

Projecto de Indústrias Químicas

SOMARG 

Soc. Portuguesa de Margarinas



II Parte



Volume II

Trabalho realizado por:

Ana Cameirão	nº44489
Carlos Completo	nº43030
Filipe Janela	nº45835
José Carneiro	nº43069

Fevereiro de 2003

8. Controlo e Instrumentação

8.1 Considerações gerais

A implementação de um sistema de controlo tem como objectivo principal regular o funcionamento do processo, de forma a garantir estabilidade de operação, respeitando as especificações de qualidade do produto e da capacidade de produção, as condições operatórias, as composições e as normas ambientais e de segurança.

Dependendo da rapidez de resposta do processo, este pode ser controlado manual ou automaticamente. O controlo automático é mais rápido e autónomo, enquanto que o controlo manual necessita de monitorização contínua da variável controlada por um operador.

Os parâmetros que habitualmente são sujeitos a controlo são a temperatura, o caudal, a pressão, o nível de líquido ou de sólidos e a composição, embora em casos mais específicos possa ser necessário o controlo de outros parâmetros, [1].

Existem dois métodos de controlo do processo: os controlos de realimentação (*feedforward*) e previsional (*feedback*). Em ambos se pretende controlar variáveis (variáveis controladas) por modificação de outras (variáveis manipuladas). No controlo por *feedforward* são lidos e controlados parâmetros de entrada, enquanto que no controlo por *feedback* é lido um parâmetro de saída e manipulado um de entrada.

O controlo por *feedback* é o mais utilizado porque permite controlar o parâmetro de saída independentemente da causa do desvio o corrido, o que não é tão facilmente conseguido no controlo por *feedforward*, principalmente se existirem muitas fontes de desvio e/ou se estas forem desconhecidas.

A medição das variáveis deve ser feita de uma forma precisa e directa, e o seu sinal pode ser lido localmente ou na sala de controlo. Esta última situação é aconselhada quando a variável medida é muito importante para todo o processo, dependendo dela a qualidade do produto, a produtividade ou a segurança da fábrica.

A sala de controlo tem um papel importante, na medida em que é o local para onde é enviada a informação mais relevante.

Um sistema de controlo é normalmente constituído um conjunto de três partes: transdutor, controlador e actuador e ainda por linhas de interligação. Transdutor é um equipamento constituído por um sensor, que mede o valor da variável a controlar, e por um transmissor, que converte o sinal enviado pelo sensor para uma forma que possa ser entendida pelo controlador. O controlador recebe o valor correspondente à variável

controlada, compara-o com o valor desejado pré-definido (o *set-point*), e envia para o actuador um sinal correspondente à acção a efectuar.

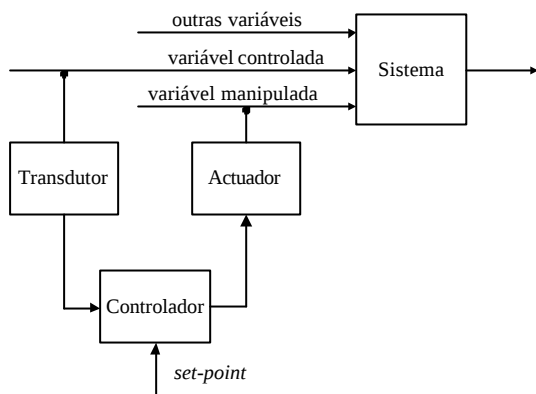


Figura 8.1 – Controlo por *feedforward*.

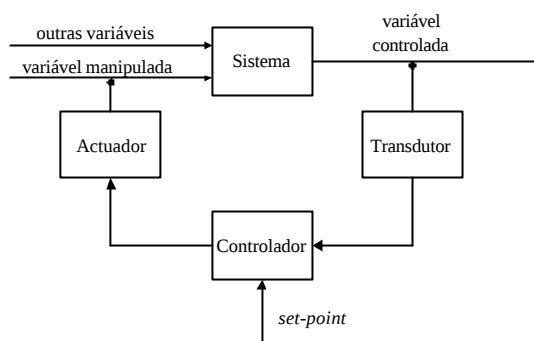


Figura 8.2 – Controlo por *feedback*.

8.2 Instrumentação [2, 3]

8.2.1 Transdutores

Para a medição da temperatura podem ser usados vários dispositivos: termómetros de resistência de metais, termístores, termopares, pirómetros de radiação e a expansão de fluídos em bolbos.

O caudal é medido em rotâmetros, tacómetros ou através da quebra de pressão em medidores de orifício ou *venturis*.

O sinal correspondente à pressão é tomado através da medição da altura da coluna de líquido ou da deflecção elástica de um diafragma que separa dois fluidos (pressão diferencial). Para instrumentação pneumática o tubo de *Bourdon* é o transdutor de uso corrente.

Os medidores de nível podem ser mecânicos, eléctricos, de ultra-sons ou de pressão. O medidor mais utilizado é a bóia flutuante embora também se possa calcular a altura de um líquido através da medição da pressão na sua base.

A composição química é um parâmetro difícil e dispendioso de conhecer, sendo preferível inferi-la a partir de parâmetros físicos como o pH, condutividade, temperatura ou índice de refração. É também possível conhece-la através de absorção

IV/UV e cromatografia. No entanto estes últimos métodos têm a desvantagem de normalmente não poderem ser efectuados *on-line*.

8.2.2 Controladores

O controlador decide qual será a forma de actuar quando se verifica que uma variável se afasta do valor desejável. Os controladores mais simples e baratos são descontínuos do tipo *on-off* e só actuam quando o desvio em relação ao *set-point* ultrapassa um certo limite. No entanto este tipo de controlador apenas é utilizado em situações que não sejam consideradas críticas para o processo.

Os controladores contínuos estão permanentemente a enviar informação para os actuadores e podem ter três modos de resposta: proporcional (P), integral (I) e derivativo (D).

No modo de resposta proporcional o controlador produz um sinal de saída proporcional ao desvio, pelo que quanto maior for este maior é a acção correctiva que é aplicada ao sistema. O modo integral produz uma resposta proporcional ao integral do erro no tempo, enquanto que o modo derivado a resposta é proporcional à derivada do erro, pelo que não deve ser usado no controlo de caudal que apresentam bastante ruído. Apenas o modo P pode ser utilizado sozinho e os outros modos estão sempre conjugados com este. A seguir apresentam-se as respostas típicas dos principais tipos de controladores.

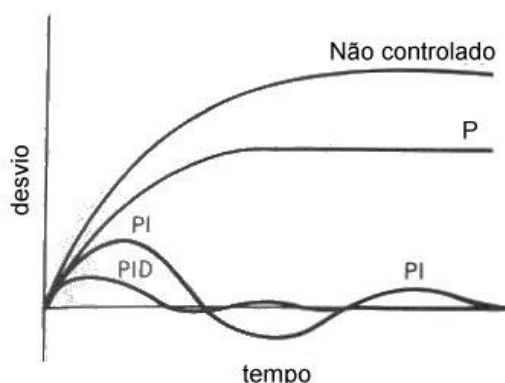


Figura 8.3 – Resposta típica de processos com controlo de *feedback* ,[2].

Pela figura pode parecer que com os três modos de controlo conjugados se obtém um controlo mais rigoroso, no entanto tal depende do processo em causa, pelo que a escolha de controladores e dos seus parâmetros de funcionamento deva ser cuidadosa e após o seu dimensionamento. O seu dimensionamento, denominado afinação, consiste na optimização dos parâmetros K_c , τ_I e τ_D . Esta afinação exige um compromisso entre uma menor sobre-elevação da resposta do sistema e um menor tempo de estabilização, isto é, uma mais rápida tendência para o estado estacionário.

Os parâmetros atrás referidos estão inseridos na expressão do *output* do controlador Eq.8.1, onde $\bar{p}$ é o *output* por defeito do controlador e $e(t)$ o desvio em relação ao *set-point* da variável controlada. [2]

$$p(t) = \bar{p} + K_c \cdot \left(e(t) + \frac{1}{\tau_I} \int_0^t e(t) dt + \tau_D \cdot \frac{d(e(t))}{dt} \right) \quad (8.1)$$

Na expressão (8.1) os termos dentro do parêntesis, multiplicados por K_c , correspondem respectivamente às respostas dos controladores P , I e D .

8.2.3 Actuadores

O sinal proveniente dos controladores é convertido nos actuadores de modo a que estes efectuem a acção desejada sobre a variável manipulada. Esta é normalmente um caudal pelo que os actuadores mais comuns sejam válvulas de controlo e de seccionamento e podem ser actuadas por sinais pneumáticos através de ar comprimido ou por sinais eléctricos.

As válvulas de seccionamento, também designadas de fecho ou corte, têm como objectivo interromper completamente o fluxo. As válvulas de controlo são usadas para regular o caudal.

Numa instalação industrial devem existir, antes e depois de cada peça de equipamento, válvulas de seccionamento para isolar a peça do restante processo, para que quando necessário (manutenção, alteração ou substituição da peça) se possa trabalhar em segurança. Este tipo de válvula, quando se encontra fechada, deve proporcionar uma boa vedação mas, quando se encontra aberta, deve oferecer uma

resistência mínima à passagem do fluido. As mais usadas são as de cunha, macho e esfera.

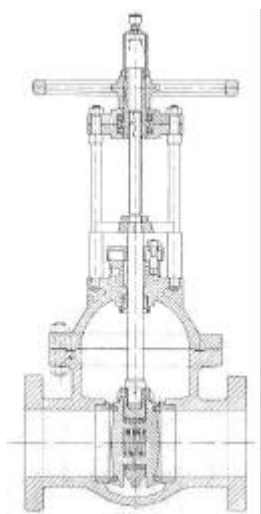


Figura 8.4 – Válvula de cunha,[1].

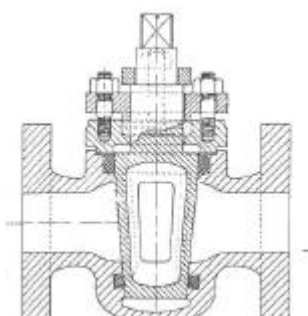


Figura 8.5 – Válvula de macho,[1].

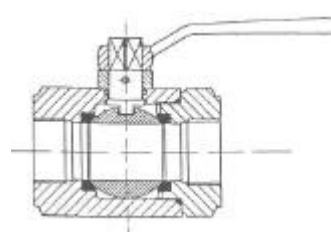


Figura 8.6 – Válvula de esfera,[1].

As válvulas de controlo devem permitir um controlo suave ao longo das posições possíveis desde completamente aberta até fechada. Os tipos mais comuns são as válvulas de sede, diafragma e borboleta.

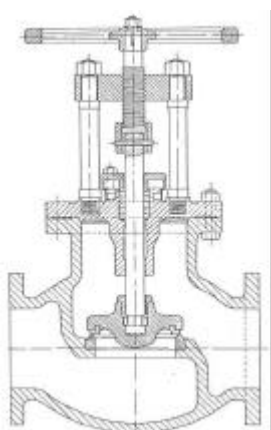


Figura 8.7 – Válvula de sede,[1].

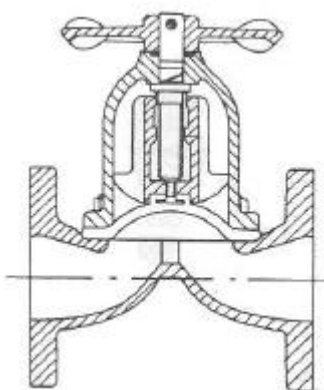


Figura 8.8 – Válvula de diafragma,[1].

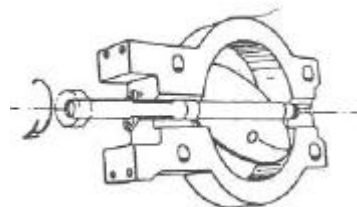


Figura 8.9 – Válvula de borboleta,[1].

Todas as válvulas de controlo possuem um *by-pass* que permite em caso de avaria ou manutenção, um controlo manual. Estes esquemas de controlo foram omitidos no diagrama de P&I para evitar a sua sobrecarga.

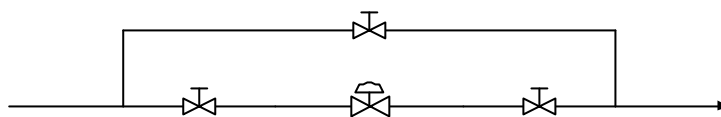


Figura 8.10 – *By-pass* a uma válvula de controlo.

8.2.4 Linhas de interligação

As linhas de interligação ou de transmissão fazem a transferência do sinal medido pelo sensor para o controlador, e do controlador para o actuador. Quando a potência do sinal gerado nos sensores é baixa para ser transmitida por longas distâncias recorre-se a um amplificador. A evolução tecnológica é responsável pela mudança gradual das linhas pneumáticas por linhas de transmissão eléctrica.

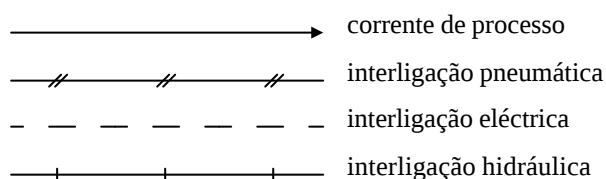


Figura 8.11 – linhas de interligação entre a instrumentação de controlo.

8.3 Nomenclatura em diagramas P&I

A simbologia mais frequente em diagramas de P&I de indústrias químicas, alimentares e de refinação é a recomendada pela ISA - *Instrument Society of America*.

Nesta norma cada instrumento de controlo é indicado por um círculo (excepto as válvulas). A explicitação da função e localização do instrumento é definida por um código de letras e por linhas que traçam o círculo. Também as linhas entre cada instrumento informam-nos do tipo de interligação.

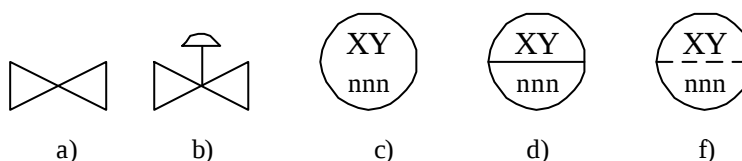


Figura 8.12 – Instrumentação de controlo: **a)** válvula de seccionamento, **b)** válvula de controlo,

c) instrumento montado localmente, d) instrumento montado no painel de controlo, f) instrumento montado por detrás do painel de controlo. XY é o código de letras do instrumento e nnn a sua referência, [3].

