um segundo *loop* de controlo de pressão já se torna necessário garantir também o controlo de pressão à entrada do anel do hipoclorito.

Devido ao circuito de água gelada nesta proposta ser em série e não em paralelo com o circuito da liquefação o anterior e da obrigatoriedade de a pressão na rede de água gelada ser superior à pressão de operação do hipoclorito, é necessário um aumento da pressão de bombeamento da água gelada de forma a água gelada vencer a perda de carga até à instalação de produção de hipoclorito depois da sua passagem pelo anel da liquefação o que pode implicar a utilização de bombas adicionais no circuito do hipoclorito (bombas “*booster*” indicadas no diagrama de rede).

Assim, além da alteração física do circuito de distribuição de água gelada e da instalação dos misturadores estáticos a colocação do anel num circuito em série obrigaria ainda à avaliação da necessidade de medidas para aumentar a pressão do anel assim como do redimensionamento de todas as válvulas de controlo do anel de liquefação, já que deixa de haver a necessidade da perda de carga deste lado do anel ser equivalente à perda de carga no anel do hipoclorito.

Outra vantagem do circuito em série tem a ver com o consumo de energia hoje necessário para fazer circular a água gelada no circuito. Sendo o anel da liquefação o maior consumidor de água gelada, ao baixar a pressão de operação deste anel apenas seria necessário pressurizar o anel do hipoclorito até aos 4 bar, reduzindo assim os custos de bombagem associados ao circuito atual.

Para esta alternativa são também relevantes as medidas já identificadas no capítulo 5 e relacionadas com o aumento do caudal de água em circulação, mas com uma finalidade diferente, isto é, não têm como finalidade o aumento do caudal de água em circulação, mas sim o aumento da pressão no circuito em série.

- **Diminuição da pressão de operação do hipoclorito**

A diminuição da pressão de operação do hipoclorito permitiria uma diminuição da pressão da rede de água gelada. Ao diminuir a pressão do anel do hipoclorito pode ser possível garantir a pressão do anel do hipoclorito sem ter de recorrer à utilização de bombas adicionais, bombas “*booster*” ao colocar o circuito em série.

- **Alteração do impulsor/ novas bombas “*booster*”**

Caso seja necessário aumentar a pressão do anel do hipoclorito, isto pode ser conseguido através da alteração do impulsor das bombas P03.115, P03.116, P03.117 e P03.118, com um custo associado de 12 000€. Se apenas a alteração dos impulsores não resultar no aumento de pressão pretendido será necessário considerar a utilização das bombas *booster* indicadas no diagrama.

Dado que não foi possível avaliar a viabilidade técnica das medidas apresentadas para a diminuição da pressão do anel do hipoclorito, assim como o redimensionamento das válvula de controlo do anel da liquefação, não foi possível apresentar uma estimativa do orçamento necessário para esta configuração do anel.

6.5. Avaliação Económica

Os benefícios esperados pela aplicação destas medidas resultam do aumento da eficiência energética das máquinas frigoríficas ao permitir que os frigoríficos U3.27E e U3.27F que hoje operam entre 50 e 60% da sua capacidade, sejam substituídos apenas por um deles à sua capacidade nominal. Além disso a paragem de um deles permite libertar uma das máquinas para a posição de reserva. A Trane fez a simulação dos ganhos tendo em conta este cenário e prevê-se que os ganhos em termo do aumento da eficiência energética rondem os 25 000 €/ano. No Anexo D encontra-se a simulação da Trane.

Na Tabela 7, apresenta-se um resumo das medidas apresentadas, assim como os benefícios esperados.

Tabela 7 – Resumo das medidas apresentadas bem como o investimento e o benefício esperado pela aplicação das mesmas.

Medida proposta	Investimento €	Benefício €	Outras Vantagens
1- Alteração do diâmetro e da localização da linha de <i>sniff</i>	27 500	-	Segurança. Aumento da eficiência energética da liquefação.
2- Alteração do anel da rede de água gelada	45 000 ¹²	25 000	Permite a transferência da carga térmica do anel do hipoclorito para as quatro máquinas frigoríficas e a colocação de uma máquina como reserva.
3- Alteração da temperatura das soluções de soda cáustica	6 000 ¹²		Elimina caráter descontínuo do anel do hipoclorito. Na situação em que a temperatura da água de refrigeração é inferior a 22°C é também reduzida a carga térmica das máquinas frigoríficas.
4- Alteração do <i>set-point</i> da temperatura do hipoclorito mal formado em função do regime de produção	s/ custos		Tem um maior impacto em regimes de produção inferiores a 80% da capacidade instalada das unidades de Hipoclorito 5 e Hipoclorito 6.
5- Substituição dos liquefatores – Aumento da área	96 500	- ^{13,14}	Segurança (permutadores de duplo tubo)
6- Alteração dos impulsores das bombas da rede de água gelada	12 000	- ¹⁴	Pode ser implementado com as instalações ao serviço.
7- Diminuição da pressão de operação do hipoclorito	- ¹⁵	- ^{14,15}	Pode ter o benefício adicional de parar uma das duas bombas do hipoclorito que estão hoje ao serviço.

¹² Estimativa preliminar realizada pela Bondalti.

¹³ A utilização do permutador de duplo tubo reduz o risco da mistura dos fluidos em caso de rutura.

¹⁴ Apenas necessário se as medidas 2-4 não permitirem satisfazer as necessidades de caudal com apenas três bombas.

¹⁵ Aguarda resposta da Tecnum.

A alteração da linha do *sniff* apresenta benefícios adicionais a nível de segurança da operação e do aumento da eficiência energética dos compressores, levando à diminuição do custo de compressão por tonelada de cloro comprimido. Considera-se assim uma alteração que deveria ser implementada de uma forma independente das restantes.

Como referido atrás, o aumento da área dos liquefatores é a única medida por si só que elimina as necessidades de implementar as restantes já que repõe os caudais de circulação de água gelada do lado do anel de liquefação. Contudo não permite a transferência da carga térmica do anel do hipoclorito para os frigoríficos U3.27E e U3.27F.

Assim, é proposto uma implementação faseada das medidas identificadas acima, sugerindo-se assim a implementação das medidas 1, 2, 3 e 4 na paragem geral de 2018.

Tendo em conta o faseamento das alterações já sugeridas para o circuito em paralelo, propõe-se que a colocação do circuito em série seja tido em conta como uma alternativa às medidas que permitem o aumento do caudal por máquina, as medidas 6 e 7, e à substituição dos liquefatores, a medida 5. Isto é, se mesmo com a implementação das medidas sugeridas na primeira fase do circuito em paralelo persistirem as limitações de caudal apenas com três máquinas ao serviço, sugere-se avaliar de uma forma mais detalhada a passagem do circuito em paralelo para um circuito em série em termos de custos adicionais de implantação e benefícios energéticos. Isto porque o circuito em série pode trazer benefícios energéticos adicionais já que apenas o anel do hipoclorito precisa de ser pressurizado a uma pressão superior.

Não foi possível apresentar uma estimativa do orçamento necessário para a implantação do anel em série. Contudo e tendo em conta a implantação atual do circuito conclui-se que é relativamente fácil em termos de tubagem a transformação do circuito em paralelo no circuito em série, sendo apenas necessário verificar a necessidade de bombas *booster* no circuito para o hipoclorito e redimensionar as válvulas automáticas do circuito de liquefação, hoje desenhadas para trabalharem com uma perda de carga de 4 bar.

É importante ressaltar que se após o arranque as limitações à utilização de três máquinas forem limitações térmicas, isto implicaria uma alteração mais profunda à rede já que seria necessário a utilização de uma quinta máquina frigorífica.

7. Conclusões

Da análise dos desvios que hoje existem na rede de água gelada da unidade PCA da Bondalti, conclui-se que existe um desequilíbrio entre as necessidades térmicas e as necessidades de caudal do anel, sendo estas devido à alteração das condições de operação dos liquefactores do processamento do cloro da linha A e B, que operam a uma pressão muito inferior à pressão de desenho com implicação direta na força diretriz disponível para a transferência de calor. As causas da diminuição da pressão estão não só ligadas a uma perda de carga significativa no circuito de *sniff* da linha A que impede a possibilidade de subir a pressão da liquefação da linha B, como também na maior quantidade de cloro gás que hoje alimenta os dois liquefactores.

Após um estudo aprofundado da rede atual de distribuição de água gelada, foram propostas várias medidas que permitem uma maior racionalização do consumo de água gelada, entre elas, medidas para a redução do caudal de água gelada em circulação, como a alteração da linha do *sniff*, a substituição dos liquefactores A e B, a substituição da utilidade fria dos permutadores de calor da diluição da soda cáustica na instalação de hipoclorito ou medidas para aumentar o caudal total disponível na rede, como a substituição dos impulsores ou a diminuição da pressão do anel. Em relação ao anel, são propostos dois circuitos de distribuição de água gelada como alternativa ao circuito atual, o circuito em paralelo, com a mistura dos dois anéis, e o circuito em série.

A alteração da linha do *sniff*, com um investimento esperado de 27 500€, é uma medida que possibilita a melhoria das condições de segurança da operação e permite ainda a diminuição da energia consumida por quantidade de cloro liquefeito. Sugere-se assim a implementação desta medida, independentemente da opção de alteração da atual rede de distribuição de água gelada.

É sugerida uma implementação faseada das restantes medidas, tendo como objetivo a análise da alteração do comportamento da rede após cada fase do projeto e reavaliação das medidas propostas. Assim, a sugestão que se apresenta para as diversas fases do projeto é a seguinte:

Em relação ao circuito atual, sugere-se numa primeira fase a alteração do *layout* do circuito atual mantendo o circuito em paralelo, de forma a permitir misturar o retorno de água gelada do anel da liquefação com o do hipoclorito, com um custo estimado de 45 000€. Esta alteração do anel permitiria não só transferir a carga de frio uniformemente por todos os frigoríficos em serviço, como também reduzir as necessidades de caudal do anel do hipoclorito.

Dado que o investimento esperado é reduzido, 6 000€, sugere-se também nesta fase não só a substituição da utilidade fria utilizada nos permutadores das soluções de soda cáustica, de água gelada para água de refrigeração, como também criar uma nova filosofia de controlo para o ajuste do *set-point* da temperatura do hipoclorito mal formado, dado que estas medidas permitem também uma maior racionalização do consumo de água gelada. Estas alterações teriam de ser realizadas durante a paragem geral de 2018. Os benefícios associados a estas medidas traduzem-se em cerca de

25 000€/ano em custos de energia (bombagem e frio), para além da possibilidade de retirar uma máquina de serviço e ter assim uma unidade de reserva, reduzindo assim o risco de perdas de produção por avaria de uma delas.

O período de retorno é assim de 2 anos.

Se com as medidas propostas, se verificar que persistem limitações de caudal ao utilizar apenas três máquinas frigoríficas, sugere-se uma avaliação mais aprofundada das medidas relacionadas com o aumento do caudal por máquina (pela substituição dos impulsores ou a redução da pressão de operação do anel de hipoclorito), a substituição dos liquefatores A e B, ou a colocação do circuito em série, de forma a decidir qual das três medidas implementar numa segunda fase do projeto.

É importante ressaltar que, se após a aplicação destas medidas, as limitações à utilização de três máquinas forem limitações de frio, isto implicará uma alteração mais profunda à rede, já que será necessário a instalação de uma quinta máquina frigorífica.

• **Trabalho futuro e recomendações**

Deste estudo conclui-se que a necessidade da redução da variação de temperatura da água gelada no liquefator C, não é justificada pela redução da pressão de operação ou pelo maior caudal de cloro alimentado ao permutador. É necessário assim um estudo mais aprofundado sobre as condições de operação deste liquefator, já que é um dos equipamentos responsável pelo desvio significativo às condições de operação da rede de distribuição de água gelada.

Nas medidas para o aumento do caudal de água gelada em circulação, a redução da pressão da rede depende da viabilidade técnica da redução de pressão no anel do hipoclorito. O estudo de viabilidade técnica desta medida está ainda dependente da resposta do licenciador da tecnologia. Assim, a Bondalti fará o seguimento desta medida.