O código de letras é constituída pelo menos por duas letras, sendo que a primeira corresponde à propriedade a ser medida e as seguintes caracterizam o instrumento.

Tabela 8.1 – resumo dos parâmetros geométrico do reactor de interesterificação, [3].

Letra X	Propriedade	Letras Y	Função
A	análise	A	alarme
C	condutividade	C	controlo
D	densidade	G	visor
E	tensão	I	indicador
F	caudal	L	luz
L	nível	O	orifício
M	humidade	R	registador
P	pressão	S	interruptor
T	temperatura	T	transmissor
U	multivariável	U	multifunção
V	viscosidade	V	válvula
Z	posição	Y	relé (transformação)

8.4 Sistemas de controlo dos equipamentos

Os principais equipamentos terão que ter associados sistemas de controlo que permitam respostas eficazes a possíveis perturbações no sistema. As principais variáveis a controlar e as cadeias de controlo a instalar serão agora identificadas, por análise dos principais equipamentos.

Toda a instrumentação directamente acoplada aos equipamentos principais tem que ser tida em conta aquando da elaboração das folhas de especificação desses equipamentos, uma vez que cada instrumento acoplado a um equipamento, precisa de embocadura ou junção específica.

8.4.1 Reactor de Hidrogenação

As principais variáveis a serem controladas no reactor de hidrogenação são as temperaturas de entrada e saída dos reagentes (óleo e hidrogénio), a pressão e o grau de saturação do óleo.

As temperaturas de entrada, quer do óleo quer do hidrogénio que se pretende que sejam 180°C são controladas em permutadores de calor anteriores ao reactor. Como a reacção de hidrogenação é exotérmica e se pretende uma situação de isothermicidade torna-se necessário retirar calor na camisa de arrefecimento. A quantidade de calor retirada depende do óleo a processar e a temperatura à saída do reactor é controlada através do caudal de água de arrefecimento.

A pressão que se pretende de 3 bar é manipulada através de uma válvula na corrente de saída do excesso de hidrogénio, enquanto que a monitorização do grau de saturação (I.V.) é efectuada na corrente de saída do óleo hidrogenado por um sensor de fibra óptica, [4], através da correlação deste com o índice de refração que a propriedade medida. A monitorização do grau de saturação é indicado pelo sistema IS-IIR em que a primeira letra do código de cada instrumento, a letra I, corresponde à propriedade relativa ao índice de iodo I.V.

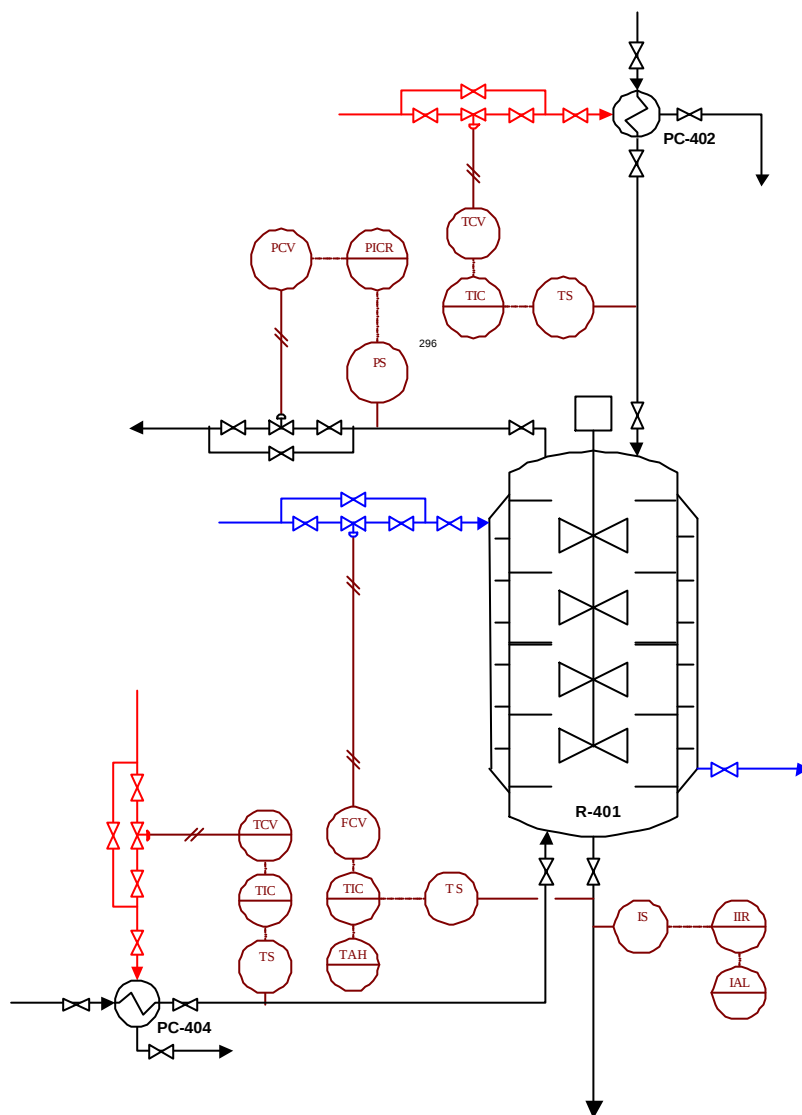


Figura 8.13 – Sistema de controlo no reactor de hidrogenação.

É também incluído um alarme de temperatura elevada que deverá accionar-se quando a temperatura no interior do reactor é superior a 220°C, dado que para temperaturas superiores a esta a formação de isómeros *trans* é significativa e indesejável. De facto, a generalidade das indústrias similares adoptou como objectivo a obtenção de produtos com um teor de isómeros *trans* inferior a 5%, [5].

Não é realizado controlo sobre o nível de líquido porque todo o espaço interno do reactor está ocupado por óleo ou por bolhas de hidrogénio.

8.4.2 Reactor de Interesterificação

As variáveis controladas no reactor de interesterificação são análogas às do reactor de hidrogenação. Para manter o reactor a 90°C é analisada a temperatura da corrente de saída sendo a temperatura controlada através da passagem, na serpentina, de água de refrigeração ou vapor saturado.

A pressão, que se deve manter a cerca de 50 mbar, é controlada através do caudal de vapor que passa no ejector e a evolução do valor de I.V. é seguida através de sensores semelhantes aos utilizados na hidrogenação.

O nível de líquido no interior do reactor é controlado pela válvula situada após a bomba da corrente de saída, existindo alarmes de nível elevado e baixo.

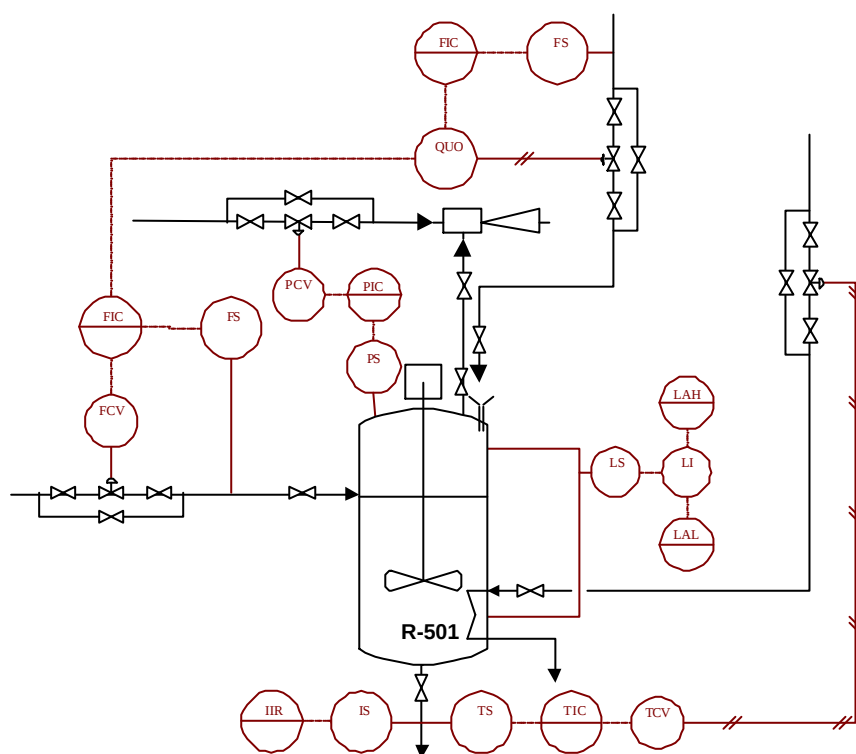


Figura 8.14 – Sistema de controlo no reactor de interesterificação.

O monitorização do grau de conversão da reacção não era, até há pouco anos, obtida *on-line*, mas sim através de análises periódicas ao efluente reaccional. Tal procedimento conduzia a baixa eficácia no controlo e maior consumo de catalisador. Na última década foi desenvolvido um sistema de monitorização que permite a monitorização do grau de conversão em tempo real que, tal como na hidrogenação, é realizada com recurso um

sensor de fibra óptica que transmite o sinal a um espectrofotómetro, e este transforma-o num valor nominal de conversão, [6].

Há ainda um sistema de controlo que permite que o caudal de catalisador a admitir ao reactor seja proporcional, conforme descrito no balanço de massa, ao caudal de óleo que entra no reactor, e que está representado na cadeia de controlo que contem o instrumento QUO.

8.4.3 Permutadores de Calor

A cadeia de controlo deste tipo de equipamento tem como objectivo o controlo da temperatura da corrente a aquecer/arrefecer à saída do permutador.

Quando nos permutadores apenas uma das correntes é uma corrente de processo o controlo é realizado medindo o desvio da temperatura objectivo e manipulando o caudal do fluido de aquecimento/arrefecimento através de uma válvula de controlo até que seja transferido o calor necessário para se atingir a temperatura pretendida.

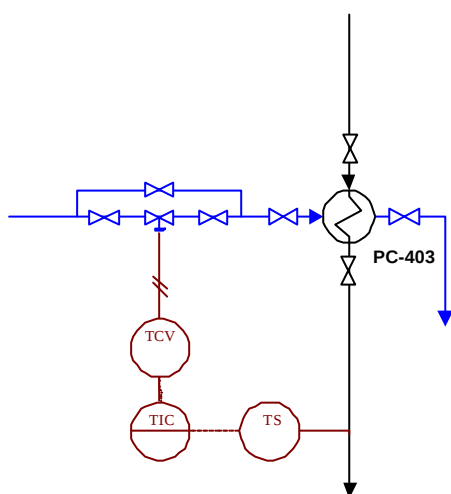


Figura 8.15 – Controlo num permutador com arrefecimento com água de refrigeração.

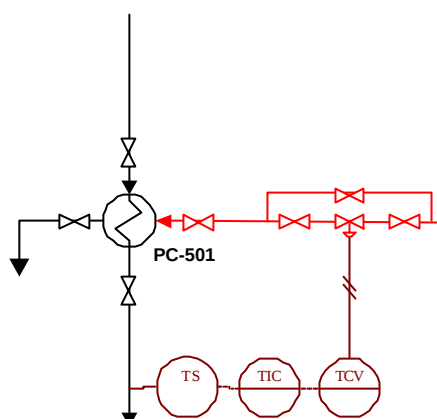


Figura 8.16 – Controlo num permutador com aquecimento por condensação de vapor.

Quando a troca de transferência de calor no permutador é realizada entre duas correntes do processo os caudais globais das correntes não podem ser alterados pelo que se torna necessário o uso de um *by-pass* numa das correntes. O *by-pass* permite controlar o caudal de uma das correntes que circula no permutador, e assim a temperatura da corrente global que é monitorizada.

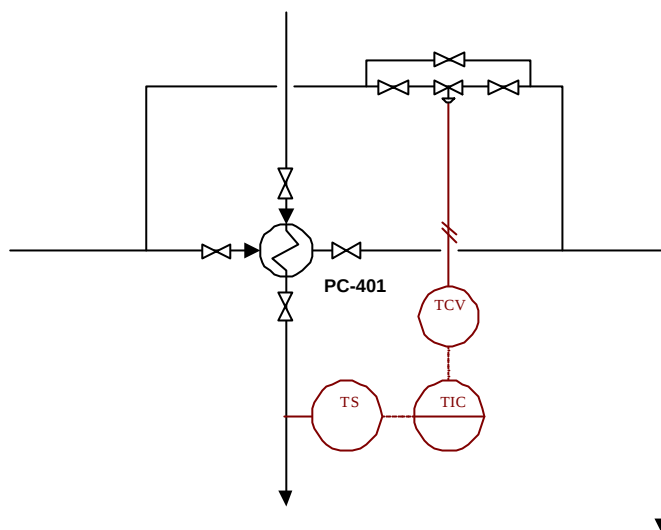


Figura 8.17 – Controlo num permutador em que se cruzam duas correntes do processo.

8.4.4 Condensador

O condensador na prática é um permutador de calor pelo que o controlo da temperatura é efectuado da mesma forma.

8.4.5 Coluna de Desodorização

O sistema de controlo da coluna de desodorização é um dos mais complexos dado que existem várias variáveis a controlar simultaneamente: temperatura do óleo em cada prato, a pressão de funcionamento, o nível de líquido em cada prato, o tempo de desodorização e a abertura das válvulas entre pratos.

As temperaturas do óleo têm um controlo típico de permutadores, em que a variável manipulada é o caudal do fluido de aquecimento ou refrigeração.

A pressão no interior da coluna é controlada manipulando o caudal de vapor de arraste nos ejectores.

Quanto ao nível de líquido em princípio apenas deveria ser necessário controlá-lo no primeiro prato, mas pode ser controlado, e com alarmes de nível alto, em todos os pratos. É o controlo do nível de líquido no primeiro prato que comanda o fecho da válvula de admissão à coluna, ou seja, quando o primeiro prato está cheio não é

admitido mais óleo. Por outro lado, a transição de óleo entre pratos é controlada por válvulas que se encontram na base dos pratos e que só são abertas quando ocorrem simultaneamente duas condições: o prato seguinte está vazio e passou o tempo de desodorização pré-definido para cada prato. Admitimos que o tempo de desodorização é de 13 minutos e que as válvulas encontram-se abertas 2 minutos. Após esses dois minutos o prato deve ter-se esvaziado e a abertura da válvula do prato de cima permite a queda de óleo que com o seu peso fecha a válvula do prato de baixo.

O sistema de controlo é apresentado na folha de P&I da zona 300.

8.4.6 Separador gás-líquido

Nos separadores gás-líquido apenas é controlado a altura de líquido que não pode ultrapassar os limites mínimo e máximo. Quando altura máxima permitida é atingida é accionada uma válvula que ao abrir purga, até ser atingida a altura mínima, o excesso de líquido.

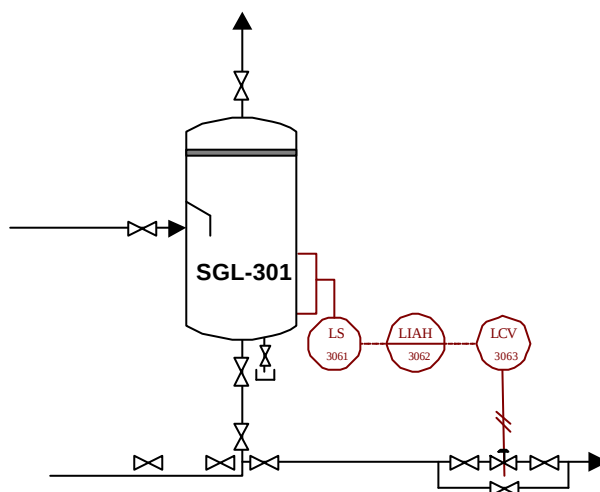


Figura 8.19 – Controlo da altura de líquido do separador.

8.4.7 Filtro

Como se trata de filtros de prensa ou placas torna-se necessário instalar medidores de pressão à entrada e saída do filtro para assim seguirmos a perda de pressão no filtro de modo a detectarmos quando o filtro atinge o limite de funcionamento ou possíveis entupimentos dos filtros ou problemas similares.

Como com o aumento da espessura do bolo de filtração a perda de carga vai aumentando, para manter o caudal constante é necessário aumentar a pressão na alimentação, pelo que a válvula de controlo vai abrindo ao longo do tempo.

A filtragem em filtros de placas implica que existam pelo menos dois filtros em paralelo, por isso o sistema de controlo deve permitir a transferência da corrente de alimentação entre filtros quando ocorre a paragem do que estava em funcionamento, ou pelo menos, deverá existir um alarme que indique que a diferença de pressão é superior a um valor pré-estabelecido, de modo a que o operador tenha tempo a abrir a válvula de admissão ao segundo filtro antes que o primeiro atinja o ponto crítico.

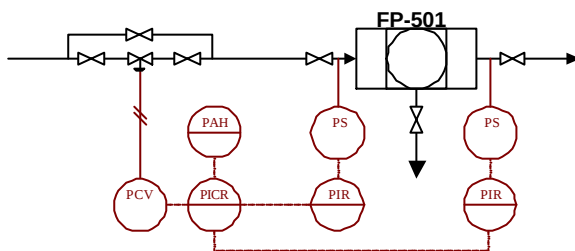


Figura 8.20 – Controlo no sistema de filtração em filtros de prensa.

8.4.8 Decantador

Nos decantadores além de se controlar o nível de líquido de modo a que este não seja demasiado elevado ou reduzido, deve-se também controlar o nível da interface entre as fases orgânica e aquosa para que a decantação seja eficaz. Assim, se o nível da interface estiver demasiado elevado a válvula de controlo na corrente de saída da fase aquosa abre e o caudal nesta corrente aumenta originando o abaixamento do nível da interface. Se pelo contrário, o nível desta for menor que o pré-definido a válvula fecha.

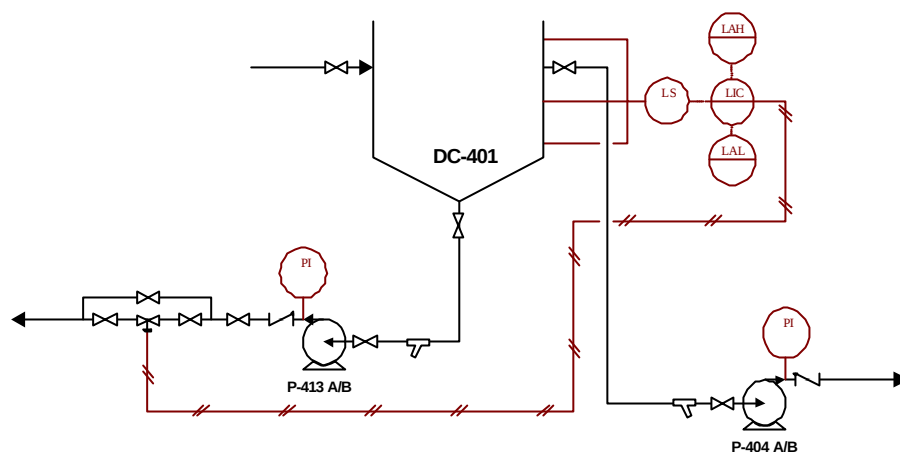


Figura 8.21 –
Controlo do
nível da
interface e
alarme de nível
alto e baixo
num
decantador.

8.4.9 Misturadores

Nos misturadores as variáveis a controlar são o nível de líquido, a temperatura e a pressão.

O nível de líquido é controlado apenas com indicadores de nível alto ou baixo de modo a que o operador seja informado de que existe algum problema, ou que é necessário preparar algum produto para adicionar ao misturador. Não há controlo do nível de líquido por manipulação das válvulas na corrente seguinte porque o caudal dessas correntes deve ser controlado por controladores de caudal.

A temperatura é controlada por manipulação dos caudais de fluido de arrefecimento ou aquecimento.

Nos misturadores em que é necessária a existência de vácuo, a pressão é regulada através do caudal de vapor de arraste nos ejectores.

Todos os misturadores têm indicadores de pressão e de temperatura.

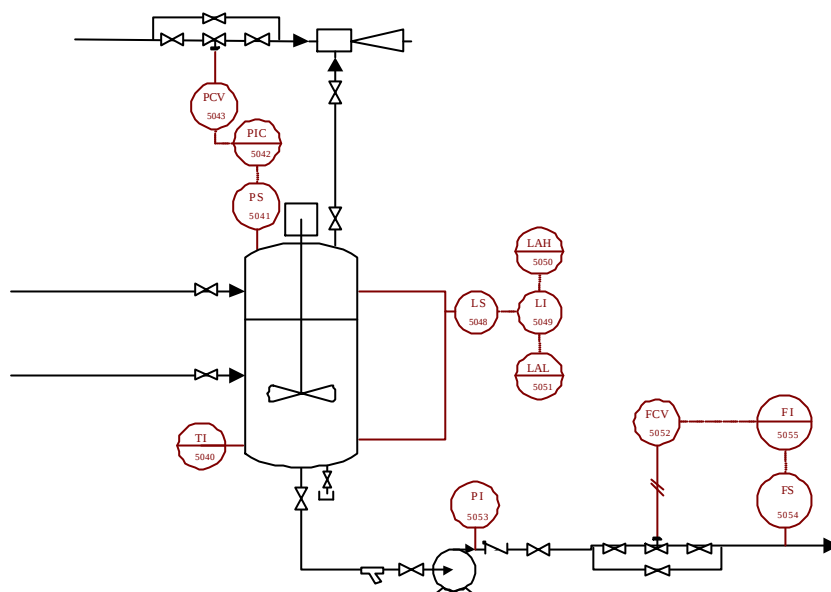


Figura 8.22 –
Sistema de
controlo nos
misturadores.

8.4.10 Tanques de Armazenagem

Tanques de armazenagem de matérias-primas

Nos tanques de armazenagem de matérias-primas existirá um sensor de nível que alerta no caso do tanque estar cheio (LIAH) ou vazio (LIAL). Como o carregamento dos tanques a partir de navios, vagões ou camiões cisterna envolve a presença de um operador, o alarme de nível alto deverá ser local.

No entanto, no caso dos tanques temos a possibilidade de transferir a operação que estamos a executar para outro tanque. Assim no caso de termos um tanque cheio, o sensor de nível detecta essa ocorrência, dando-se o alarme, o que faz com que a válvula mude o tanque que está a ser carregado pela acção do controlador.

No caso de termos um tanque na iminência de ficar vazio, podemos mudar o tanque que alimenta o processo automaticamente, ou seja o alarme de nível baixo manda um sinal para o controlador que acciona a válvula automaticamente. Estas operações dão-se com o conhecimento do operador que terá que ligar as bombas necessárias.

Para evitar a obstrução das tubagens, pela solidificação das gorduras, os tanques de armazenagem são aquecidos por condensação de vapor saturado em serpentinas, pelo que haverá controlo da temperatura através da manipulação do caudal de vapor a admitir à serpentina.

Tanques de armazenagem de produtos intermediários

O controlo nos tanques de armazenagem de produtos intermediários é semelhante ao controlo de tanques de armazenagem de matérias-primas, mas dado que o processo é contínuo, toda a sequência de controlo pode ser realizada a partir da sala de controlo.

Os tanques cujos óleos ficam armazenados durante um período de tempo superior a uma semana estão sobre atmosfera inerte de azoto, pelo que é controlada a pressão no interior do tanque.

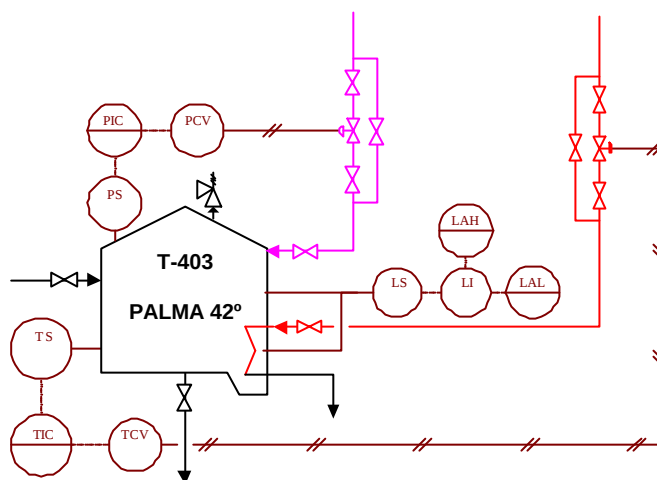


Figura 8.23 – Controlo de nível em tanques de armazenamento de produtos intermédios.

8.4.11 Bombas

O objectivo no controlo de bombas é o de assegurar que o seu ponto operativo (pressão, caudal) é o necessário em cada instante. Existem três locais possíveis para a colocação de válvulas de controlo:

Bombas centrífugas: [7]

1. *Descarga* - A válvula de controlo assegura qualquer ponto operativo desde que este esteja abaixo da curva característica da bomba;
2. *Sucção* - Existe a possibilidade de ocorrer cavitação. Seria necessário garantir que a tubagem de sucção tenha pressão suficiente para o líquido esteja sempre acima da pressão de vapor;

3. *Loop* - Consiste em enviar parte do caudal de descarga de volta à zona de sucção. Este tipo de controlo requer maior potência por parte da bomba, que o controlo na descarga.

Bombas de deslocamento positivo: [8]

1. *Descarga* - O estrangulamento da corrente de descarga provoca um aumento de pressão, fazendo com que ocorram fugas internas até 100%;
2. *Sucção* - O efeito é idêntico ao nas bomba centrífugas;
3. *Loop* - é o sistema mais eficiente para o controlo de bombas de deslocamento positivo. Uma vez que o caudal é sensivelmente constante, a potência requerida é proporcional à pressão pretendida.

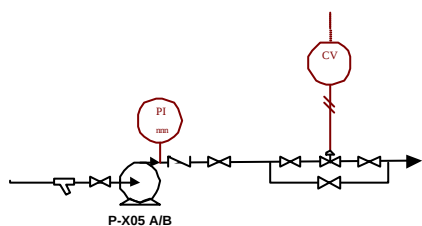


Figura 8.24 – Válvula de controlo na descarga.

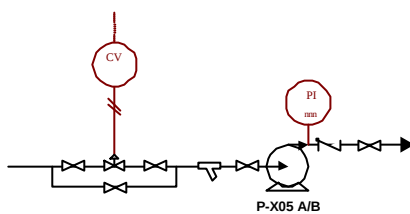


Figura 8.25 – Válvula de controlo na sucção.

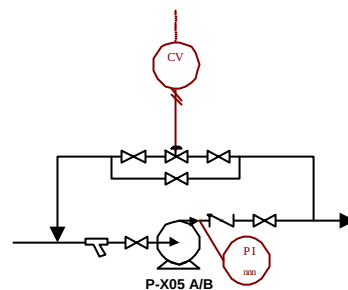


Figura 8.26 – Válvula de controlo no loop.

Assim, deve-se optar por realizar o controlo na descarga, para as bombas centrífugas e no *loop*, para as bombas de deslocamento positivo.

Na instalação de bombas deve existir a boa prática de manter uma bomba de reserva, para o caso de avaria da bomba em funcionamento. O arranjo das duas bombas é feito em paralelo. Assim, as duas bombas designam-se respectivamente por A e B e têm processualmente o arranjo representado na figura 8.23. No entanto, para manter a simplicidade dos diagramas opta-se por representá-las através do par de bombas A/B da figura 8.24.

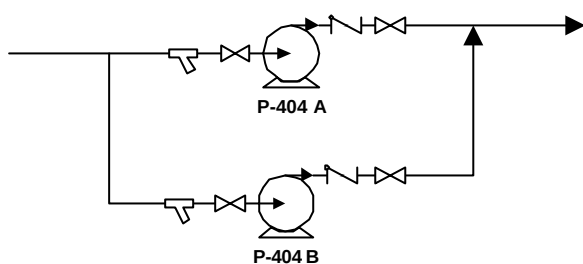


Figura 8.27 – Arranjo genérico real de um par de bombas.

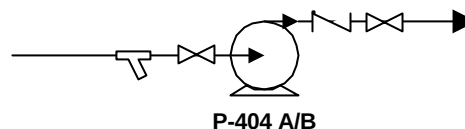


Figura 8.28 – Representação do par de bombas em diagramas.

Tendo como função transferirem pressão para o fluido que estão a bombear, todas as bombas devem possuir também um indicador local de pressão e quando justificado, um indicador no painel de controlo.