Nas linhas de liquefação A e B, devido à elevada perda de carga que se verifica entre a saída do compressor e o liquefator, e até que as causas possam ser conhecidas, recomenda-se a utilização preferencial do compressor C ao invés do compressor A, já que desta forma se consegue maiores pressões de operação nos liquefatores A e B.

Caso se opte por não alterar a linha do *sniff* das linhas A e B, recomenda-se que na paragem geral de 2018, a linha do *sniff* da linha A seja inspecionada de forma a encontrar a causa para a maior perda de carga que se verifica desde Novembro de 2017.

Por último, recomenda-se também a reparação dos instrumentos FT10.833 e PI3.964, pois são instrumentos críticos no diagnóstico do funcionamento da rede.

8. Bibliografia

- [1] B. CHEMICALS, “História.” [Online]. Available: <http://www.bondalti.com/pt/bondalti/historia/>. [Accessed: 15-Jun-2018].
- [2] E. I. Bureau, “Best Available Techniques (BAT) Reference Document for the Production of Chlor-alkali,” Documento Bref’s, European Comission, JRC Institute for Prospective Techological Studies, Sevilha, Espanha, 2014.
- [3] E. I. Bureau, “Integrated Pollution Prevention and Control (IPPC) Reference Document on Best Available Techniques in the Chlor-Alkali Manufacturing industry,” European Comission, JRC Institute for Prospective Techological Studies, Sevilha, Espanha, 2000.
- [4] E. Chlor, “Industry Review 2012-2013,” Diretor Executivo Alistair Steel, Bruxelas, Bélgica, 2013.
- [5] Ullmann’s, *Ullmann’s Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 7th ed. 2006.
- [6] E. Chlor, “Industry Review 2016-2017,” Diretor Executivo Dolf van Wijk, Bruxelas, Bélgica, 2017.
- [7] A. Scott, “EU’s chlorine makers end mercury-based production,” *Chem. Engeneering News*, vol. 95, no. 49, p. 13, 2017.
- [8] E. Chlor, “The chlor-alkali Industry in Europe.” [Online]. Available: <http://www.eurochlor.org/the-chlorine-universe/the-chlor-alkali-industry-in-europe.aspx>. [Accessed: 16-Apr-2018].
- [9] E. Chlor, “Industry Review 2015-2016,” Diretor Executivo Dolf van Wijk, Bruxelas, Bélgica, 2016.
- [10] F. A. Holland and R. Bragg, *Fluid Flow for Chemical Engineers*, 2nd ed. Índia: Hodder Headline PLC, 1995.
- [11] Descote, “CV and Pressure drop calculation,” 90-65-016-EN-1501, 2015.
- [12] CalGavin, “How hiTRAN Thermal Systems Work.” [Online]. Available: <https://www.calgavin.com/heat-exchanger-solutions/hitransystems/how-hitransystems-works>. [Accessed: 08-Jun-2018].
- [13] P. Drögemüller, “The Use of hiTRAN Wire Matrix Elements to Improve the Thermal Efficiency of Tubular Heat Exchangers in Single and Two-Phase Flow,” *Chemie Ing. Tech.*, vol. 87, no. 3, pp. 188–202, 2015.
- [14] Y. A. Çengel and J. M. Cimbala, *Mecânica dos Fluidos, Fundamentos e Aplicações*. São Paulo: AMGH Editora Ltda, 2007.
- [15] J. M. Coulson and J.F Richardson’s, *Chemical Engineering Design*, 4th ed. Oxford: Elsevier Butterworth-Heinemann, 2005.
- [16] H. Kumar, “The Plate heat exchanger: construction and design,” *I Chem Eng. Symposium Series*, pp. 1275–1288, 1984.

Anexos

Anexo A

No Anexo A encontram-se os diagramas ampliados apresentados ao longo do capítulo 2 – Rede de água gelada da Bondalti CHEMICALS – PCA, Figura A.1, Figura A. 2, Figura A. 3, Figura A. 4 e Figura A. 5

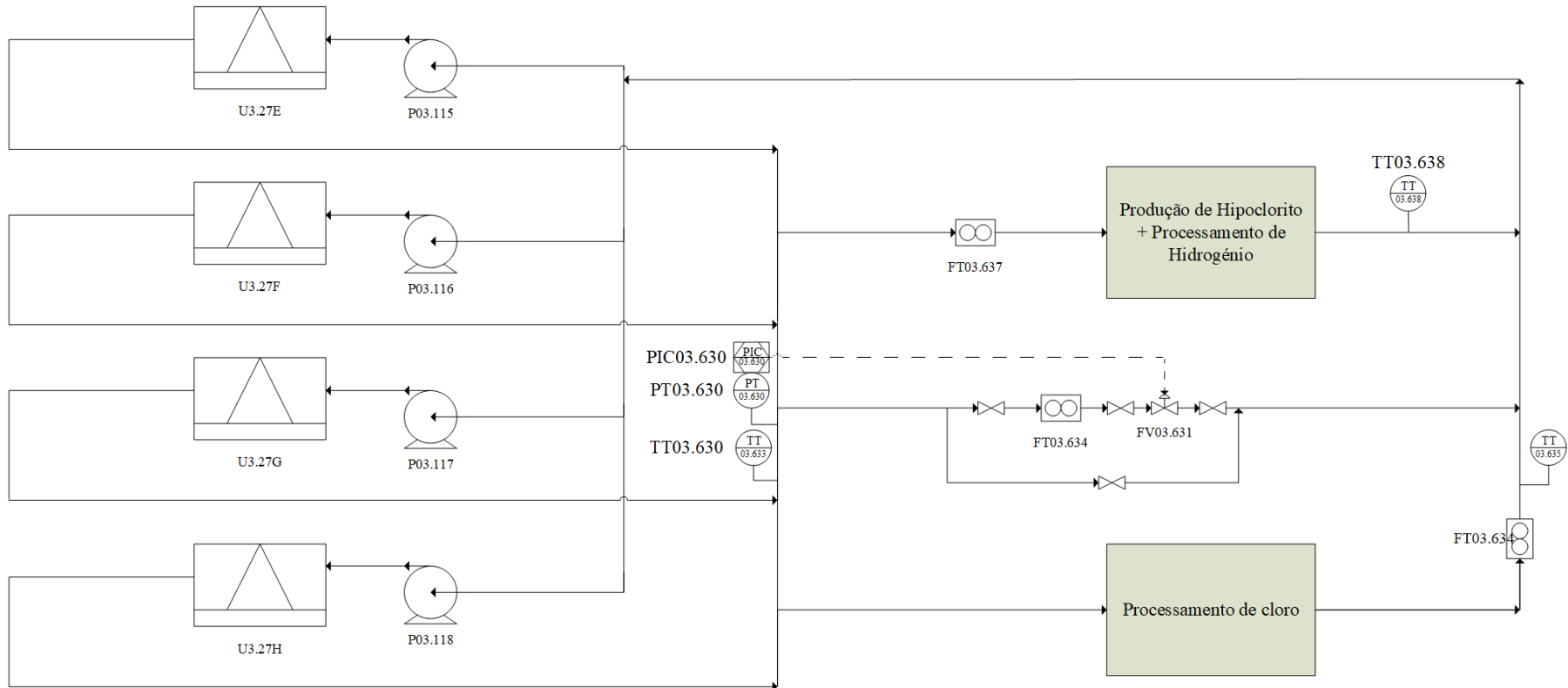


Figura A. 1 – Representação esquemática simplificada da rede de distribuição do setor PCA, da Bondalti CHEMICALS.

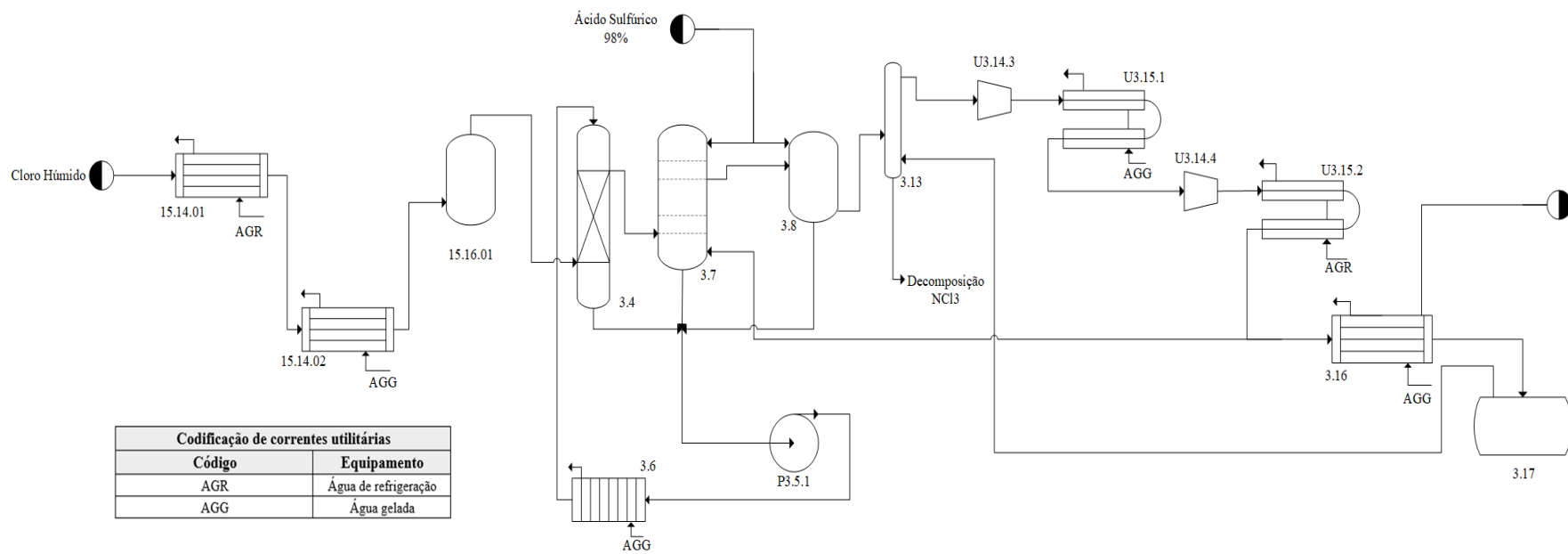


Figura A. 2 – Representação esquemática simplificada do processamento de cloro na linha A e B, da Bondalti CHEMICALS.