Além disso é instalado na tubagem antecedente da bomba um filtro em Y para a retenção de partículas sólidas que poderiam causar mau funcionamento da bomba ou a sua avaria.

O controlo das bombas deverá permitir que estas funcionem em alternado, diminuindo o seu esforço pelo que podem durar mais tempo. Em caso de avaria de uma delas, o sensor que mede a pressão deverá transmitir ao controlador essa informação, de modo a que este actue imediatamente na activação da bomba de reserva.

8.4.12 Válvulas anti-retorno

Serão localizadas em locais estratégicos válvulas anti-retorno, de modo a evitar-se que o fluido processual prossiga na tubagem em sentido contrário ao desejado.

8.5 Tubagem

As tubagens a instalar são de dois tipos: com ou sem isolamento. O isolamento é necessário quando se pretende que não haja perdas de calor significativas ou como medida de segurança preventiva. Assim, serão instalados isolamentos nas tubagens onde circulam líquidos ou gases a elevadas temperaturas, (ou seja, à entrada e saída do reator de hidrogenação e da coluna de desodorização), e onde haja a possibilidade de os óleos solidificarem, como é o caso das tubagens entre os tanques de armazenamento

a zona onde serão processados, dado que como são ao ar livre há perigo de em condições meteorológicas adversas a temperatura ambiente seja baixa.

O diâmetro económico das tubagens, $d_{\text{ótimo}}$, foi estimado através da expressão (8.2) para tubagem em aço carbono e da expressão (8.3) para aço inox em que G é o caudal de fluido a circular na tubagem em kg/s e ρ a sua massa específica em kg/m³.

$$d_{\text{ótimo}} = 282 \cdot G^{0.52} \cdot \rho^{-0.37} \quad (8.2)$$

$$d_{\text{ótimo}} = 226 \cdot G^{0.50} \cdot \rho^{-0.35} \quad (8.3)$$

O diâmetro efectivo de cada tubagem foi escolhido agrupando em tamanhos *standard* os diâmetros económicos calculados, o que permite reduzir o *stock* de tubagens de reserva.

8.6 Diagrama de Tubagem e Instrumentação (P&I)

No diagrama de tubagem e instrumentação são apresentadas todas as cadeias de controle, os equipamento auxiliares mais importantes (como filtros de protecção de bombas, válvulas, bengalas, drenos) e as dimensões e material da tubagem.

O diagrama de tubagem e instrumentação (P&I) deveria ser apresentado numa única folha, no entanto, como é bastante extenso apresentamos uma folha para cada uma das zonas de processo de forma a garantir uma visualização adequada do sistema de controlo.

Apenas são apresentados os diagramas referentes às zona 100, 300, 400, 500 e 600.

Bibliografia

- [1] Coulson, J.M., Richardson, J.F.; *Tecnologia química, volume VI*; Fundação Calouste Gulbenkian; 1989;
- [2] Seborg, D.E, Edgar, T.F, Mellichamp, D.A.; *Process dynamics and control*; John Wiley & Sons; 1989;
- [3] Lemos, F.; *Folhas de apoio da disciplina de Controlo e Instrumentação de Processos*; IST; 2002;
- [4] Hairston, D.; *The skinny on oils & fats*; Chem. Eng., October, 1997, p. 34-39;
- [5] *Crystallization Technology*; Gerstenberg & Agger A/S;
<http://www.gerstenbergs.com/> em 2003-01-10
- [6] Liu, L., Lampert, D.; *Monitoring chemical interesterification*; JAOCS, 76, 783-787; 1997
- [7] Driedger, W.C.; *Controlling centrifugal pumps*; Hydrocarbon Processing, July, 1995, p. 43-49;
- [8] Driedger, W.C.; *Controlling positive displacement pumps*; Hydrocarbon Processing, May, 1996, p. 47-54;

9. Selecção do Material de Construção

A escolha do material de construção adequado para a construção das diferentes peças de equipamento da unidade industrial é essencial pois dela depende a durabilidade e segurança da instalação e obviamente também a sua rentabilidade económica.

No entanto, no caso de uma indústria química, é muito importante a resistência do material à corrosão. O material escolhido tem ainda de possuir resistência mecânica e ser fácil de trabalhar. Devem ser considerados também outros factores tais como o comportamento do material sob pressão, a contaminação do produto e a segurança do processo.

A análise global do processo permite concluir que não existem temperaturas muito elevadas sendo bastante aceitável a escolha do material apenas tendo em conta o factor corrosão.

Na literatura não existem informações relativas à corrosão dos materiais usualmente utilizados na construção na indústria química por todos os compostos usados no processo, no entanto foi possível reunir dados suficientes para tirar algumas conclusões fundamentais.

A tabela 9.1-1 resume a resistência dos materiais mais comuns à corrosão por algumas substâncias do processo. Como não foram encontrados dados na literatura para os óleos estudou-se a corrosão para dois dos maiores constituintes dos óleos, o ácido oleico e o ácido láctico.

Tabela 9.1-1 – Resistência à corrosão de vários materiais de construção [1,4]

	Aço	Aço Inox		Alumínio
		18-8	18-8, Mo	
Soda Cáustica	A	A	A	X
Ác. Cítrico	X	C	A	A
Óleos Vegetais	A	A	A	A

Legenda: A-aceitável, podendo ser usado com sucesso

C- cuidado, a resistência varia muito dependendo das condições, só deve ser usado quando é permitida alguma corrosão

X – inadequado

A análise da tabela anterior permite concluir que deve-se ter em atenção apenas o ácido cítrico no caso da escolha do Aço Inox 18-8 para construção dos equipamentos. O alumínio não é uma boa hipótese porque é corroído pela soda cáustica e pelo ácido oleico, assim como o aço é corroído pelo ácido cítrico e pelo láctico.

A análise dos riscos potenciais de corrosão de forma quantitativa apresenta-se na tabela 9.1-2 onde estão valores correspondentes às velocidades de corrosão de alguns aços por ácido cítrico para as condições de temperatura e concentração existentes na literatura.

Tabela 9.1-2 – Corrosão de vários aços na presença de ácido cítrico[2]

	Aço Inox		
	12% Cr	18-8	Tipo 316
Temperatura (°C)	100	100	100
Concentração (%)	0-25	25-50	25-50
Corrosão (mm/ano)	<0.5	<0.5	<0.5

Assim como se pode observar a grande diferença parece estar associada à presença de crómio, não sendo necessário usar aços inox muito caros.

A análise quantitativa da corrosão pelos ácidos gordos em aço inox está resumida na tabela 2.1-3.

Tabela 9.1-3 – Corrosão de vários aços na presença de ácidos gordos livres [2]

	Aço Inox			
	12% Cr	18-8	304	Tipo 316
Temperatura (°C)	150	150	300	150
Concentração (%)	0-100	0-100	0-100	0-100
Corrosão (mm/ano)	>1.3	<0.5	>1.3	<0.5

A análise anterior permite concluir que, para efeitos de resistência à corrosão, os aços inox 304 ou 410 e suas variantes são adequados para a construção dos equipamentos do processo. Em salvaguarda do material e do seu desgaste para 10 anos de vida útil admite-se uma margem de desgaste de 5mm.

No caso de recipientes sob pressão a soldadura dos aços é importante [3]. Assim dar-se-à preferência a aços com baixo teor de carbono de modo a minimizar a formação de carbonetos. O aço AISI 304, por exemplo, tem uma resistência à corrosão idêntica à do aço AISI 302 mas com soldabilidade superior.

Bibliografia

- [1] Peters, M.S., Timmerhaus, K. D., *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4ª ed., McGraw-Hill, New York (1991)
- [2] Perry, R. H. et al, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 5ªed, McGraw-Hill, New York (1984)
- [3] Kirk-Othmer, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 2ªed., Vol. 16, John Wiley & Sons, New York (1968)
- [4] Coulson, J. M.; Richardson, J. F.; *Tecnologia Química – Uma Introdução ao Projecto em Tecnologia Química*; Volume VI; (1ª edição); Fundação Calouste Gulbenkian; Lisboa; 1989

10. Reactores

10.1 Considerações gerais

O reactor é o equipamento central de um processo químico, visto que é nele que ocorrem as transformações químicas, ou seja, é onde as matérias primas se transformam em produtos. Isto num processo típico, porque numa instalação de produção de margarinas a cristalização também é um processo fulcral.

Existem vários tipos de reactores de hidrogenação e interesterificação, alguns patenteados e, que podem ser utilizados comercialmente.

Reactores descontínuos são preferidos quando as quantidades de óleo pretendido são reduzidas ou quando são vários os tipos de óleo a processar ou produzir, o que implica frequentes lavagens do equipamento.

Dado que no nosso caso apenas se processam três tipos de óleo na hidrogenação e dois tipos de óleo na interesterificação, optámos por seleccionar processos contínuos em cada uma das etapas reaccionais. A opção por reactores contínuos têm a vantagem de a carga ser menor, o que é relevante quando há o manuseamento de substâncias perigosas como o hidrogénio.

10.2 Reactor de hidrogenação

Estão descritos, na literatura, alguns tipos de reactores contínuos, no entanto a sua descrição não é tão exaustiva quanto a dos descontínuos, [1,2].

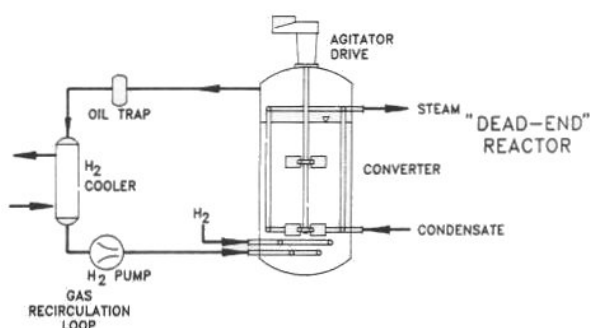


Figura 10.1 – reactor descontínuo *dead-end*.

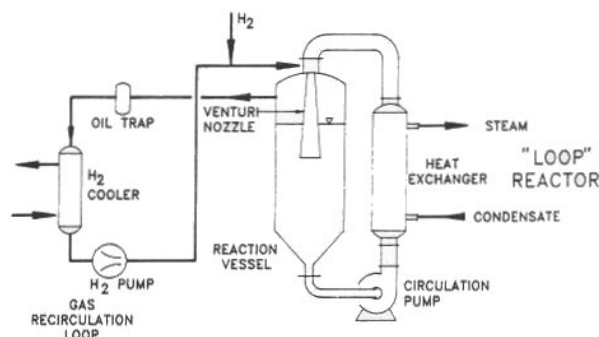


Figura 10.2 – reactor descontínuo *loop*.

Assim, em [3] descreve-se um reactor de pratos, que é fisicamente semelhante a uma coluna de destilação de pratos. Também semelhante a uma coluna de pratos é o reactor descrito em [4] embora aqui a injeção do gás (hidrogénio) se faça invertida.

Em [5] descreve-se a explicitam-se algumas equações para o dimensionamento de um reactor tubular.

A descrição de um reactor tubular horizontal com agitação encontra-se em [6].

No entanto, optámos por um reactor agitado dividido em secções, que se encontra descrito em [7], [8] e [9]. Seleccionamos este tipo de reactor porque é aquele que é referido num maior número de fontes bibliográficas [10,11,12] sendo por isso o mais credível.

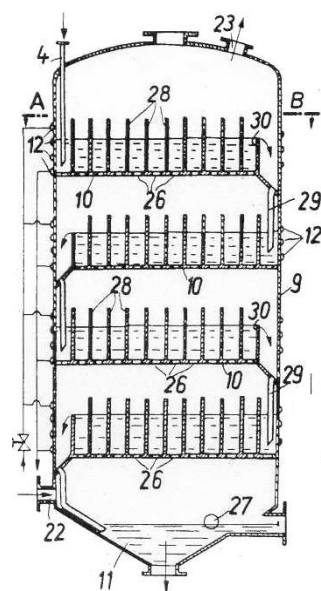


Figura 10.3 – reactor contínuo tipo coluna de pratos, [3].

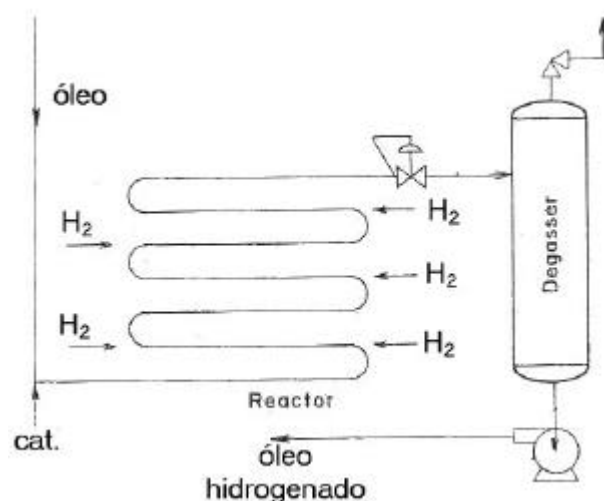


Figura 10.4 – reactor contínuo tubular, [5].

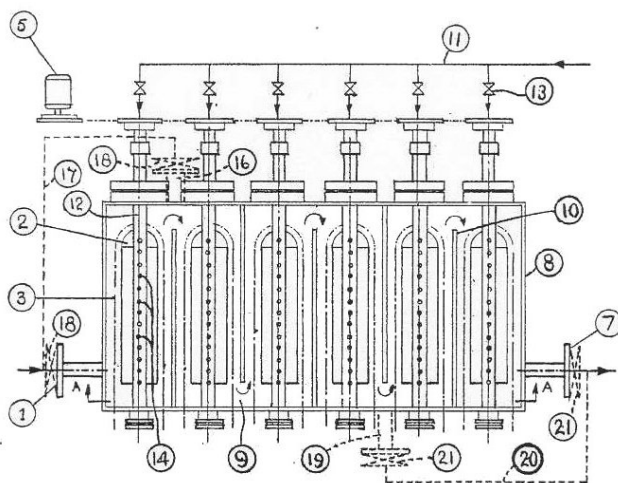


Figura 10.5 – reactor contínuo tubular horizontal com agitação, [6].