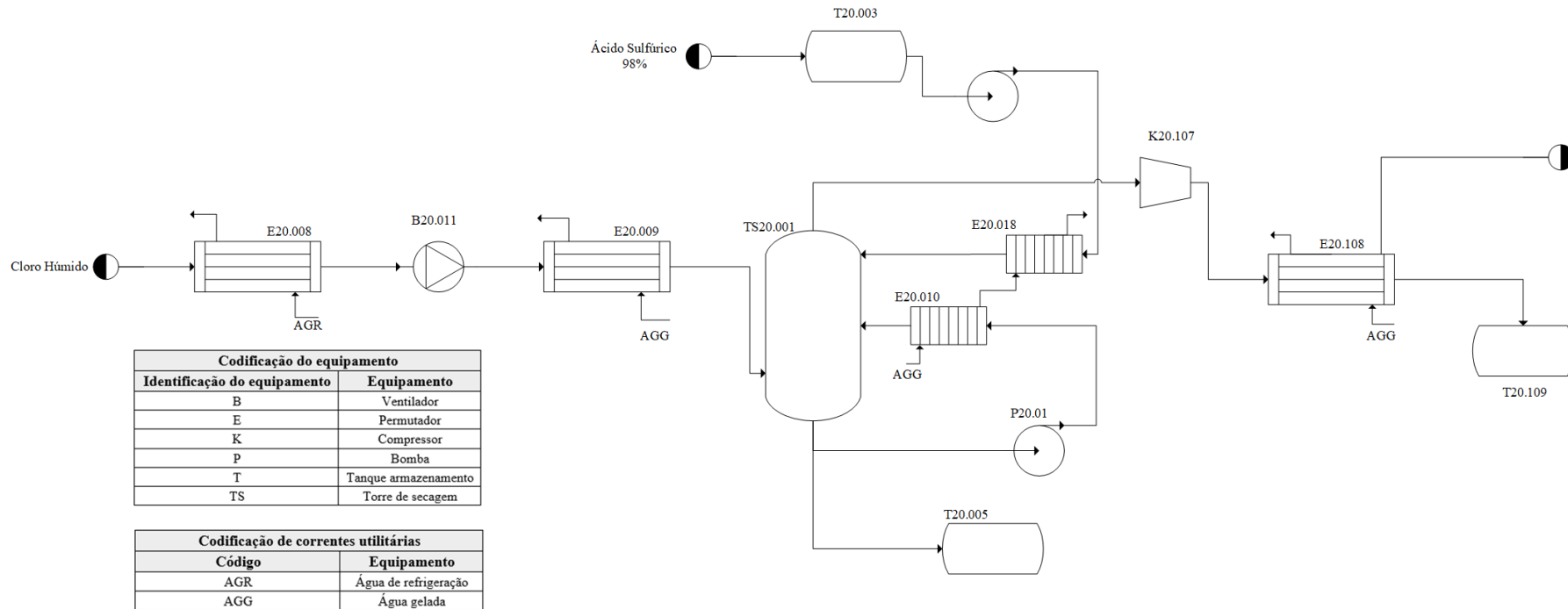


Figura A. 3 – Representação esquemática simplificada do processamento de cloro na linha C, da Bondalti CHEMICALS.

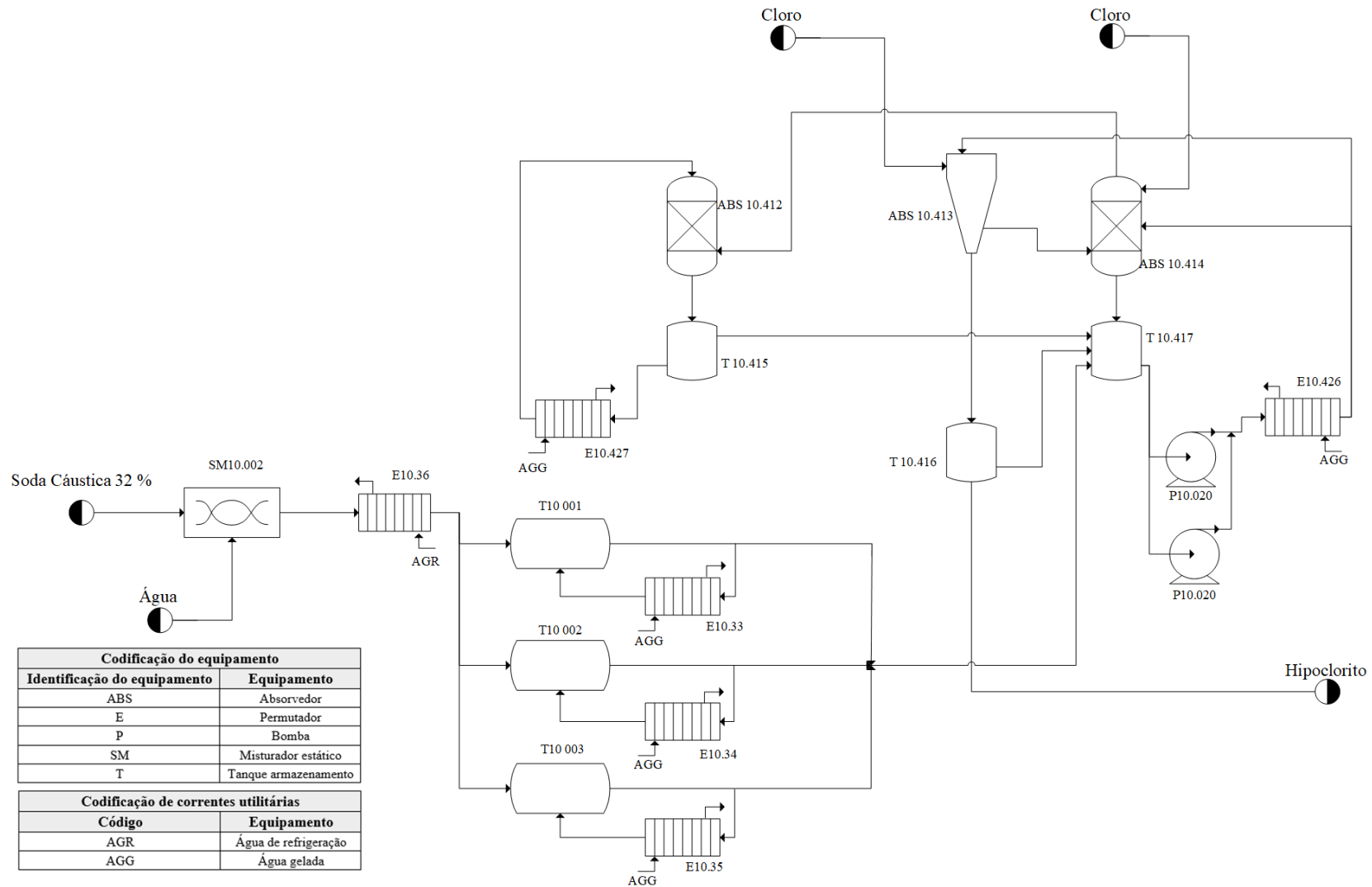


Figura A. 4 - Representação esquemática simplificada da unidade de produção Hipoclorito 5, da Bondalti CHEMICALS.

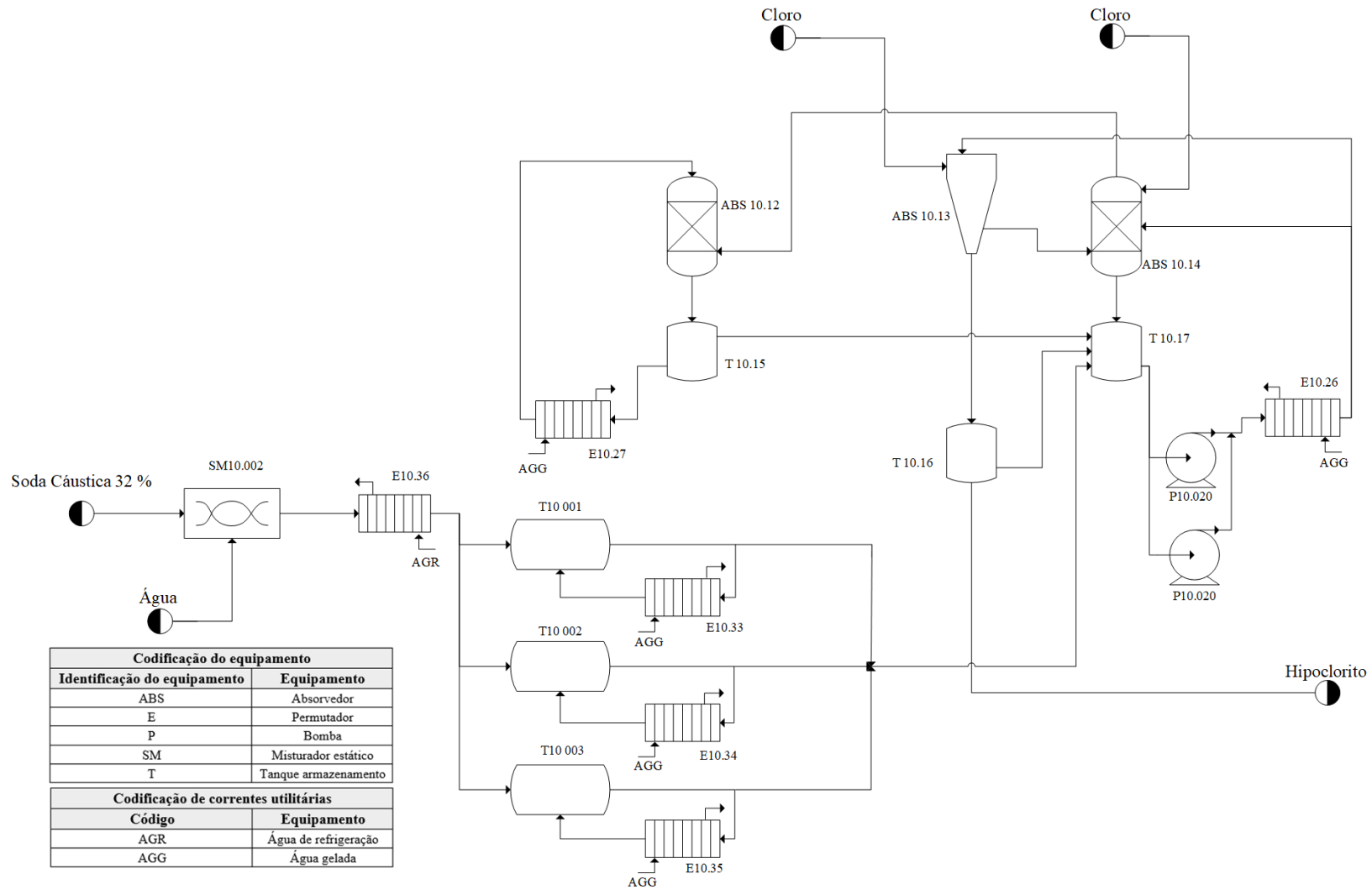


Figura A. 5 - Representação esquemática simplificada da unidade de produção Hipoclorito 6, da Bondati CHEMICALS.

Anexo B

Para o estudo da influência da pressão de liquefação no comportamento dos liquefadores A e B em Aspen Plus, foi necessário o recurso aos dados de projeto dos liquefadores, apresentados na Figura B. 1 e na Figura B. 2.

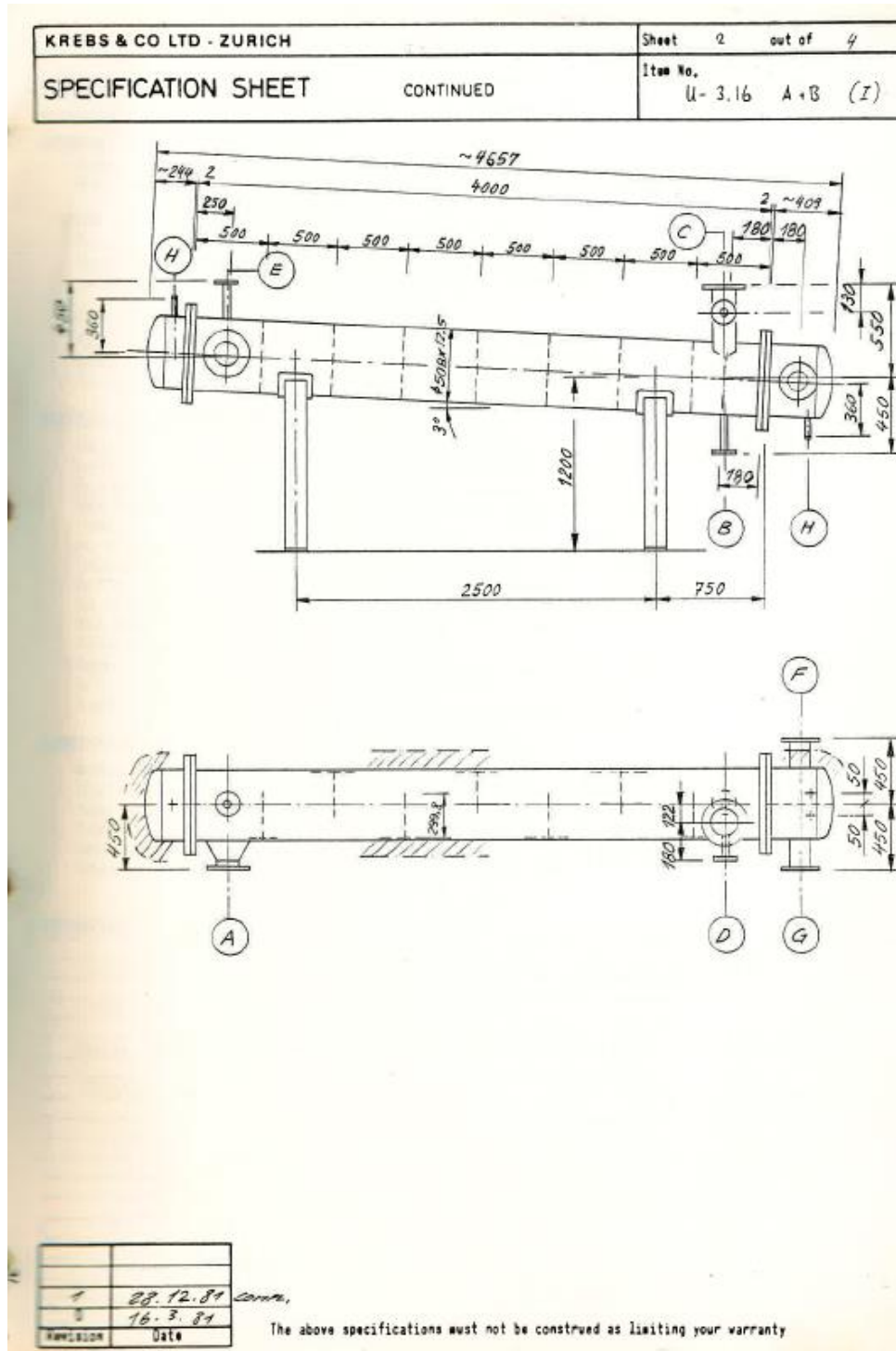


Figura B. 1 - Folha 1 de especificação do liquefator A/B.

KREBS & CO LTD - ZURICH	Sheet 3 out of 4
SPECIFICATION SHEET	CONTINUED
	Item No. U-3.16 A+B (Z)

DESIGN DATA

Nominal heat exchanger surface 49,5 m²
 Actual heat exchanger surface 70,0 m² Cooling capacity 400 kW (344 000 kcal/h)

Inside the tubes

Medium Chilled Water 70 m³/h
 Design pressure 7 bar abs Test pressure 9 bar abs.
 Operating temperature 5 / 9 °C Design temperature 50 °C

Outside the tubes

Medium dry Chlorine Gas 5800 kg/h, 8 bar abs.
 Design pressure 11 bar abs Test pressure 14 bar abs
 Operating temperature in 40°C out 20°C Design temperature 50 °C

MATERIALS, DIMENSIONS

Shell St 35 φ 508 x 12,5 (including 3mm corrosion allowance)
 Heads H II s = 12,5
 Pass partitions -
 Main flanges H II
 Tubes 12 St 35.8 φ 20 x 2,6 Pitch 25
 No. of tubes 282 Number of passes 2
 Tubesheet H II s = 24
 Baffles H II s = 6 Quantity 7 (vertical) cut 35%
 Nozzle pipes 12 St 35.8
 Stub ends, flared nipples -
 Nozzle flanges St 35 PN 16
 Supports, brackets etc. St 37
 Bolts 5,6 / 5 DIN 934 / 555
 Gaskets lt 400

CONSTRUCTION

Welding factor 0,85 Welding method electrical
 Shape of heads Klumpbocken
 Tubes seamless acc. to DIN 2448
 Painting acc. to KZ General Conditions
 Insulation (not to be supplied) approx 50 mm mm thick
 Weight empty: 2450 kgs, in operation: ~ 3000 kgs

REMARKS

Arrangement of tubes and baffle sheets see Krebs lead Drg. KZ 30088.1

Tubes rolled and welded into tube plate

Design, Calculation and testing acc. to "Druckbehälterverordnung" and "AD-Merkblätter"

Corrosion allowance on Chlorine side: 3mm

1	28.12.81	correc.
0	16.3.81	
Revision	Date	

318
E

The above specifications must not be construed as limiting your warranty

Figura B. 2 – Folha 2 de especificação do liquefator A/B.

Do estudo da influência da pressão de liquefação no comportamento dos liquefatores, realizou-se várias simulações em que se alterou a composição ou o ΔT da água gelada ou o caudal de alimentação. Os resultados encontram-se na Tabela B. 1, Tabela B. 2, Tabela B. 3, Tabela B. 4 e na Tabela B. 5.

Tabela B. 1 - Resultados do estudo da influência da pressão de liquefação, para a composição de projeto, com um caudal de alimentação de 5800 kg/h e com um ΔT da água gelada de 5-9°C.

Pressão bara	Caudal kg/h	Caudal Sniff kg/h	Potência transferida kW	Temperatura Liquefação °C	Área necessária m ²	U_{dirty} kcal/h · m ² · K	ΔT_m °C
6	5800	427,53	402,63	10,8	133,42	454,14	5,71
6,5		427,39	397,04	13,4	92,53	432,71	8,53
7		427,25	391,66	16,0	71,66	421,62	11,15
7,5		427,12	386,47	18,4	58,63	416,56	13,61
8		427,00	381,44	20,7	49,49	415,65	15,94

Tabela B. 2 - Resultados do estudo da influência da pressão de liquefação, para a composição atual, com um caudal de alimentação de 5800 kg/h e com um ΔT da água gelada de 5-9°C.

Pressão bara	Caudal kg/h	Caudal Sniff kg/h	Potência transferida kW	Temperatura Liquefação °C	Área necessária m ²	U_{dirty} kcal/h · m ² · K	ΔT_m °C
6	5800	436,51	400,23	11,4	130,44	445,49	5,92
6,5		436,30	394,64	14,1	91,41	424,88	8,74
7		436,10	389,21	16,7	71,14	414,26	11,36
7,5		435,92	383,98	19,1	58,25	409,61	13,84
8		435,76	378,90	21,4	49,25	408,90	16,18

Tabela B. 3 - Resultados do estudo da influência da pressão de liquefação, para a composição atual, com um caudal de alimentação de 5800 kg/h e com um ΔT da água gelada de 5-7°C.

Pressão bara	Caudal kg/h	Caudal Sniff kg/h	Potência transferida kW	Temperatura Liquefação °C	Área necessária m ²	U_{dirty} kcal/h · m ² · K	ΔT_m °C
6	5800	436,51	400,28	11,4	99,76	480,27	7,18
6,5		436,30	394,64	14,1	74,20	458,73	9,97
7		436,10	389,21	16,7	59,40	447,87	12,58
7,5		435,93	383,98	19,1	49,55	443,29	15,03
8		435,75	378,90	21,4	42,36	443,08	17,36

Tabela B. 4 - Resultados do estudo da influência da pressão de liquefação, para a composição atual, com um caudal de alimentação de 6200 kg/h e com um ΔT da água gelada de 5-9°C.

Pressão bara	Caudal kg/h	Caudal Sniff kg/h	Potência transferida kW	Temperatura Liquefação °C	Área necessária m ²	U_{dirty} kcal/h · m ² · K	ΔT_m °C
6	6200	437,47	430,19	11,2	138,81	457,37	5,83
6,5		437,25	424,15	14	96,77	436,07	8,64
7		437,03	418,34	16,5	75,10	424,98	11,27
7,5		436,83	412,73	18,9	61,46	420,01	13,75
8		436,66	407,29	21,2	51,95	419,02	16,09

Tabela B. 5 - Resultados do estudo da influência da pressão de liquefação, para a composição atual, com um caudal de alimentação de 6200 kg/h e com um ΔT da água gelada de 5-7°C.

Pressão bara	Caudal kg/h	Caudal Sniff kg/h	Potência transferida kW	Temperatura Liquefação °C	Área necessária m ²	U_{dirty} kcal/h · m ² · K	ΔT_m °C
6	6200	437,47	430,19	11,2	106,43	491,00	7,08
6,5		437,25	434,62	14	83,48	478,14	9,36
7		437,04	418,34	16,5	62,94	457,68	12,49
7,5		436,84	412,73	18,9	52,47	452,74	14,94
8		436,65	407,29	21,2	44,83	452,28	17,27

Para o estudo da influência da pressão de liquefação no comportamento do liquefator C em Aspen Plus, foi necessário o recurso aos dados de projeto do liquefator, apresentados na Figura B.

3

Heat Exchanger Specification Sheet						
1	Company: CUF					
2	Location: Estarreja					
3	Service of Unit:	Our Reference:				
4	Item No.:	Your Reference:				
5	Date:	Rev No.: 1	Job No.:			
6	Size	540-5250	mm	Type BEM	Hor	Connected in 1 parallel 1 series
7	Surf/unit(ef.)	113,9	m ²	Shells/unit 1	Surf/shell (eff.) 113,9 m ²	
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT					
9	Fluid allocation	Shell Side			Tube Side	
10	Fluid name	CHORINE GAS			CHILLED WATER	
11	Fluid quantity, Total	kg/h		7200		
12	Vapor (In/Out)	kg/h		7200	0	0
13	Liquid	kg/h		0	7200	93999
14	Noncondensable	kg/s		0	0	0
15						
16	Temperature (In/Out)	°C		40	20	7
17	Dew / Bubble point	°C		25,41	25,41	12
18	Density Vapor/Liquid	kg/m ³		18,79 /	/ 1415,2	/ 998,46 / 998,93
19	Viscosity	mPa s		0,0147 /	/ 0,4088	/ 1,4578 / 1,262
20	Molecular wt, Vap			70,91		
21	Molecular wt, NC					
22	Specific heat	kJ/(kg K)		0,483 /	/ 0,971	/ 4,199 / 4,197
23	Thermal conductivity	W/(m K)		0,0101 /	/ 0,109	/ 0,5759 / 0,5828
24	Latent heat	kJ/kg		261,7	261,7	
25	Pressure (abs)	bar		6,9	6,88977	4
26	Velocity	m/s		3,1		0,91
27	Pressure drop, allow/calc.	bar		0,26	0,01023	0,5
28	Fouling resistance (min)	m ² K/W		0,00024		0,00032 Ao based
29	Heat exchanged	548	kW	MTD corrected		16,02 °C
30	Transfer rate, Service	300,3	Dirty	584,2	Clean	871,5 W/(m ² K)
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL					Sketch
32		Shell Side		Tube Side		
33	Design/vac/test pressure.g	bar		10/ /	6/ /	
34	Design temperature	°C		50		
35	Number passes per shell			1 2		
36	Corrosion allowance	mm		3 3		
37	Connections	In	mm	1 / -	1 152,4/ -	
38	Size/rating	Out		1 76,2/ -	1 152,4/ -	
39	Nominal	Intermediate		/ - / -		
40	Tube No.	352	OD 20	Tks-Avg 2,6	mm	Length 5250 mm Pitch 25 mm
41	Tube type	Plain	#/m	Material SA-179 K01200	Tube pattern 30	
42	Shell	SA-516 60	ID 540	OD 560	mm	Shell cover -
43	Channel or bonnet	SA-516 60				Channel cover -
44	Tubesheet-stationary	SA-350 LF2				Tubesheet-floating -
45	Floating head cover	-				Impingement protection None
46	Baffle-cross	SA-516 60	Type	Single segmental	Cut(%d) 31,23	V Spacing: c/c 433 mm
47	Baffle-long	-	Seal type	Inlet 625,5 mm		
48	Supports-tube	U-bend	0	Type		
49	Bypass seal	Tube-tubesheet joint		Exp./seal wld		
50	Expansion joint	-	Type	None		
51	RhoV2-Inlet nozzle	135	Bundle entrance	42	Bundle exit	3 kg/(m s ²)
52	Gaskets - Shell side	-	Tube Side	Flat Metal Jacket Fibe		
53	Floating head	-				
54	Code requirements	ASME Code Sec VIII Div 1			TEMA class B - chemical service	
55	Weight/Shell	3450	Filled with water	4509,2	Bundle	2354,5 kg
56	Remarks					
57						
58						

Figura B. 3 - Folha de especificação do liquefator C.