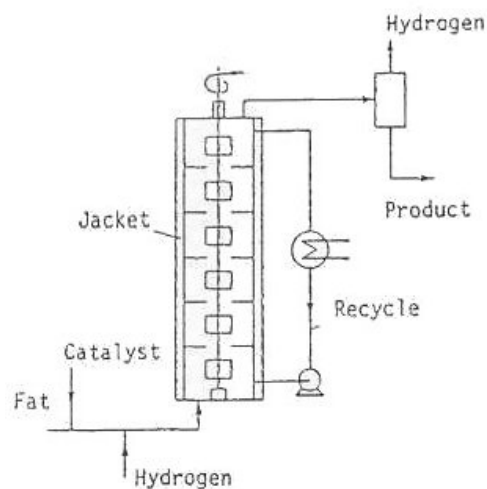


Figura 10.6 – reactor contínuo seccionado com agitação, [12].

10.2.1 Dimensionamento do reactor de hidrogenação

Apresentam-se a seguir figuras do reactor adoptado e em [9] é explicado o seu funcionamento.

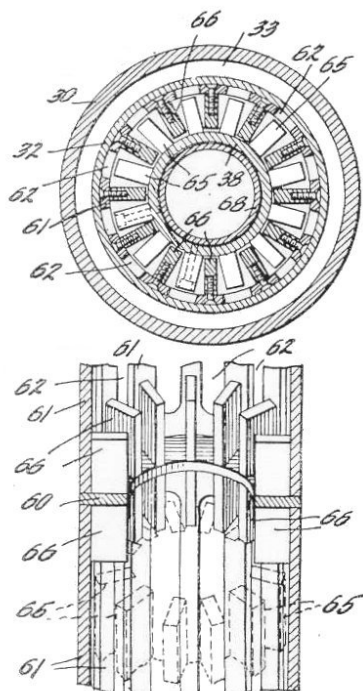


Figura 10.7 – corte longitudinal (em cima) e transversal em perspectiva (em baixo) do reactor, [9].

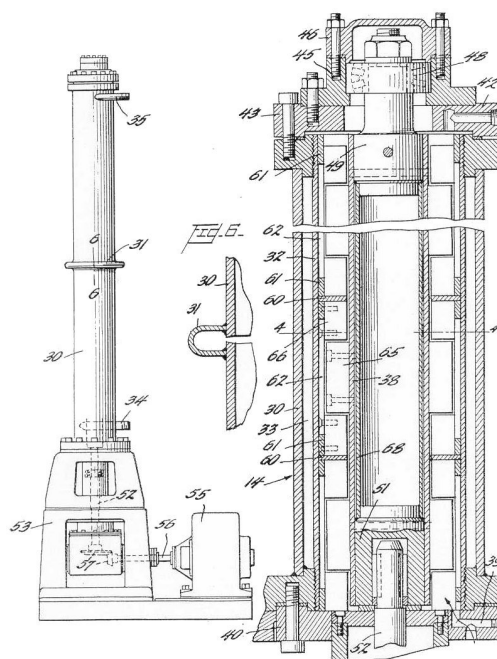


Figura 10.8 – visão lateral (à esquerda) e corte transversal (à direita) do reactor, [9].

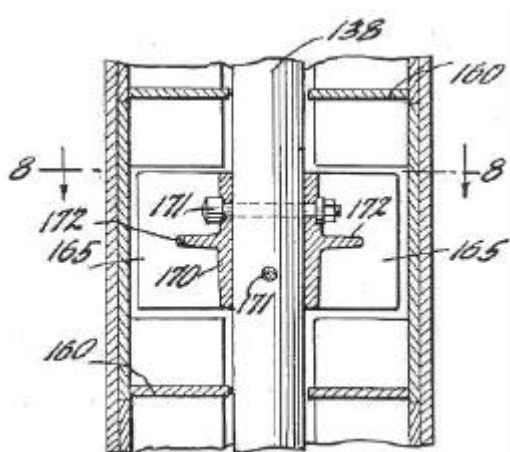


Figura 10.9 – corte longitudinal do reactor com disco de suporte das pás de agitação, [9].

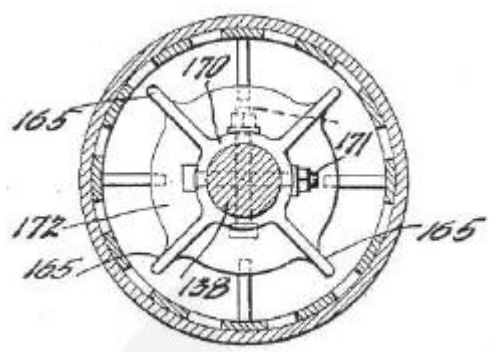


Figura 10.10 – corte transversal do reactor com disco de suporte das pás de agitação, [9].

O desenho do reactor poder-nos-ia levar a assumi-lo como uma bateria de reactores CSTR, no entanto, devido à falta de dados sobre a cinética química da reacção não podemos utilizar as equações de dimensionamento desse tipo de reactores. Por este facto consideramo-lo como um único CSTR, fazendo depois algumas considerações acerca dele

O volume de óleo no interior do reactor é dado pela Eq.10.1 [13, 14].

$$V_{\text{óleo}} = \theta \cdot Q \quad (10.1)$$

O caudal, Q , é o da corrente 75 do balanço de massa, enquanto que q é o tempo de residência médio da mistura reaccional no reactor.

A pior das hipóteses, na patente do reactor, [8], é a de se obter uma taxa de redução do índice de iodo de apenas de 5.1 por minuto, o que para a hidrogenação total do óleo de palma corresponderia a $q \gg 10.4 \text{ min.}$, dado que no processo hidrogenamos este óleo de $IV = 56.1$ a $IV = 3$. Admitindo que a hidrogenação a índices de iodo mais baixos se torna progressivamente mais difícil arbitramos então um tempo de residência médio de 15 minutos.

A densidade do óleo a 220°C é cerca de 793 kg/m^3 pelo que um caudal de 1768.2 kg/h à saída do reactor corresponde a 2227.0 L/h pelo que o volume de óleo no interior do reactor é $V_{\text{óleo}} = 556.8 \text{ L}$. Este corresponde apenas a 78% da mistura reaccional [8], sendo os restantes 22% (157.0 L) correspondentes ao hidrogénio. Então o volume da mistura reaccional é dado pela Eq.10.2.

$$V_{\text{mistura}} = V_{\text{óleo}} + V_{\text{H}_2} = 713.8 \text{ L} \quad (10.2)$$

Aplicando um sobredimensionamento de 30% o volume interno do reactor disponível para a mistura reaccional é o da expressão seguinte.

$$V_{\text{reactor}} = V_{\text{mistura}} \cdot \frac{(100 + \% \text{sobredim.})}{100} = 927.9 \text{ L} \quad (10.3)$$

Com base nas figuras 10.7 a 10.10, esquematizámos o reactor nos seguintes esquemas das Figs.10.11 e 10.12.

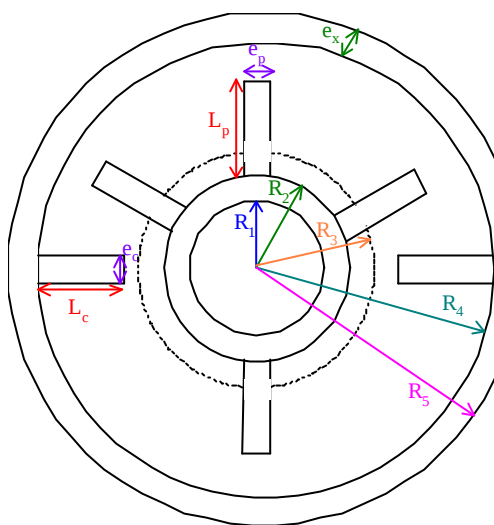


Figura 10.11 – esquema do corte longitudinal do reactor.

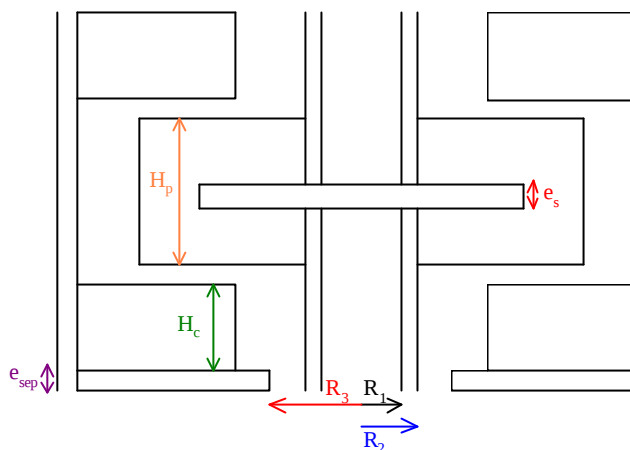


Figura 10.12 – esquema do corte transversal do reactor.

Legenda:

- R_1 é o raio interno do rotor;
- R_2 é o raio externo do rotor;
- R_3 é a distância do centro à placa separadora entre secções;
- R_4 é o raio interno do reactor
- R_5 é o raio externo do reactor, ou seja, $R_5 = R_4 + e_x$;
- e_p é a espessura de cada pá de agitação;
- e_c é a espessura de cada chicana;
- e_x é a espessura da parede externa do reactor;
- e_s é a espessura da placa de união das pás;
- e_{sep} é a espessura da placa separadora entre secções;
- H_p é a altura de cada pá;
- H_c de cada chicana;
- H_s é a altura do conjunto das secções;
- H é a altura do reactor.

O volume do reactor calculado atrás terá de ser igual ao da seguinte expressão:

$$V_{\text{reactor}} = \pi H R_4^2 - V_{\text{eixo central}} - V_{\text{pás}} - V_{\text{suporte de pás}} - V_{\text{chicanas}} - V_{\text{separação secções}} \quad (10.4)$$

onde:

$$V_{\text{eixo central}} = \pi H R_2^2 \quad (10.5)$$

$$V_{\text{pás}} = N_s \cdot N_p \cdot V_{\text{pá}} \quad (10.6)$$

$$V_{\text{pá}} = L_p \cdot e_p \cdot H_p = 0,85 \cdot (R_4 - R_2) \cdot e_p \cdot H_p \quad (10.7)$$

$$V_{\text{suportes de pás}} = N_s \cdot V_{\text{suporte}} \quad (10.8)$$

$$V_{\text{suporte}} = \pi \cdot e_s \cdot (R_4 - 0,6 \cdot 0,85(R_4 - R_2))^2 - \pi \cdot R_2^2 \cdot e_s - N_p \cdot e_p \cdot e_s \cdot 0,6 \cdot 0,85(R_4 - R_2) \quad (10.9)$$

$$V_{\text{chicanas}} = 2 \cdot N_s \cdot N_c \cdot L_c \cdot e_c \cdot H_c = 2 \cdot N_s \cdot N_c \cdot 0,85 \cdot (R_4 - R_2) \cdot e_c \cdot H_c \quad (10.10)$$

$$V_{\text{separação secções}} = (N_s + 1) \cdot V_{\text{placa}} \quad (10.11)$$

$$V_{\text{placa}} = \pi \cdot R_4^2 \cdot e_{\text{sep}} - \pi \cdot R_3^2 \cdot e_{\text{sep}} \quad (10.12)$$

Na dedução das expressões anterior tivemos em conta que, tal como é referido em [9] o espaço ocupado por cada pá, chicana, placas de separação, e suporte de pá é respectivamente 85, 85, 90 e 60% do espaço disponível: $(R_4 - R_2)$.

Além disso por observação da figura 10.9 conclui-se que em cada secção tem duas zonas de chicanas, ocupando cada uma cerca de 31% da altura. Outros 31% são ocupados pela pá, sendo o restante espaço livre. Além disso a relação entre a altura do reactor e o seu raio é cerca de 20.

Mills, [9], e Schmidt, [11], referem que devem existir, pelo menos, 10 zonas distintas no reactor, sendo preferível 15.

Na patente descritiva do reactor, [9], refere-se a possibilidade de dois tipos de pás: apenas fixas aos eixo central, ou com uma placa unindo pás adjacentes. Foi este último caso o seleccionado, dado que permite um menor número de pás e chicanas por secção.

Assim seleccionámos os seguintes parâmetros:

- N_s , número de secções, = 15;
- N_p , número de pás por secção, = 6;
- N_c , número de chicanas por zona de secção, = 6;
- Relação $H_s/R_4 = 20$;
- $H = H_s + 1$ m;
- $R_1 = 5$ cm;
- $e_p = e_c = e_s = e_{sep} = e_x = 1$ cm.

Resolvendo as equações no solver do Excel tendo como objectivo que $V_{reactor}$ iguale 927.9 L obtemos que:

- $R_3 = 8.0$ cm;
- $R_4 = 25.7$ cm;
- $R_5 = 26.7$ cm;
- $H_p = 10.3$ cm;
- $H_c = 10.3$ cm;
- $L_p = 16.8$ cm;
- $L_c = 16.8$ cm;
- $H_s = 5.14$ m;
- $H = 6.14$ m.

10.2.2 Espessura da parede externa

A espessura da parede externa, e_x , foi determinada com base nas expressões descritas em [15], em que se calculam as espessuras de paredes de recipientes sobre pressão.

O reactor não é um simples tanque sobre pressão, pelo que adiante se farão algumas considerações suplementares.

A espessura de invólucros cilíndricos é determinada pela Eq.10.13 em que e é a espessura mínima necessária para um invólucro com diâmetro interno D_i sob pressão interna P_i , D_i corresponde a R_4 atrás definido e f depende do material e da temperatura de projecto. Para aço inox 316 a 250°C f é igual a 115 N/mm².

$$e = \frac{P_i \cdot D_i}{2f - P_i} \quad (10.13)$$

Admitindo $P_i = 10$ bar obtém-se $e = 4.25$ mm.

Note-se que embora as condições operatórias no reactor de hidrogenação sejam $t = 180^\circ\text{C}$ e $P = 3$ bar o dimensionamento é efectuado para condições de pico. De facto, a hidrogenação pode ser realizada em condições mais severas se verificar que o produto obtido não tem as especificações desejadas.

O valor da espessura mínima de parede está próxima dos valores típicos apresentados em [15], em que para recipientes de diâmetro inferior a 1 m deve ser no mínimo de 5 mm. No entanto, além das forças de pressão, a parede está também sujeita a forças de impacto do líquido provocadas pela forte agitação, pelo que a espessura real deva ser superior à calculada para que a parede consiga suportar todas as forças aplicadas. Dado que o projecto de pormenor do reactor será realizado por projectistas mecânicos, deixamos a estes a responsabilidade do cálculo real da espessura. Para efeitos de cálculo preliminar admitimos $e = e_x = 1$ cm.