Para o estudo da influência da pressão de liquefação no comportamento do liquefator C, realizou-se simulações em que se alterou o ΔT da água gelada para um caudal de alimentação obtido através de um balanço ao liquefator C com dados da fábrica, com a composição de projeto. Os resultados das simulações encontram-se na Tabela B. 6 e na Tabela B. 7.

Tabela B. 6 - Resultados do estudo da influência da pressão de liquefação, para a composição de projeto, com um caudal de alimentação de 5778,37 kg/h e com um ΔT da água gelada de 7-12°C.

Pressão bara	Caudal kg/h	Caudal Sniff kg/h	Potência transferida kW	Temperatura Liquefação °C	Área necessária m ²	U_{dirty} kcal/h · m ² · K	ΔT_m °C
6		462,80	394,54	13,4	131,86	417,91	6,16
6,5	5778,37	462,80	388,89	16,1	93,45	400,38	8,94
7		462,81	383,45	18,7	73,08	391,87	11,51

Tabela B. 7 - Resultados do estudo da influência da pressão de liquefação, para a composição de projeto, com um caudal de alimentação de 5778,37 kg/h e com um ΔT da água gelada de 4,8-8,15°C.

Pressão bara	Caudal kg/h	Caudal Sniff kg/h	Potência transferida kW	Temperatura Liquefação °C	Área necessária m ²	U_{dirty} kcal/h · m ² · K	ΔT_m °C
6		462,80	394,54	13,4	83,33	427,41	9,53
6,5	5778,37	462,80	388,89	16,1	65,70	415,73	12,24
7		462,80	383,45	18,7	54,32	410,70	14,78

Para o cálculo da perda de carga da linha de sniff, foi necessário recorrer à equação presente na Figura B. 4 para o cálculo da perda de carga na válvula automática, fornecida pela marca Descote.

CALCULATION with FLOW in MASS / WEIGHT

CV formula **ΔP formula**

$$CV = \frac{47,2 \cdot W}{\sqrt{\Delta P (P_1 + P_2) G_t}}$$

$$\Delta P = P_1 - \sqrt{P_1^2 - \frac{2 \cdot 228 \cdot W^2}{CV^2 \cdot G_t}}$$

Parameters used

- CV Valve flow coefficient given by manufacturer
- P₁ Inlet pressure in bar A
- P₂ Outlet pressure in bar A
- ΔP Pressure drop in bar
- W Gas flow rate in tons / hour
- Q Volume flow rate at 15°C and 1 013 mbar A (Nm³/ h)
- T Absolute media temperature in °K (Kelvin degree °K = 273 + °C)
- G Specific gravity at + 15°C and atmospheric pressure in relation to air = 1
- G_t Specific gravity at flow temperature and 1 013 bar A atmospheric pressure in relation to air = 1

$$G_t = G \times \frac{288}{T^{\circ K}}$$

Figura B. 4 – Recorte do documento fornecido para o cálculo da perda de carga nas válvulas automáticas.

Na Tabela B. 8 encontram-se os resultados do cálculo da perda de carga do *sniff* na linha A e na linha B.

Tabela B. 8 – Perda de carga nas válvulas, na conduta e perda de carga total do troço do *sniff* da linha A e da linha B, para vários caudais de *sniff*.

Caudal ton/h	ΔP Válvula A (bar)	ΔP Válvula B (bar)	ΔP conduta A (bar)	ΔP conduta B (bar)	ΔP total A (bar)	ΔP total B (bar)
0,4	1,73E-02	7,89E-03	5,94E-02	4,70E-02	9,39E-02	7,22E-02
0,5	2,70E-02	1,23E-02	8,97E-02	7,10E-02	1,44E-01	1,10E-01
0,6	3,90E-02	1,78E-02	1,26E-01	9,96E-02	2,04E-01	1,56E-01
0,7	5,31E-02	2,42E-02	1,68E-01	1,33E-01	2,74E-01	2,10E-01
0,8	6,94E-02	3,16E-02	2,16E-01	1,71E-01	3,55E-01	2,72E-01
0,9	8,80E-02	4,00E-02	2,71E-01	2,14E-01	4,47E-01	3,42E-01
1	1,09E-01	4,95E-02	3,32E-01	2,62E-01	5,49E-01	4,20E-01

Na Figura B. 5 encontra-se a isométrica da medida proposta para aumento do diâmetro da linha de *sniff* e realociação da estação de controlo de *sniff*, elaborada pedido de orçamentação.

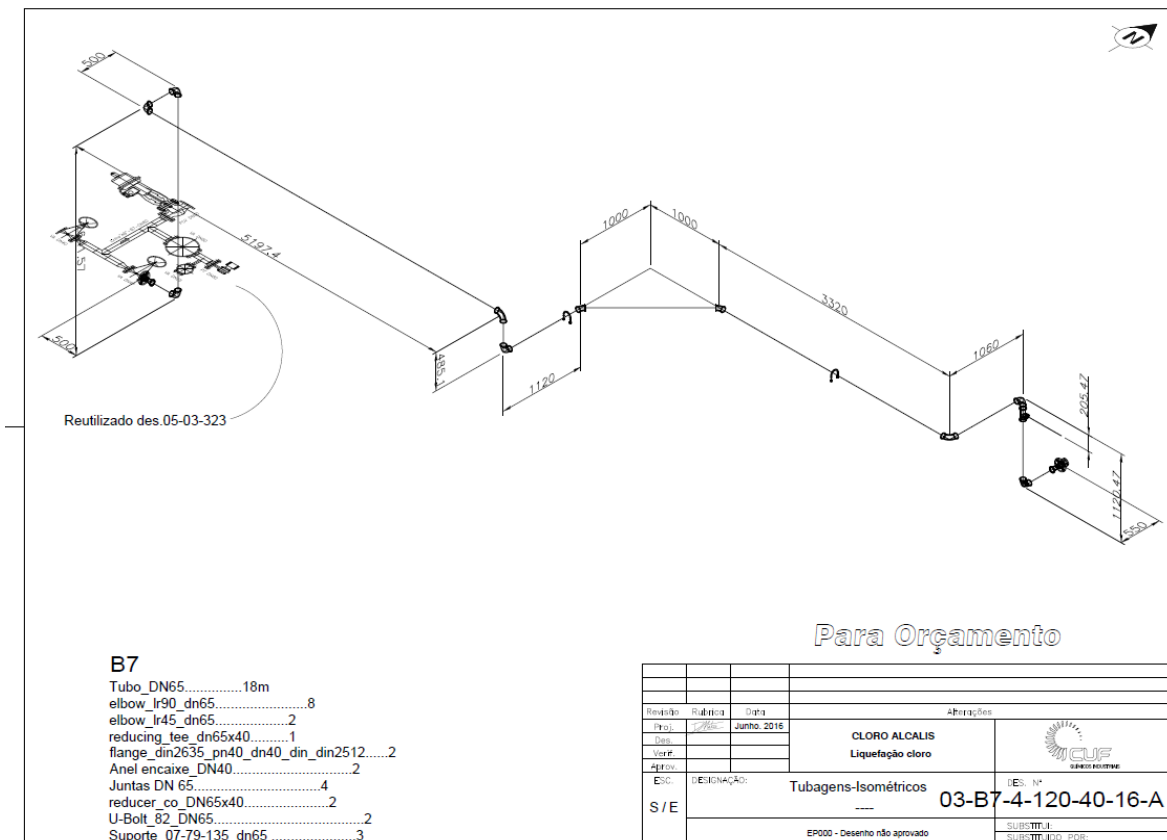


Figura B. 5 – Isométrica da nova linha de *sniff*.

Na Tabela B. 9 encontra-se a perda de carga para a situação atual, com tubagem DN50 e a perda de carga para a nova linha de *sniff* com tubagem DN50 e DN65.

Tabela B. 9 - Perda de carga total do sniff da linha A, para a situação atual (DN40) e para a nova linha de sniff, com tubagem DN50 e DN65.

Caudal ton/h	ΔP sniff linha A DN 50 (bar)	ΔP sniff linha B DN 50 (bar)	ΔP sniff linha A DN 65 (bar)	ΔP sniff linha B DN 65 (bar)	ΔP sniff linha A Atual (bar)	ΔP sniff linha B Atual (bar)
0,4	1,72E-02	1,67E-02	1,12E-02	1,10E-02	9,39E-02	7,22E-02
0,5	2,63E-02	2,56E-02	1,73E-02	1,71E-02	1,44E-01	1,10E-01
0,6	3,74E-02	3,64E-02	2,47E-02	2,44E-02	2,04E-01	1,56E-01
0,7	5,03E-02	4,90E-02	3,34E-02	3,29E-02	2,74E-01	2,10E-01
0,8	6,51E-02	6,35E-02	4,34E-02	4,28E-02	3,55E-01	2,72E-01
0,9	8,18E-02	7,97E-02	5,46E-02	5,39E-02	4,47E-01	3,42E-01
1	1,00E-01	9,78E-02	6,72E-02	6,63E-02	5,49E-01	4,20E-01

Com o objetivo de aumentar o coeficiente de filme interno dos liquefadores e devido à não reprodutibilidade da operação do liquefator A e B no módulo EDR do *Aspen Plus*, contactou-se a CalGavin, de forma a avaliar a viabilidade da instalação do elemento hiTran nos liquefadores para melhorar a transferência de calor, tendo-se recebido a seguinte resposta,

“Thank you for your enquiry. We have set up simulations of your exchangers in order to assess the potential for tubeside enhancement.

The specified fouling factors amount to a high proportion of resistance but the shellside is the also relatively high resistance here. For some of the lower operating pressures, which you indicate occur, I am not able to get good condensation with my generated mixture properties and heat release curves. Based on the simulations and your explanations I would expect that the limitations are mainly on MTD as the operating pressure is reduced. You could of course see some recovery of performance by increasing the OHTC. However, as the tubeside heat transfer coefficient is not limiting here the option for achieving such improvement by tubeside enhancement is not there.

Further to the above we would advise that hiTRAN will not offer a solution in this case.

Nevertheless, we would welcome the opportunity to look at other potential cases in the future.

Best regards

Peter Ellerby”

Anexo C

Tendo como objetivo o dimensionamento dos permutadores já existentes, de forma a poder validar as alterações das condições de operação, começou-se por definir através dos dados de projeto o tipo de configuração da placa definindo-se, para tal o material, o comprimento, a largura e a profundidade de corrugação da mesma. Definiu-se também o arranjo do fluxo, o número de passagens e por fim os coeficientes de sujidade interno e externo.

Seguidamente calcula-se o valor da média logarítmica das temperaturas, aplicando-se, para tal, a equação C.(1), e a partir deste valor, a média logarítmica das temperaturas corrigida por um fator de correção F através da equação C.(2). O fator de correção F é calculado segundo a equação C.(3), sendo que a sua obtenção requer o cálculo prévio das variáveis R e S traduzidas pela equação C.(4) e pela equação C.(5), respetivamente. [15]

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}\right)} \quad (1)$$

(2)

$$\Delta T_m = F \cdot \Delta T_{lm}$$

$$F = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \cdot \ln\left(\frac{1 - S}{1 - RS}\right)}{(R - 1) \cdot \ln\left(\frac{2 - S \cdot (R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S \cdot (R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}\right)} \quad (3)$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (4)$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (5)$$

Conhecidos estes valores, considera-se uma estimativa inicial para o valor de coeficiente global de transferência de calor de modo a ser possível, através da equação C.(6), calcular a área total de transferência de calor.

$$Q = U_0 \cdot A \cdot \Delta T_m \quad (6)$$

Sabendo o valor da área total de transferência de calor é possível, através da equação C.(7) calcular o número de placas necessário e, através deste, e pela aplicação da equação C.(8) o número de canais por fluido.

$$N_{placas} = \frac{A}{(2 \cdot w \cdot L) + 1} \quad (7)$$

$$N_{canais} = \frac{N_{placas} - 1}{2 \cdot N_{pass}} \quad (8)$$

Com placas do tipo “Chevron pattern”[16], permitem correlacionar os coeficientes de filme com o ângulo das correlações da placa, onde os valores das constantes C_1 e n são tabelados e foram obtidos experimentalmente para vários ângulos, utilizando água. Assim, calculam-se os coeficientes de filme interno e externo pela aplicação da equação C.(9) e a partir destes um novo valor de coeficiente global de transferência de calor, através da equação C.(10).

$$Nu = \frac{h \cdot d_h}{k} = C_1 \cdot Re^n \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,17} \quad (9)$$

$$\frac{1}{U_0} = \frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_{0d}} + \frac{\varepsilon}{k_w} + \frac{1}{h_{id}} + \frac{1}{h_i} \quad (10)$$

Conhecido o novo valor de coeficiente global de transferência de calor procede-se à comparação do mesmo com o valor previamente arbitrado. Esta comparação implica a aplicação de um método iterativo a partir do qual se varia o valor de coeficiente global de transferência de calor arbitrado de modo a que a diferença entre o valor obtido teoricamente pela equação C.(10) e o valor arbitrado fosse aproximadamente nula.

Seguidamente, procede-se ao cálculo das perdas de carga relativas aos dois fluidos aplicando-se, para tal, a equação C.(11).

$$\Delta P = 4 \cdot f \cdot \frac{L}{d_e} \cdot \rho \cdot \frac{u^2}{2} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0,17} + 1,3 \cdot \frac{\rho \cdot u_{pt}^2}{2} \cdot N_{pass} \quad (11)$$

Na Figura C. 1, encontra-se o diagrama que relaciona a temperatura e a entalpia de soluções de soda cáustica, usado para o balanço energético da diluição de soda cáustica de 50% para 24%.

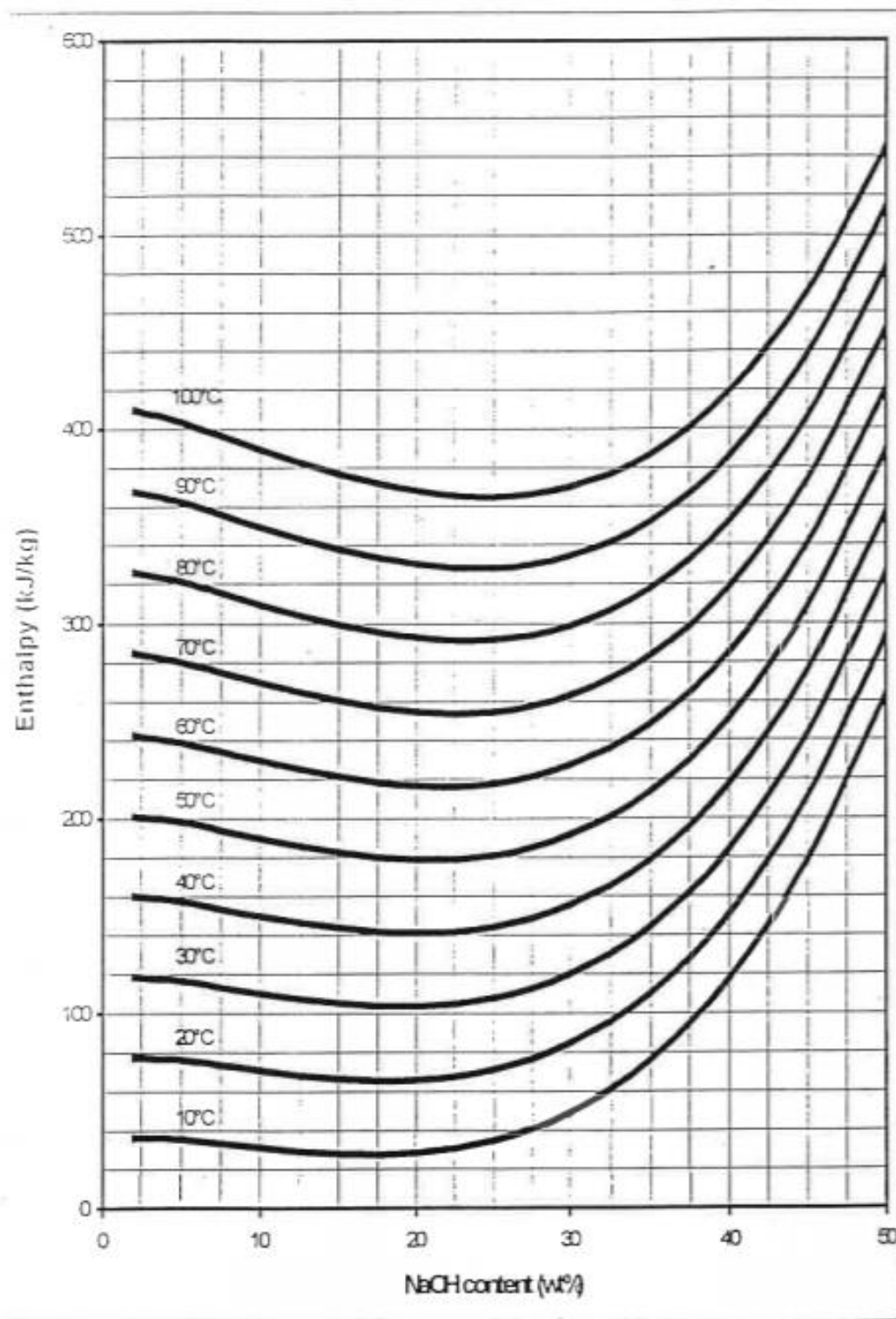


Figura C. 1 – Diagrama temperatura-entalpia de solução de soda cáustica.

Os resultados das simulações da Arsopi Thermal para a alteração da utilidade fria utilizada para o arrefecimento das soluções de soda cáustica estão apresentados, na Figura C. 2, Figura C. 3, Figura C. 4 e Figura C. 5.

PERMUTADOR DE PLACAS (PHE) ARSOPI-THERMAL

Data:26-06-2018

Cliente :BONDALTI
Destino :ESTARREJA
Local :PEC - PROJECTO DE EXPANSÃO DE CAPACIDADE
Item No. :REAL
V. Ref. No. :E10.36
N. Ref. No. :

Serviço
Tipo FHR10 -HP -89 Número de PHE 1 Unid(s)
Superfície 22.18 [m2/unid] Número de Placas 89 [pcs/unid]

(Performance por PHE)	Lado Quente	Lado Frio
Fluido	Soda Caustica 24%	Água
Caudal	32.42 [m3/h]	116.39 [m3/h]
Peso Especifico	1.252 [-]	0.997 [-]
Calor Especifico	3.639 [kJ/(kgC)]	4.182 [kJ/(kgC)]
Conductividade Térmica	0.675 [W/(mC)]	0.606 [W/(mC)]
Viscosidade	6.670 [mPas]	0.890 [mPas]
Temperat. de Entrada	30.70 [C]	24.60 [C]
Temperat. de Saída	26.10 [C]	26.00 [C]
Perda de Carga	0.018 [MPa]	0.088 [MPa]
Pressão de Trabalho	- [MPa G]	- [MPa G]
Pot. Calorífica	188.74 [kW]	
Circulação	ContraCorrente	

(Construção)		
Arranjo das Placas	(5H + 39M) x 1	(5H + 39M) x 1
Max. Pressão	0.60 [MPa G]	0.60 [MPa G]
Pressão de Ensaio	0.78 [MPa G]	0.78 [MPa G]
Max. Temperatura	60.00 [C]	50.00 [C]
Peso Vazio/Cheio	440 / 503 [kg]	
Dimensões Aprox.	C 1021 x L 460 x A 1212[mm] (C= 850 P= 951)	
Entradas/Saídas	DIN DN 100 PN 10	DIN DN 100 PN 10

(Material)		
Placas	AISI 316L 0,5mm	
Juntas	EPDM-SI	EPDM-SI
Entradas/Saídas	AISI 316	AISI 316
Estrutura/Tirantes	Aço Carbono, Pintada / Aço Carbono Zincado	

(Notas)
PED: FG:1,2; TAB:3,4; PED CATEGORIA 0
EXCESSO DE ÁREA_ 6%

Figura C. 2 – Resultado da simulação da Arsopi Thermal para o cenário real, em que se arrefece a corrente de soda cáustica 24%, diluída através de soda cáustica a 32%, com água de refrigeração como utilidade.

PERMUTADOR DE PLACAS (PHE) ARSOPI-THERMAL

Data:26-06-2018

Cliente :BONDALTI
 Destino :ESTARREJA
 Local :PEC - PROJECTO DE EXPANSÃO DE CAPACIDADE
 Item No. :CENÁRIO II
 V. Ref. No. :E10.33
 N. Ref. No. :

Serviço
 Tipo FHL10 -HP -103 Número de PHE 1 Unid(s)
 Superfície 20.20 [m2/unid] Número de Placas 103 [pcs/unid]

(Performance por PHE)	Lado Quente	Lado Frio
Fluido	NaOCl 24%	Água
Caudal	32.40 [m3/h]	123.42 [m3/h]
Peso Especifico	1.260 [-]	0.997 [-]
Calor Especifico	3.602 [kJ/(kgC)]	4.181 [kJ/(kgC)]
Conductividade Térmica	0.655 [W/(mC)]	0.606 [W/(mC)]
Viscosidade	5.880 [mPas]	0.891 [mPas]
Temperat. de Entrada	26.10 [C]	25.00 [C]
Temperat. de Saída	25.40 [C]	25.20 [C]
Perda de Carga	0.006 [MPa]	0.044 [MPa]
Pressão de Trabalho	- [MPa G]	- [MPa G]
Pot. Calorífica	29.00 [kW]	
Circulação	ContraCorrente	

(Construção)		
Arranjo das Placas	(41H + 10M) x 1	(41H + 10M) x 1
Max. Pressão	0.60 [MPa G]	0.60 [MPa G]
Pressão de Ensaio	0.86 [MPa G]	0.86 [MPa G]
Max. Temperatura	60.00 [C]	50.00 [C]
Peso Vazio/Cheio	430 / 540 [kg]	
Dimensões Aprox.	C 1371 x L 455 x A	1102[mm] (C= 1200 P= 1301)
Entradas/Saídas	DIN DN 100 PN 10	DIN DN 100 PN 10

(Material)		
Placas	AISI 316L 0,5mm	
Juntas	EPDM-SI	EPDM-SI
Entradas/Saídas	AISI 316	AISI 316
Estrutura/Tirantes	Aço Carbono, Pintada /	Aço Carbono Zincado

(Notas)
 PED: FG:1,2; TAB:3,4; PED CATEGORIA I
 EXCESSO DE ÁREA: 5%

Figura C. 3 - Resultado da simulação da Arsopi Thermal, em que se arrefece a corrente de soda cáustica 24%, diluída através de soda cáustica a 32%, em circulação nos tanques da soda cáustica, com água de refrigeração como utilidade.

PERMUTADOR DE PLACAS (PHE) ARSOPI-THERMAL

Data:26-06-2018

Cliente :BONDALTI
 Destino :ESTARREJA
 Local :PEC - PROJECTO DE EXPANSÃO DE CAPACIDADE
 Item No. :CENÁRIO I
 V. Ref. No. :E10.36
 N. Ref. No. :

Serviço
 Tipo FHR10 -HP -89 Número de PHE 1 Unid(s)
 Superfície 22.18 [m2/unid] Número de Placas 89 [pcs/unid]

(Performance por PHE)	Lado Quente	Lado Frio
Fluido	Soda Caustica 24%	Água
Caudal	32.42 [m3/h]	120.44 [m3/h]
Peso Específico	1.252 [-]	0.993 [-]
Calor Específico	3.639 [kJ/(kgC)]	4.212 [kJ/(kgC)]
Conductividade Térmica	0.675 [W/(mC)]	0.611 [W/(mC)]
Viscosidade	1.951 [mPas]	0.818 [mPas]
Temperat. de Entrada	59.00 [C]	25.00 [C]
Temperat. de Saída	31.70 [C]	33.00 [C]
Perda de Carga	0.012 [MPa]	0.092 [MPa]
Pressão de Trabalho	- [MPa G]	- [MPa G]
Pot. Calorífica	1119.00 [kW]	
Circulação	ContraCorrente	

(Construção)

Arranjo das Placas	(5H + 39M) x 1	(5H + 39M) x 1
Max. Pressão	0.60 [MPa G]	0.60 [MPa G]
Pressão de Ensaio	0.78 [MPa G]	0.78 [MPa G]
Max. Temperatura	60.00 [C]	50.00 [C]
Peso Vazio/Cheio	440 / 503 [kg]	
Dimensões Aprox.	C 1021 x L 460 x A 1212 [mm]	(C= 850 P= 951)
Entradas/Saídas	DIN DN 100 PN 10	DIN DN 100 PN 10

(Material)

Placas	AISI 316L 0,5mm	
Juntas	EPDM-SI	EPDM-SI
Entradas/Saídas	AISI 316	AISI 316
Estrutura/Tirantes	Aço Carbono, Pintada /	Aço Carbono Zincado

(Notas)

PED: FG:1;2; TAB:3,4; PED CATEGORIA 0
 EXCESSO DE ÁREA: 0%

Figura C. 4 – Resultado da simulação da Arsopi Thermal, em que se arrefece a corrente de soda cáustica 24%, diluída através de soda cáustica a 50%, com água de refrigeração como utilidade.