10.2.3 Funcionamento

Conforme se refere na patente do reactor, [9], quando o objectivo é a produção de um óleo parcialmente hidrogenado o óleo e o hidrogénio circulam em co-corrente entrando pela parte inferior do reactor. Por outro lado, quando o produto final deve ser hidrogenado totalmente o óleo e o hidrogénio circulam em contra-corrente entrando aquele na parte superior do reactor.

10.2.4 Camisa de arrefecimento

Com o objectivo de manter o reactor em condições isotérmicas, e dado que a reacção de hidrogenação é exotérmica, torna-se necessário retirar calor do seio da mistura reaccional.

A remoção de energia pode ser realizada através de camisas ou serpentinas de arrefecimento. As camisas permitem a troca de energia entre a parede externa do reactor e um fluido de arrefecimento, enquanto que as serpentinas são colocadas no interior do reactor em contacto directo com a mistura reaccional.

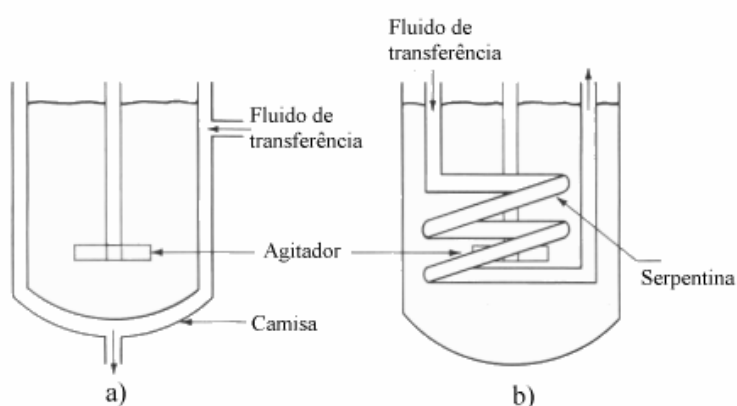


Figura 10.14 – esquema genérico de uma camisa, **a)**, e de uma serpentina, **b)**.

A geometria do reactor não permite a instalação de serpentinas e como o volume do reactor é relativamente pequeno é aconselhável utilizar uma camisa com chicanas em espiral, [16].

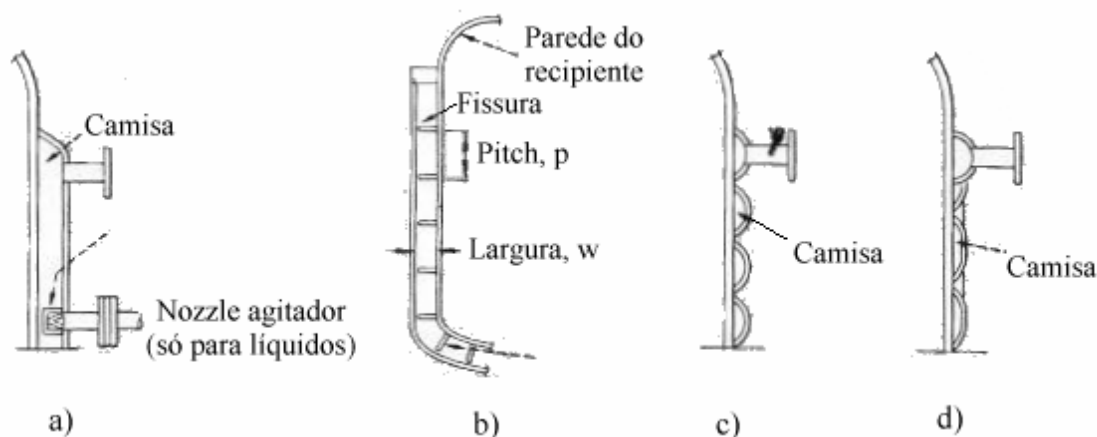


Figura 10.15 – tipos de camisas, [17]: **a)** convencional, **b)** chicanas em espiral, **c)** *half-pipe*, **d)** *dimple*.

A área necessária para a transferência de calor é determinada através da expressão da Eq.10.14 [18, 19]:

$$Q_{\text{trocado}} = U \cdot A \cdot \Delta T_{\text{ln}} \quad (10.14)$$

em que Q_{trocado} é o calor trocado entre a mistura reaccional e o fluído de arrefecimento, e que foi determinado pelo balanço entálpico, U é o coeficiente global de transferência de calor, A é a área de transferência e ΔT_{ln} é a média logarítmica da diferença de temperaturas definida por:

$$\Delta T_{\text{ln}} = \frac{(t_2 - T_2) - (t_1 - T_1)}{\ln \frac{(t_2 - T_2)}{(t_1 - T_1)}} \quad (10.15)$$

em que t e T correspondem, respectivamente, à temperatura no seio da mistura reaccional e no seio do fluído de arrefecimento, enquanto que os índices 1 e 2 correspondem às temperaturas no ponto respectivo à entrada e saída de cada um dos meios, [20].

Pretende-se manter a temperatura no interior do reactor igual a 180°C e é utilizada água de arrefecimento, que entra a 27°C e sai a 32°C.

Então, para calcular a área de transferência é necessário conhecer o valor de U , sendo este determinado pela expressão da Eq.10.16 em que os termos do segundo membro correspondem a resistências à transferência calor: $1/h_i$ e $1/h_j$ são as resistências entre a parede externa do reactor e, respectivamente, a mistura reaccional e o fluído de arrefecimento, $ff_i = 1/hd_i$ e $ff_j = 1/hd_j$ são as resistências devido a sujidade nas paredes no lado do reactor e no lado da camisa, enquanto que x/k é a resistência à condução térmica na parede do reactor.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + ff_i + \frac{x}{k} + \frac{1}{h_{ci}} + ff_{ci} \quad (10.16)$$

Fisicamente h_i e h_j são os coeficiente locais de transferência de calor do lado do reactor e no lado da camisa, x é a espessura da parede externa do reactor e k a condutividade térmica do material desta.

Os coeficientes de transferência de calor são estimados através de expressões empíricas:

$$\frac{h_i \cdot D_T}{k} = 0.85 \cdot (N_{Re})^{0.66} \cdot (N_{Pr})^{0.33} \cdot \left(\frac{Z}{D_T}\right)^{0.56} \cdot \left(\frac{D}{D_T}\right)^{0.13} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \quad (10.17)$$

(válida para $N_{Re} > 400$)

$$\frac{h_j \cdot D_e}{k} = 0.027 \cdot (N_{Re})^{0.8} \cdot (N_{Pr})^{0.33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} \cdot \left[1 + 3.5 \cdot \left(\frac{D_e}{D_c}\right)\right] \quad (10.18)$$

(válida para $N_{Re} > 10000$)

em que:

N_{Re} é o número adimensional de Reynolds definido por $N_{Re} = \frac{D_a^2 N}{\mu}$, no interior de recipientes (cálculo de h_i), e por $N_{Re} = \frac{D_e v}{\mu}$, em tubagens (cálculo de h_j).

N_{Pr} é o número adimensional de Prandtl definido por $N_{Pr} = \frac{c_p \mu}{k}$.

D_a é o diâmetro do agitador, D_e é o diâmetro equivalente da secção da camisa, N é o número de rotações por unidade de tempo do agitador, v é a velocidade do fluído na camisa, r , m , m_w , c_p e k são respectivamente a densidade, a viscosidade, a viscosidade junto à parede, a capacidade calorífica e a condutividade térmica do fluido em causa.

Z é a altura de líquido no reactor, D_T é o diâmetro do reactor e D_c é o diâmetro médio da camisa.

O reactor adoptado opera a $N = 300$ rpm, e com $D_a = 2 \cdot (R_2 + L_p) = 0.456$ m, obtendo-se $N_{Re} = 2.75E+5$, que sendo superior a 400 válida o uso da expressão do calculo de h_i . Com $D_T = 2 \cdot R_4 = 0.515$ m e $Z = H_5 = 5.149$ m obtém-se $h_i = 991 \text{ Wm}^{-2}\text{K}$.

Tabela 10.1 – resumo dos parâmetros para o cálculo de h_i .

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
$\mu_{\text{óleo}} (180^\circ\text{C})$	5	cP	[21]
$\mu_{w, \text{óleo}} (180^\circ\text{C})$	9.5	cP	[21]
$\rho_{\text{óleo}} (220^\circ\text{C})$	794	kg/m ³	[22]
$c_{p, \text{óleo}} (220^\circ\text{C})$	3.198	J/g°C	[21]
$k_{\text{óleo}} (220^\circ\text{C})$	0.126	W/mK	[22]
N	300	rpm	[7]
D_a	0.456	m	-
Z	5.149	m	-
D_T	0.515	m	-
N_{Re}	1.65E+5	-	-
N_{Pr}	127	-	-
h_i	707.4	W/m ² K	-

Considerando o seguinte esquema de uma camisa convencional da Fig.10.16 o diâmetro equivalente, D_e , é igual a $4w$, [17], e a velocidade do fluido de arrefecimento é determinada através do caudal deste e da área de secção recta da camisa pela Eq.10.19.

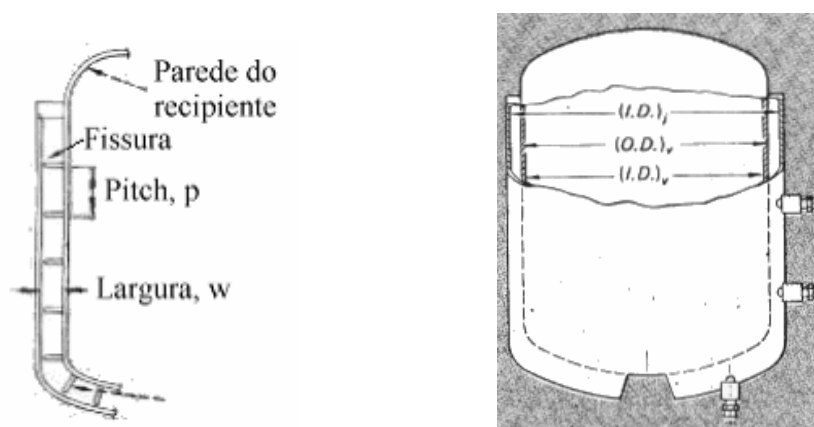


Figura 10.16 – esquemas genéricos de camisa convencional com chicanas em espiral, [17,23].

$$A_{\text{secção}} = wp \quad (10.19)$$

O caudal de água necessário, m_N , para retirar o calor pretendido, 48.850 kJ/s, é calculado através da expressão seguinte.

$$Q_{\text{trocado}} = m_N \cdot c_{p,\text{água}} \cdot \Delta T_{\text{água}} \quad (10.20)$$

Como os tubos das camisa não são completamente fechados pelas chicanas, parte da água circula através das fissuras da camisa não contribuindo para a troca de calor. Usualmente considera-se que o caudal efectivo, m_E , é 60% do caudal necessário, m_N .

A velocidade da água é calculada através da Eq.10.21.

$$v = m_E / A_{\text{secção}} \quad (10.21)$$

Verifica-se que N_{Re} é superior a 10000 pelo que o uso da expressão para o cálculo de h_j é válido.

Tabela 10.2 – resumo dos parâmetros para o cálculo de h_j .

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
$\mu_{\text{água}} (30^\circ\text{C})$	0.85	cP	[19]
$\mu_w, \text{água} (100^\circ\text{C})$	0.28	cP	[19]
$\rho_{\text{água}} (30^\circ\text{C})$	995.8	kg/m ³	[12]
$c_{p,\text{água}} (30^\circ\text{C})$	4.178	J/g°C	[21]
$k_{\text{água}} (30^\circ\text{C})$	0.617	W/mK	[18]
w	2.375	in.	[23]
p	6.0	in.	[23]
D_e	0.792	ft	-
D_c	0.595	m	-
Q_{trocado}	109.2	kJ/s	-
m_N	5.2	kg/s	-
m_E	8.7	kg/s	-
$A_{\text{secção}}$	0.10	ft ²	-
v	3.12	ft/s	-
N_{Re}	2.7E+5		-
$N_{Pr} (30^\circ\text{C})$	5.37		[18]
h_j	7501.1	W/m ² K	-

Tabela 10.3 – resumo dos parâmetros para o cálculo de U e A.

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
h_i	707.4	W/m^2K	
h_j	7501.1	W/m^2K	
hd_i	11350	W/m^2K	[19]
ff_i	5.01E-4	$(h\ ft^2\cdot^{\circ}F)/BTU$	
hd_j	1990	W/m^2K	[19]
ff_j	2.853E-3	$(h\ ft^2\cdot^{\circ}F)/BTU$	
x	1	cm	
k (aço 316 a 100°C)	14.85	W/mK	[18]
1/U	1.367E-2	$(h\ ft^2\cdot^{\circ}F)/BTU$	
U	62,64	$BTU/(h\ ft^2\cdot^{\circ}F)$	
U	355,7	$W/m^2\cdot K$	
T_1	27	$^{\circ}C$	
T_2	32	$^{\circ}C$	
t_1	180	$^{\circ}C$	
t_2	180	$^{\circ}C$	
ΔT_{ln}	150.48	$^{\circ}C$	
A	2.4	m^2	

Os valores apresentados resultam de cálculos rigorosos mas em que se arbitraram os factores de sujidade. Como no dimensionamento se deve ter em conta que o equipamento poderá ter que funcionar em condições extremas, deve-se estimar a área de transferência de calor através do pior cenário para o coeficiente global de transferência de calor.

Os coeficientes globais de transferência de calor apresentados na bibliografia generalista não cobrem a área da tecnologia alimentar, pelo que vamos ter de admitir como válida a hipótese de a mistura reaccional ter um comportamento similar a um produto intermédio entre fluidos orgânicos leves e pesados.

Em recipientes com água de arrefecimento a circular na camisa e produtos orgânicos leves no interior o coeficiente global de transferência de calor típico, U, varia entre 200 e 300 $W/m^2\cdot^{\circ}C$, [15]. Por outro lado, são considerados leves os produtos

orgânicos que apresentem viscosidade inferior a 0.5 cP, [29]. Fluidos com viscosidade superior a 1 cP são considerados produtos orgânicos pesados. Por outro lado por comparação entre os valores de U em recipientes com camisas e permutadores de invólucro e tubos, [15], verifica-se que nestes aquele é maior. Nos permutadores e para fluidos orgânicos pesados U varia entre 5 e 75 BTU/(h ft²·°F). Como a viscosidade dos óleos vegetais é muito inferior à dos compostos pesados típicos admitimos como U de projecto o valor intermédio do intervalo: 40 BTU/(h ft²·°F).