PERMUTADOR DE PLACAS (PHE) ARSOPI-THERMAL

Data:26-06-2018

Cliente :BONDALTI
 Destino :ESTARREJA
 Local :PEC - PROJECTO DE EXPANSÃO DE CAPACIDADE
 Item No. :CENÁRIO III
 V. Ref. No. :E10.33
 N. Ref. No. :

Serviço
 Tipo FHL10 -HP -103 Número de PHE 1 Unid(s)
 Superfície 20.20 [m2/unid] Número de Placas 103 [pcs/unid]

(Performance por PHE)	Lado Quente	Lado Frio
Fluido	NaOCl 24%	Água
Caudal	32.40 [m3/h]	128.00 [m3/h]
Peso Específico	1.260 [-]	0.997 [-]
Calor Específico	3.602 [kJ/(kgC)]	4.181 [kJ/(kgC)]
Conductividade Térmica	0.655 [W/(mC)]	0.606 [W/(mC)]
Viscosidade	5.070 [mPas]	0.880 [mPas]
Temperat. de Entrada	31.70 [C]	25.00 [C]
Temperat. de Saída	27.30 [C]	26.21 [C]
Perda de Carga	0.005 [MPa]	0.047 [MPa]
Pressão de Trabalho	- [MPa G]	- [MPa G]
Pot. Calorífica	179.73 [kW]	
Circulação	ContraCorrente	

(Construção)		
Arranjo das Placas	(41H + 10M) x 1	(41H + 10M) x 1
Max. Pressão	0.60 [MPa G]	0.60 [MPa G]
Pressão de Ensaio	0.86 [MPa G]	0.86 [MPa G]
Max. Temperatura	60.00 [C]	50.00 [C]
Peso Vazio/Cheio	430 / 540 [kg]	
Dimensões Aprox.	C 1371 x L 455 x A	1102[mm] (C= 1200 P= 1301)
Entradas/Saídas	DIN DN 100 PN 10	DIN DN 100 PN 10

(Material)		
Placas	AISI 316L 0,5mm	
Juntas	EPDM-SI	EPDM-SI
Entradas/Saídas	AISI 316	AISI 316
Estrutura/Tirantes	Aço Carbono, Pintada / Aço Carbono Zincado	

(Notas)
 PED: FG:1,2; TAB:3,4; PED CATEGORIA I
 EXCESSO DE ÁREA: 2%

Figura C. 5 - Resultado da simulação da Arsopi Thermal, em que se arrefece a corrente de soda cáustica 24%, diluída através de soda cáustica a 50%, em circulação nos tanques da soda cáustica, com água de refrigeração como utilidade.

Na Figura C. 6 está representada a curva de operação da bomba de hipoclorito mal formado, presente na unidade Hipoclorito 6.



TECNIUM®
Casals Cardona Ind. S.A.

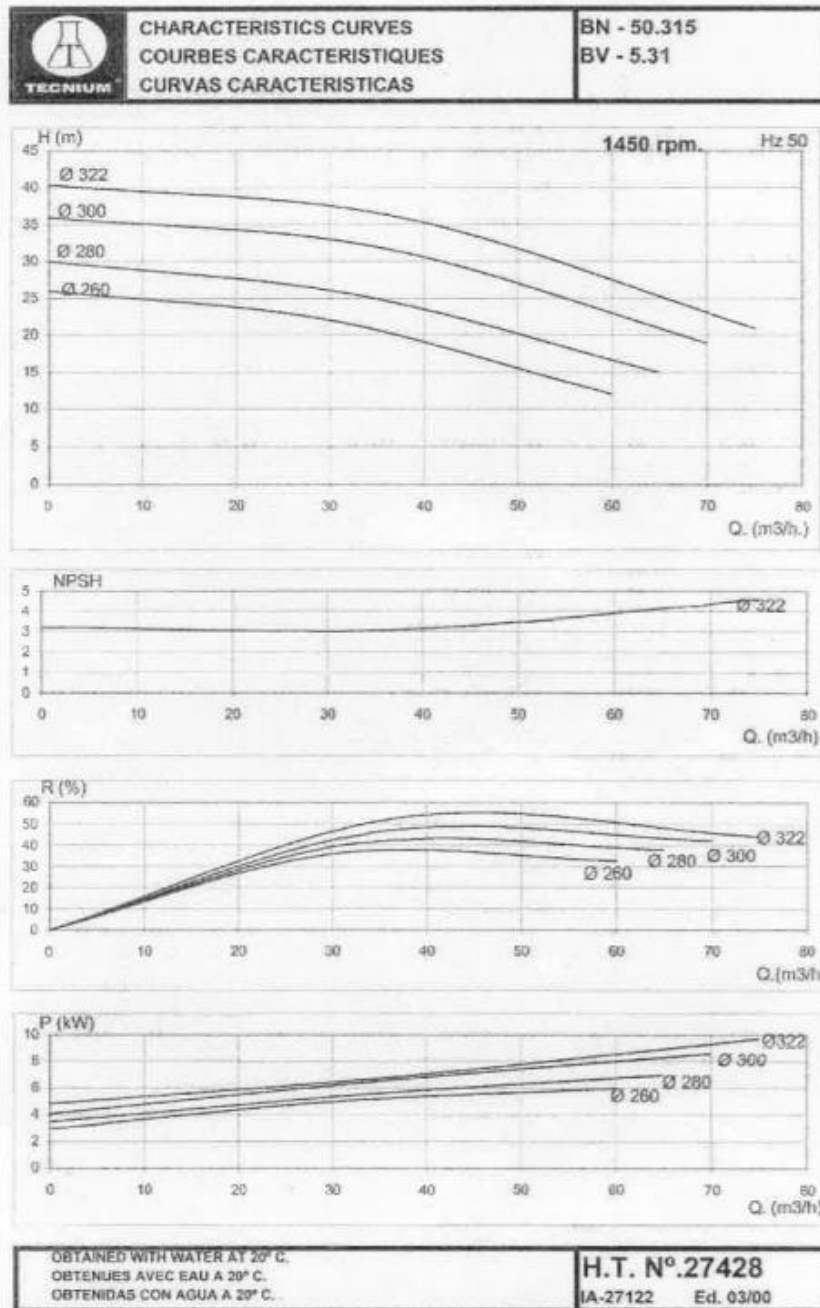


Figura C. 6 – Curva de operação da bomba presente na instalação Hipoclorito 6.

Anexo D

No Anexo D encontram-se os diagramas ampliados apresentados ao longo do Capítulo 6 – Otimização do Anel de Água Gelada da Bondalti CHEMICALS, Figura D. 1, Figura D. 2, Figura D. 5 e Figura D. 6.

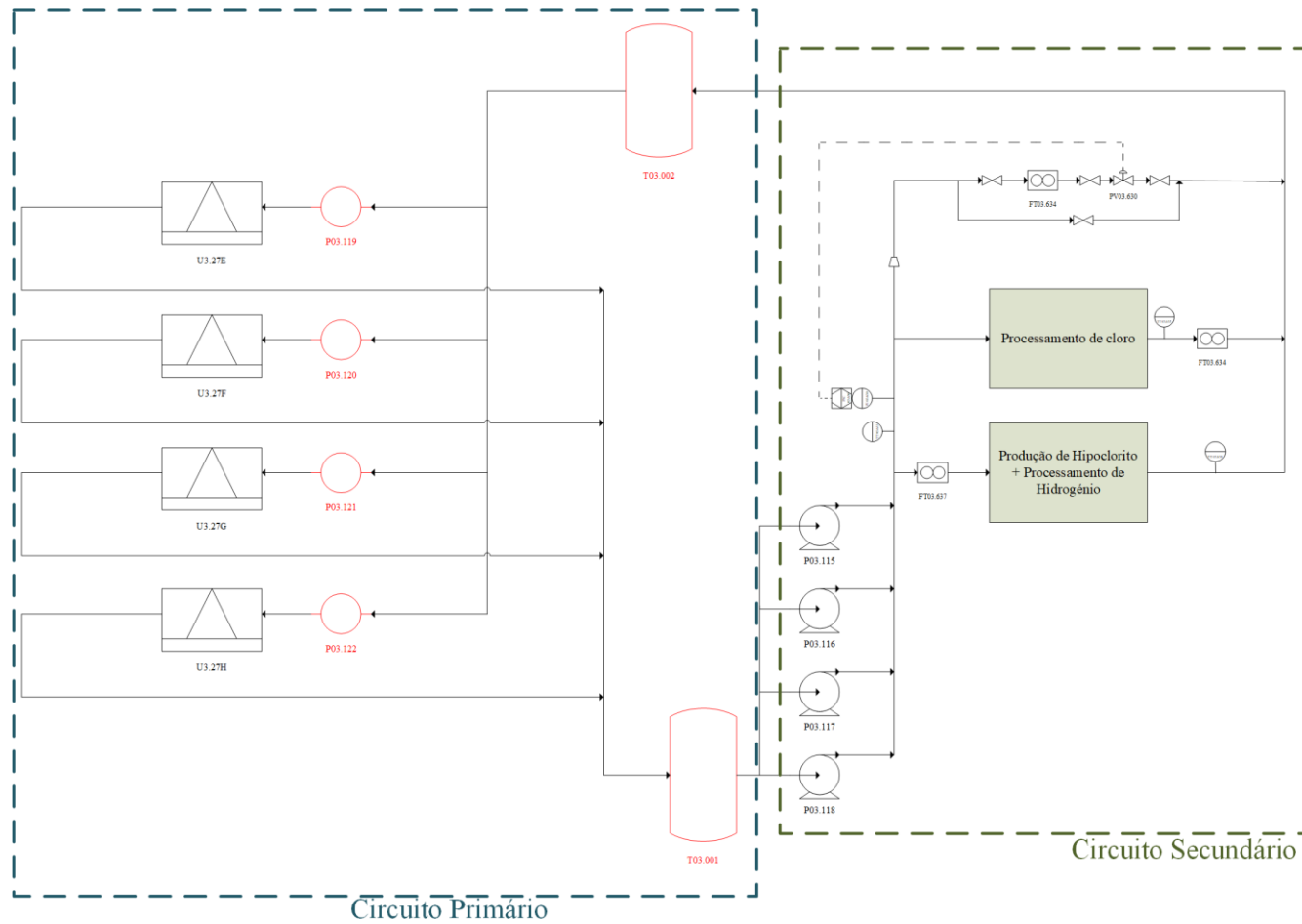


Figura D. 1 - Representação esquemática da rede de distribuição de água gelada apresentada pela Trane.