Tabela 10.4 – comparação entre os dois métodos de cálculo do coef. global de transf. de calor, U .

Método	U (BTU/(h ft ² ·°F))	A (m ²)
expressão (10.16)	62.64	2.4
Valor típico	40	3.2

Como medida de segurança adopta-se a pior situação que acrescida do sobredimensionamento resulta numa área de transferência de calor na camisa de 4.0 m².

10.2.5 Motor de Agitação

A potência de agitação, P , é calculada através da seguinte expressão, Eq.10.22.

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_a^5 \quad (10.22)$$

Em cada secção do reactor o sistema de agitação é constituído por uma turbina de 6 pás planas pelo que admitindo como válida a curva 1 da seguinte figura, e, com N_{Re} igual a 2.75×10^5 obtém-se $N_p = 5$ sendo a potência de cada agitador $P = 9.74$ kW.

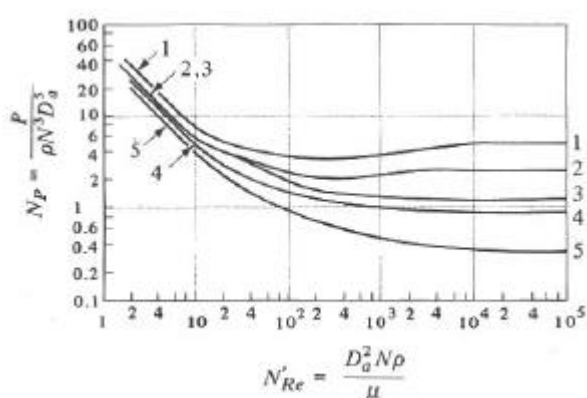


Figura 10.17 – N_p em função de N_{Re} , [19].

Como são 15 conjuntos de agitadores estes terão que conseguir fornecer ao líquido a soma das potências, ou seja, 146.05 kW. Admitindo uma eficiência de 80% no motor este terá de ser de pelo menos 245 hp.

10.3 Reactor de interesterificação

Existem dois tipos de interesterificação: a interesterificação aleatória (*random interesterification*) e a interesterificação directa (*direct interesterification*), sendo que a principal diferença entre ambas é que no último tipo a reacção é conduzida a temperaturas inferiores a 60°C pelo que os triglicéridos de ponto de fusão mais elevado cristalizam deslocando o equilíbrio químico no sentido directo da reacção.

Para ambos os tipos de reacção existem disponíveis vários catalisadores, sendo os mais utilizados, para a interesterificação aleatória, compostos com base em elementos alcalinos. O óleo a processar deve ter baixo teor em água e ácidos gordos livres porque estes compostos desactivam o catalisador.

Para maior esclarecimento sobre o mecanismo e características da interesterificação consulte-se a seguinte literatura: [22,24,25,26].

A interesterificação pode ser conduzida em vários tipos de reactores, condições operatórias e catalisadores. Tal como para a hidrogenação, também existe literatura em maior quantidade para reactores descontínuos que são geralmente *autoclaves* com agitação. Os reactores contínuos podem ser CSTR, tubulares ou de pratos. Os reactores do tipo CSTR são utilizados quando o catalisador é o metóxido de sódio (que é o nosso caso) enquanto que em reactores tubulares utiliza-se preferencialmente sódio metálico.

10.3.1 Dimensionamento do reactor de interesterificação

O volume da mistura reaccional é dado pela Eq.10.23.

$$V_{\text{mistura}} = \theta \cdot Q \quad (10.23)$$

O caudal, Q , é o da corrente 108 do balanço de massa, que corresponde à corrente de saída do reactor, enquanto que q é o tempo de residência médio da mistura reaccional que depende das condições operatórias do reactor tais como a temperatura de funcionamento, a concentração do catalisador no óleo e o grau de conversão pretendido, [26].

Para um grau de conversão mínimo de 90% a $t = 90^{\circ}\text{C}$ admitimos que $\theta = 30$ minutos é um valor aceitável.

A densidade do óleo a 110°C é cerca de 864 kg/m^3 pelo que um caudal de 1371.0 kg/h corresponde a 1586.1 L/h pelo que o volume de óleo no interior do reactor é $V_{\text{mistura}} = 793.0 \text{ L}$.

Aplicando um sobredimensionamento de 30% o volume interno do reactor disponível para a mistura reaccional é o calculado pela Eq.10.3.

$$V_{\text{reactor}} = V_{\text{mistura}} \cdot \frac{(100 + \% \text{sobredim.})}{100} = 1031.0 \text{ L} \quad (10.3)$$

Considerando o reactor como um tanque de agitação cilíndrico *standard* admitimos que o seu diâmetro, D_T , é igual à altura, H , pelo que resolvendo a expressão de cálculo do volume de um cilindro da Eq.10.24 onde em função de D_T obtém-se que $D_T = 1.095 \text{ m} = 3.59 \text{ ft}$. Consultando valores típicos de tanques escolheu-se um com $D_T = 3'6''$, [27].

$$V = \pi R^2 H = \frac{\pi D_T^3}{4} \quad (10.24)$$

Nos tanques normalizados com agitação verificam-se as proporções geométricas da Fig.10.18 [19].

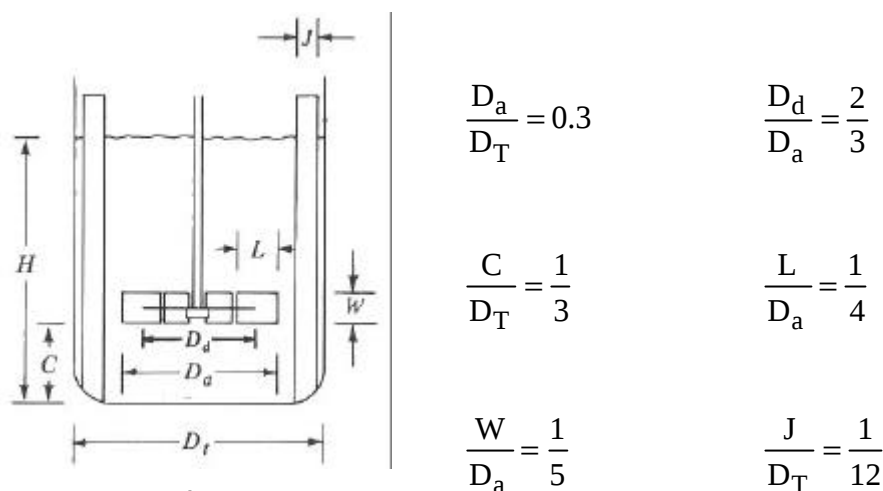


Figura 10.18 – Parâmetros principais em tanques standard agitados,[19].

Assim obtêm-se as seguintes dimensões no reactor, resumidas na seguinte tabela.

Tabela 10.5 – resumo dos parâmetros geométrico do reactor de interesterificação.

Parâmetro	Valor	Parâmetro	Valor
D_T	106.6 cm	L	8.0 cm
D_a	32.0 cm	C	35.6 cm
D_d	21.3 cm	J	8.9 cm
W	6.4 cm		

10.3.2 Espessura da parede externa

A utilização da expressão (10.13) para o cálculo da espessura do reactor, com base na diferença de pressão interna e externa, conduz a um valor extremamente baixo, dado que o seu uso é mais aconselhável para recipientes sobre pressão interna. Assim, a estimativa da espessura do reactor é tomada com base em valores práticos da espessura de parede mínima, [15]. Como o reactor tem um diâmetro de cerca de 1.07 m a sua espessura mínima deverá ser de 7 mm.

Tal como para o reactor de hidrogenação, o valor de espessura estimado terá de ser aprovado por um engenheiro mecânico que deverá de ter em conta que o reactor se encontra sobre vácuo de 20 mmHg.

10.3.3 Serpentinhas de arrefecimento

Sendo semelhante a um tanque agitado o reactor permite a instalação de serpentinhas para aquecimento e/ou arrefecimento.

O método de cálculo da área necessária para a transferência de calor é idêntico ao efectuado para o reactor de hidrogenação, embora as expressões utilizadas sofram ligeiras alterações, provocadas pelo facto de as áreas das superfícies interior e exterior da serpentina serem diferentes, [17]. Assim, a área de transferência correspondente à superfície externa, A_o , é calculada pela Eq.10.25 em que U_o , coeficiente global de transferência de calor em relação à superfície exterior, é definido pela Eq.10.26 [17].

$$Q_{\text{trocado}} = U_o \cdot A_o \cdot \Delta T_{\text{ln}} \quad (10.25)$$

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_i} + ff_i + \left(\frac{x}{k} \right) \left(\frac{d_{co}}{d_{cm}} \right) + \left(\frac{1}{h_{ci}} \right) \left(\frac{d_{co}}{d_{ci}} \right) + ff_{ci} \quad (10.26)$$

Assim tem-se que d_{co} , d_{ci} e d_{cm} são, respectivamente, os diâmetros externo, interno e médio logarítmico do tubo da serpentina; h_{ci} é o coeficiente local de transferência de calor no interior da serpentina, sendo que todos os outros parâmetros têm o mesmo significado físico que os definidos para o reactor de hidrogenação.

O cálculo de h_i e h_{ci} é efectuado através das seguintes expressões, [17]:

$$\frac{h_i \cdot d_{co}}{k} = 0.17 \cdot (N_{Re})^{0.67} \cdot (N_{Pr})^{0.37} \cdot \left(\frac{D}{D_T} \right)^{0.1} \cdot \left(\frac{d_{co}}{D_T} \right)^{0.5} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^? \quad (10.27)$$

(válida para $N_{Re} > 400$)

$$\frac{h_j \cdot D_e}{k} = 0.027 \cdot (N_{Re})^{0.8} \cdot (N_{Pr})^{0.33} \cdot \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \cdot \left[1 + 3.5 \cdot \left(\frac{d_{ci}}{D_c} \right) \right] \quad (10.28)$$

(válida para $N_{Re} > 10000$)

É de salientar que considerámos D_c igual a 60% de D_T e que a altura de líquido, Z , foi determinada por soma da altura do topo inferior do tanque, [27], com a altura correspondente ao volume restante no cilindro. O topo inferior do tanque foi considerado toroidal. O parâmetro h é função da viscosidade no seio da mistura reaccional segundo a seguinte figura.

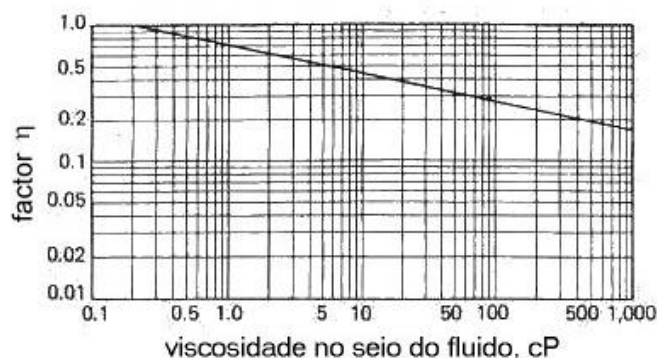


Figura 10.19 – Parâmetro η em função da viscosidade do fluido no tanque,[17].

Os diâmetros d_{co} e d_{ci} foram estabelecidos admitindo que a serpentina consiste num tubo com as características da seguinte tabela.

Tabela 10.6 – características do tubo da serpentina, [19].

Tamanho nominal (in.)	Diâmetro externo (mm)	Schedule number	Espessura (mm)	Diâmetro interno (mm)	Área seccional interna (m ²)
1 1/4	42.16	40	3.56	35.05	9.648 E-4

Este tubo permite uma velocidade da água de arrefecimento de 4.4 ft/s, valor intermédio dos limites para velocidades de líquidos em tubagens: 3 a 5 ft/s.

A principal dificuldade no dimensionamento da serpentina do reactor de interesterificação é o desconhecimento da energia posta em jogo. Isto porque não foi encontrado na literatura o valor da entalpia de reacção de interesterificação.

Como o caudal a processar é semelhante ao do reactor de hidrogenação, e a hidrogenação é uma reacção bastante exotérmica, arbitrámos que o calor trocado, Q_{trocado} , é 20% do calor transferido naquele reactor. Este valor aparentemente pequeno é justificado pelo tipo de reacção em causa: na interesterificação ocorrem quebras de ligações R'C-CR'' que são posteriormente restabelecidas com radicais diferentes, mas semelhantes, pelo que o saldo energético entre quebra/ligação deve ser pequeno.

Por outro lado, o uso de serpentinas tem a vantagem, em relação à camisa convencional com chicanas, de se poder usar vapor para aquecimento. Dado que com a condensação de vapor de água se obtém um elevado coeficiente de transferência de calor dimensionamos a serpentina para o caso mais desfavorável: o arrefecimento com água de refrigeração (que aquece de 27 a 32°C).

Nas tabelas seguintes apresentam-se os valores obtidos para os parâmetros necessários para o cálculo da área de transferência externa das serpentinas.

Tabela 10.7 – resumo dos parâmetros para o cálculo de h_i .

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
$\mu_{\text{óleo}} (90^\circ\text{C})$	10	cP	[21]
$\mu_{\text{w, óleo}} (50^\circ\text{C})$	25	cP	[22]
η	0.43	-	[17]
$\rho_{\text{óleo}} (90^\circ\text{C})$	877.2	kg/m ³	[22]
$c_{\text{p, óleo}} (220^\circ\text{C})$	2.431	J/g°C	[21]
$k_{\text{óleo}} (220^\circ\text{C})$	0.159	W/mK	[22]
N	320	rpm	[7]
D_a	0.320	m	-
$H_{\text{base toroidal}}$	0.151	m	[27]
Z	1.224	m	-
D_T	1.067	m	-
d_{co}	26.67	mm	[19]
N_{Re}	47920	-	-
N_{Pr}	153.5	-	-
h_i	841.0	W/m ² K	-

Tabela 10.8 – resumo dos parâmetros para o cálculo de h_j .