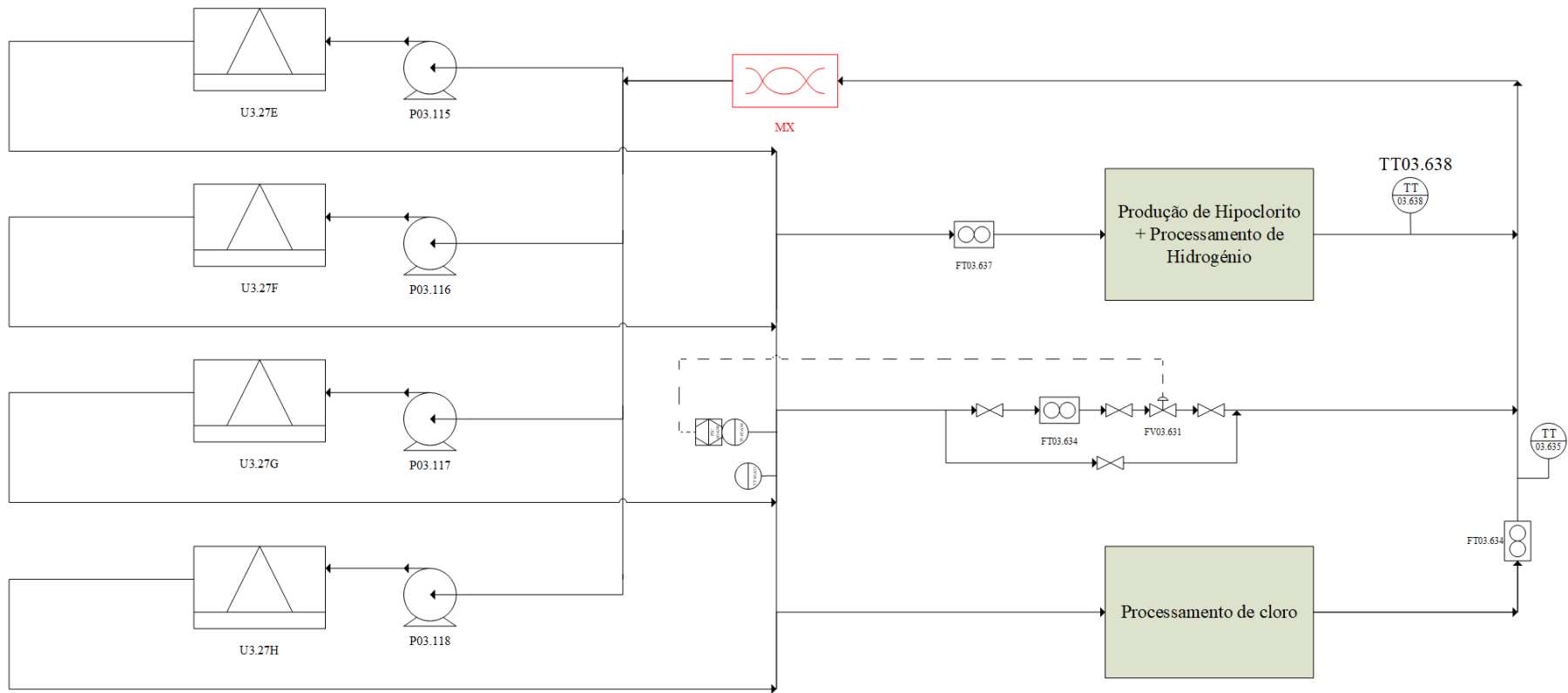


Figura D. 2 -Representação esquemática do diagrama proposto para o circuito em paralelo.

Os resultados das simulações da Arsopi Thermal para a redução da temperatura de entrada da água gelada no permutador de 7 para 5°C, estão apresentados na Figura D. 3 e Figura D. 4.

PERMUTADOR DE PLACAS (PHE) ARSOPI-THERMAL

Data:04-07-2018

Cliente :BONDALTI
Destino :ESTARREJA
Local :PEC - PRJECTO DE EXPANSÃO DE CAPACIDADE
Item No. :E10.26
V. Ref. No. :NOVO CENÁRIO II
N. Ref. No. :

Serviço
Tipo FHR30 -HP -95 Número de PHE 1 Unid(s)
Superfície 57.66 [m2/unid] Número de Placas 95 [pcs/unid]

(Performance por PHE)	Lado Quente	Lado Frio
Fluido	NaOCl 170 g/l	Água
Caudal	79.50 [m3/h]	320.00 [m3/h]
Peso Específico	1.262 [-]	1.000 [-]
Calor Específico	3.500 [kJ/(kgC)]	4.199 [kJ/(kgC)]
Conductividade Térmica	0.200 [W/(mC)]	0.576 [W/(mC)]
Viscosidade	2.640 [mPas]	1.380 [mPas]
Temperat. de Entrada	20.90 [C]	7.00 [C]
Temperat. de Saída	12.00 [C]	9.33 [C]
Perda de Carga	0.018 [MPa]	0.190 [MPa]
Pressão de Trabalho	- [MPa G]	- [MPa G]
Pot. Calorífica	868.12 [kW]	
Circulação	ContraCorrente	

(Construção)		
Arranjo das Placas	(44M + 3L) x 1	(44M + 3L) x 1
Max. Pressão	0.60 [MPa G]	0.60 [MPa G]
Pressão de Ensaio	0.85 [MPa G]	0.85 [MPa G]
Max. Temperatura	60.00 [C]	50.00 [C]
Peso Vazio/Cheio	1180 / 1374 [kg]	
Dimensões Aprox.	C 1309 x L 660 x A 1903[mm]	(C= 0 P= 0)
Entradas/Saídas	DIN DN 150 PN 10	DIN DN 150 PN 10

(Material)		
Placas	Ti 0,5mm	
Juntas	EPDM-SI	EPDM-SI
Entradas/Saídas	Ti	AISI 316
Estrutura/Tirantes	Aço Carbono, Pintada / Aço Carbono Zincado	

(Notas)
EXCESSO DE ÁREA: 0%
PED: FG:1,2; TAB:3; 4; PED CATEGORIA I

Figura D. 3 – Resultado da simulação da Arsopi Thermal para a utilização de água gelada a 7°C.

PERMUTADOR DE PLACAS (PHE) ARSOPI-THERMAL

Data:26-06-2018

Cliente :BONDALTI
 Destino :ESTARREJA
 Local :PEC - PROJECTO DE EXPANSÃO DE CAPACIDADE
 Item No. :NOVO CENÁRIO II
 V. Ref. No. :E10.26
 N. Ref. No. :

Serviço
 Tipo FHR30 -HP -95 Número de PHE 1 Unid(s)
 Superfície 57.66 [m2/unid] Número de Placas 95 [pcs/unid]

(Performance por PHE)	Lado Quente	Lado Frio
Fluído	NaOCl 170 g/l	Água
Caudal	79.50 [m3/h]	143.13 [m3/h]
Peso Específico	1.262 [-]	1.000 [-]
Calor Específico	3.500 [kJ/(kgC)]	4.199 [kJ/(kgC)]
Conductividade Térmica	0.200 [W/(mC)]	0.575 [W/(mC)]
Viscosidade	2.640 [mPas]	1.400 [mPas]
Temperat. de Entrada	20.90 [C]	5.00 [C]
Temperat. de Saída	12.00 [C]	10.20 [C]
Perda de Carga	0.018 [MPa]	0.041 [MPa]
Pressão de Trabalho	- [MPa G]	- [MPa G]
Pot. Calorífica	868.12 [kW]	
Circulação	ContraCorrente	

(Construção)		
Arranjo das Placas	(44M + 3L) x 1	(44M + 3L) x 1
Max. Pressão	0.60 [MPa G]	0.60 [MPa G]
Pressão de Ensaio	0.85 [MPa G]	0.85 [MPa G]
Max. Temperatura	60.00 [C]	50.00 [C]
Peso Vazio/Cheio	1180 / 1374 [kg]	
Dimensões Aprox.	C 1309 x L 660 x A 1903 [mm] (C= 0 P= 0)	
Entradas/Saídas	DIN DN 150 PN 10	DIN DN 150 PN 10

(Material)		
Placas	Ti 0,5mm	
Juntas	EPDM-SI	EPDM-SI
Entradas/Saídas	TI	AISI 316
Estrutura/Tirantes	Aço Carbono, Pintada / Aço Carbono Zincado	

(Notas)
 EXCESSO DE ÁREA: 2%
 PED: FG:1,2; TAB:3,4; PED CATEGORIA I

Figura D. 4 - Resultado da simulação da Arsopi Thermal para a utilização de água gelada a 5°C.

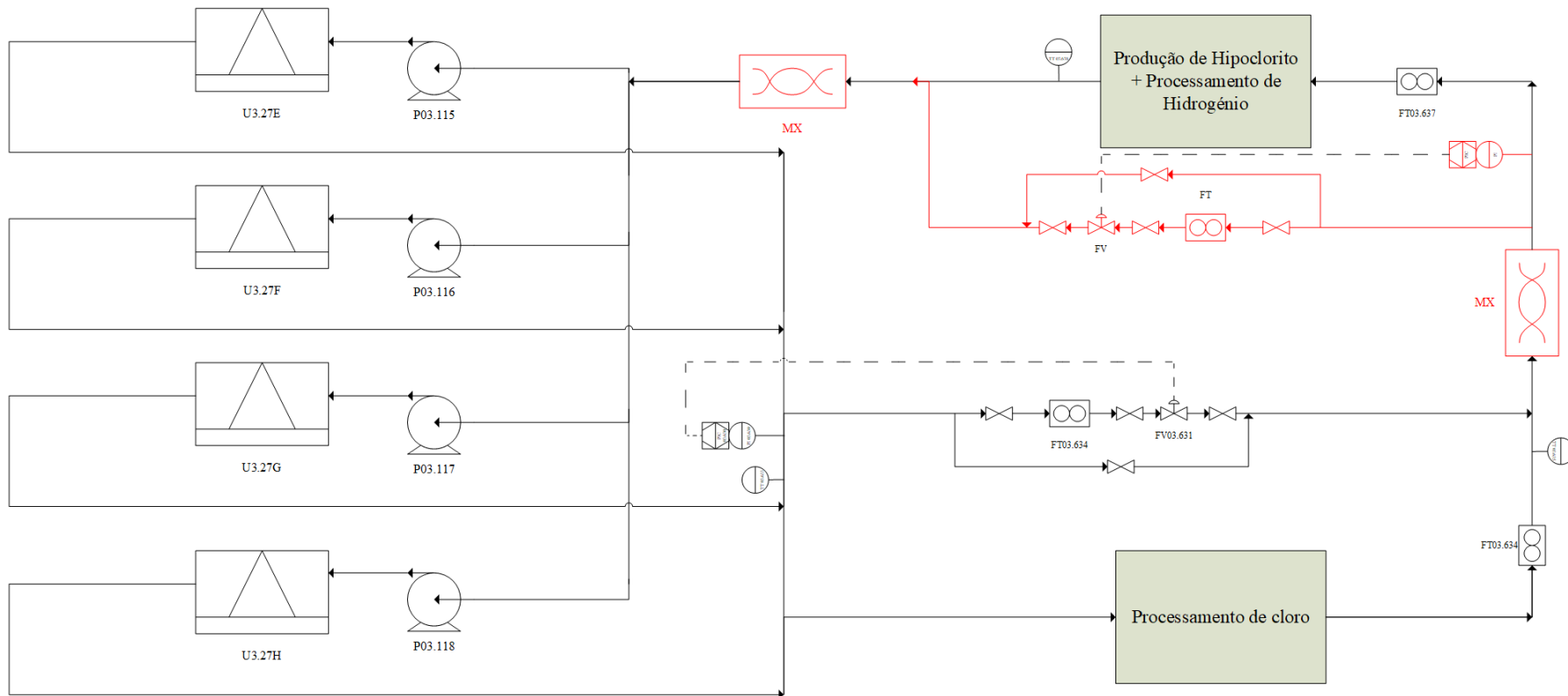


Figura D. 5 – Representação esquemática simplificada do diagrama proposto para o circuito em série.

Na Figura D. 6, encontra-se a simulação da Trane que permitiu estimar os benefícios da paragem de uma das máquinas frigoríficas.



Figura D. 6 – Resultado da simulação da Trane.