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
$\mu_{\text{água}} (30^\circ\text{C})$	0.85	cP	[19]
$\mu_w, \text{água} (50^\circ\text{C})$	0.54	cP	[19]
$\rho_{\text{água}} (30^\circ\text{C})$	995.8	kg/m ³	[12]
$c_{p,\text{água}} (30^\circ\text{C})$	4.178	J/g°C	[21]
$k_{\text{água}} (30^\circ\text{C})$	0.617	W/mK	[18]
d_{ci}	20.93	mm	[19]
D_c	0.640	m	-
Q_{trocado}	32.8	kJ/s	-
m_N	1.56	kg/s	-
$A_{\text{secção}}$	9.648 E-4	m ²	[19]
v	5.3	ft/s	-
N_{Re}	67000	-	-
$N_{\text{Pr}} (30^\circ\text{C})$	5.37	-	[18]
h_j	7632	W/m ² K	-

Tabela 10.9 – resumo dos parâmetros para o cálculo de U e i .

Parâmetro	Valor	Unidade	Referência
h_i	841.0	W/m ² K	-
h_j	7632	W/m ² K	-
hd_i	11350	W/m ² K	[19]
ff_i	5.01E-4	(h ft ² ·°F)/BTU	-
hd_j	1990	W/m ² K	[19]
ff_j	2.853E-3	(h ft ² ·°F)/BTU	-
x	2.87	mm	-
k (aço 316 a 90 °C)	14.70	W/mK	[18]
$1/U$	1.195 E-2	(h ft ² ·°F)/BTU	-
U	83.6	BTU/(h ft ² ·°F)	-
U	474.8	W/m ² ·K	-
T_1	27	°C	-
T_2	32	°C	-
t_1	90	°C	-
t_2	90	°C	-
ΔT_{ln}	60.47	°C	-
A	1.4	m ²	-

Tal como para o reactor de hidrogenação, calculou-se a área de transferência de calor através da adopção de um valor típico para o coeficiente global, U .

Os valores típicos de U para o mesmo par de fluidos são nas serpentinas inferior aos dos permutadores de caixa e tubos. Como para estes o valor mais baixo de U para óleos pesados é de 60 BTU/(h ft²·°F) iremos admitir 40 BTU/(h ft²·°F), tal como para a camisa de arrefecimento no reactor de hidrogenação.

Tabela 10.10 – comparação entre os dois métodos de cálculo do coef. global de transf. de calor, U .

Método	U (BTU/(h ft ² ·°F))	A (m ²)
expressão (10.16)	83.6	1.4
Valor típico	40	2.4

Como medida de segurança adopta-se a pior situação que acrescida do sobredimensionamento resulta numa área de transferência de calor na camisa de 3.0 m².

10.3.4 Motor de Agitação

Para calcular h_i é necessário conhecer a velocidade de rotação, N , do agitador. Este parâmetro é desconhecido sendo estimado através da metodologia apresentada em [28].

Arbitrando um nível de agitação (que variam de forma crescente de 1 a 10) permite admitir uma velocidade no seio do fluido, v_b , que em conjunto com a área de secção recta do reactor permite calcular a capacidade de bombagem Q que se mantém constante:

$$Q = v_b \cdot A_{\text{secção}} \quad (10.29)$$

Admitindo fluxo turbulento no interior do reactor ($NRe > 10000$) então pela figura 10.20 obtém-se que $N_Q = 0.78$ o que conduz a um valor de N através da expressão seguinte que contém a definição de N_Q .

$$N_Q = \frac{Q}{ND_a^3} \quad (10.30)$$

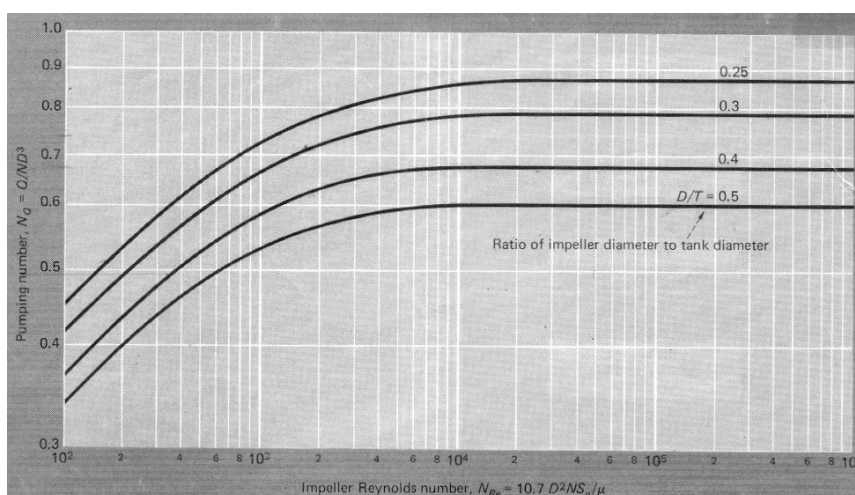


Figura 10.20 – Representação gráfica do número de potência, N_Q , em função de, N_{Re} , [28].

Esse valor é introduzido na equação seguinte para verificar se N_{Re} é superior a 10000, caso contrário determina-se o novo valor de N_Q e refazem-se os cálculos da Eq. 10.31 em que S_g é a densidade específica da mistura reaccional.

$$N_{Re} = \frac{10.7 \cdot S_g \cdot ND^2}{m} \quad (10.31)$$

A potência de agitação, P , é calculada através da seguinte expressão.

$$P = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_a^5 \quad (10.22)$$

Tabela 10.11 – resumo dos parâmetros para o cálculo de da velocidade de rotação do agitador.

Parâmetro	Valor	Unidade
nível de agitação	5	-
v_b	30	ft/min
D_T	3.5	ft
D_a	1.05	ft
$A_{seção}$	9.62	ft ²
Q	288.63	ft ³ /min
N_Q	0.78	-
N	320	rpm
S_g	0.91	-
N_{Re}	49440	-
P	2.234	kW

Admitindo uma eficiência de 80% no motor este terá uma potência de 3.8 hp.

Bibliografia

- [1] Hui, Y.H.; *Bailey's industrial oil & fat products*, vol. 4; Wiley-Interscience Publication; 1996;
- [2] *Hydrogenation, Practical aspects of converter design, heat recovery and catalyst separation*; JAOCS, vol. 66, no. 11, 1547;
- [3] Kehse, W.; *Method for the continuous hydrogenation of oils and fats*; US patent office 3634471;
- [4] Bollens, W. F.; *Continuous process of hydrogenation*; US patent office 2762819;
- [5] Coombes, W.A, Zavada, R.A; *Continuous hydrogenation of fatty materials*; US patent office 3792067;
- [6] Improvements relating to the continous hydrogenation of fatty oils and fatty acids; GB patent specification 723887;
- [7] Mills, V, Sanders, J.H, Hawley, H.K.; *Continuous hydrogenation of unsaturated fatty acids and fatty esters*; US patent office 2520422;
- [8] Mills, V, Sanders, J.H, Hawley, H.K.; *Partial hydrogenation of unsaturated glyceride oils*; US patent office 2520423;
- [9] Mills, V, Sanders, J.H, Hawley, H.K.; *Continuous hydrogenator*; US patent office 2520424;
- [10] Albright, L.F.; *Commercial processes for hydrogenating fatty oils*; Chem. Eng., 74, 249, 9 oct. 1967;
- [11] Schmidt, H.J.; *Hydrogenation of triglycerides containing linolenic acids: continous hydrogenation of vegetable oils*; JAOCS, vol. 47, 134, 1970;
- [12] Perry, R.H., Green, D.W.; *Perry's Chemical Engineers' Handbook*; McGraw-Hill, cap. 23, 1999 (versão electrónica);
- [13] Fogler, H.S.; *Elements of chemical reactor engineering*, 3rd. ed.; Prentice Hall; 1999;
- [14] Alvarez, M.F.; *Acetatos das aulas de Engenharia de Reacções I*; IST; 2001;
- [15] Coulson, J.M., Richardson, J.F.; *Tecnologia química*, volume VI; Fundação Calouste Gulbenkian; 1989;
- [16] Markovitz, R. E.; *Picking the best vessel jacket*; Chem. Eng., November 15 1971, p. 156;

- [17] Bondy, F., Shepard, L.; *Heat transfer in agitated vessels*; Chem. Eng., april 4 1983, p. 62;
- [18] Incropera, F.P., DeWitt, D.P.; *Fundamentals of heat and mass transfer*, 4th. ed.; John Wiley & Sons; 1996;
- [19] Geankoplis, C.J.; *Transport processes and unit operations*, 3rd. ed.; Prentice Hall; 1993;
- [20] Dream, R.F.; *Heat transfer in agitated jacketed vessels*; Chem. Eng., january 1999 p. 90;
- [21] Coupland, J.N., McClements, D.J.; *Physical properties of liquid edible oils*; JAOCS, vol. 74, no. 12, 1559, 1997;
- [22] Thomas, A.; *Fats and fatty oils*; Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 5th. edition, volume A10; VCH; 1990;
- [23] Bolliger, D.H.; *Assessing heat transfer in process-vessel jackets*; Chem. Eng., September 20 1982, p. 95;
- [24] Freeman, I.P.; *Margarines and shortenings*; Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry, 5th. edition, volume A16; VCH; 1990;
- [25] Going, L.H.; *Interesterification products and processes*; JAOCS, vol. 44, 414A, September 1967;
- [26] Liu, L., Lampert, D.S.; *Partial interesterification of triacylglycerols*; US patent office 2001/0029047;
- [27] Dimoplou, W.; *How to determine the geometry of pressure vessel heads*; Hydrocarbon processing, August, 1974, p. 71;
- [28] Hicks, R.W. *et al*; *How to design agitators for desired process response*; Chem. Eng., April, 26, 1976, p. 102;
- [29] Kern, D.; *Process heat transfer*; 1950

11. Desodorização

11.1. Coluna de Desodorização

A desodorização baseia-se na grande diferença de volatilidade entre o óleo (triglicéridos) e a maioria das substâncias indesejáveis que afectam o seu sabor, o seu cheiro, a sua cor e a sua estabilidade. Pelo que é então necessário um processo de transferência de massa que origine a evaporação destas substâncias. No entanto é necessário ter em atenção que a temperatura a que essa evaporação tem lugar terá de ser inferior à temperatura a que se dá a destruição do óleo.

O modo encontrado para a realização desta separação foi a sua realização a baixa pressão (vácuo) e elevada temperatura na presença de vapor de agitação e de stripping.

O vácuo, ao ser estabelecido aumenta das diferenças entre as pressões de vapor, minimiza a quantidade de vapor necessário e protege o óleo da oxidação por parte do ar atmosférico, assim como a sua hidrólise pelo vapor usado.

A elevada temperatura utilizada contribui também para o aumento da diferença entre as pressões de vapor das substâncias indesejáveis e a pressão de vapor do óleo assim como fraciona pigmentos carotenoides deste último realizando lixiviação do óleo.

O vapor de stripping tem como principal função agitar para que todo o óleo entre em contacto com as condições de superfície, onde ocorre vaporização.

Para criar uma diferença de pressões de vapor suficientemente grande para permitir a desodorização a pressão deve situar-se abaixo de 1 kPa enquanto a temperatura deve situar-se no intervalo 200-275 °C (consoante o óleo), de modo a que a pressão de vapor dos constituintes a separar seja superior à pressão total enquanto que a quantidade de vapor necessária pode variar entre 0,05% para sistemas de filme até 5% para certos sistemas de batch.

A desodorização propriamente dita é a etapa final da refinação e os seus resultados dependem bastante do grau de tratamento do óleo quando este chega à coluna. Este grau de tratamento, vai variar bastante uma vez que a coluna vai processar óleos em diferentes estados de tratamento: hidrogenados, interesterificados, e óleos que apenas passam pela primeira refinação.

11.1.1. Influência de variáveis de processo

A eficiência da desodorização depende de vários factores:

1. pressão

A pressão está relacionada com a temperatura e com a quantidade de vapor necessária pois quanto maior a pressão dentro da coluna maior será a quantidade de vapor pois para uma dada temperatura será necessário uma maior agitação por parte do vapor que a evaporação se dê. A relação com a temperatura será descrita no ponto 2.

2. temperatura

De acordo com a equação de Clausius-Clapeyron[4].

$$\ln \frac{p}{p'} = \frac{\Delta_{vap}H}{R} \left(\frac{1}{T'} - \frac{1}{T} \right) \quad (11.1)$$

onde p' é a pressão de vapor à temperatura T'

Simplificando a equação (1) e considerando p' a pressão atmosférica resulta então a equação de Antoine[5]

$$\ln p = A - \frac{B}{(T + C)} \quad (11.2)$$

onde A , B e C são constantes próprias de cada constituinte[5] e T é a temperatura à qual se dá a vaporização. Uma vez que irão ser utilizados vários tipos de óleo então calculou-se a temperatura necessária admitindo-se que a coluna se encontra a uma pressão absoluta de 3 mbar para o constituinte menos volátil que irá ser retirado. Assim, a temperatura obtida foi de 199,9 °C para ácidos gordos com 18 C.

3. quantidade de vapor, pois a quantidade de vapor necessária é:

- directamente proporcional à quantidade de óleo
- directamente proporcional à pressão absoluta do desodorizador

- inversamente proporcional à pressão de vapor dos compostos voláteis ou odoríferos à temperatura de desodorização
- inversamente proporcional à eficiência de vaporização
- directamente proporcional ao logaritmo da razão entre as concentrações iniciais e finais dos voláteis no óleo

11.1.2. Processos de desodorização

Existem vários processos de desodorização disponíveis no mercado. O processo de batch, que é utilizado para baixas quantidades de óleo e com o mínimo de variedades de óleo. O processo semicontínuo, que basicamente é um desodorizador batch para grandes quantidades e é utilizado quando existem diferentes tipos de óleo a desodorizar que não podem ser misturados. Finalmente o processo contínuo, que é utilizado em grandes quantidades mas com poucas mudanças de tipo de óleo a desodorizar.

O processo usado neste projeto foi o semicontínuo (com coluna de pratos) pois são utilizados diversos tipos de óleo em grandes quantidades.

Neste processo o óleo começa por ser parcialmente desarejado, sendo depois alimentado ao primeiro prato da coluna de stripping em quantidades fixas e descontínuas.

A coluna de stripping divide-se em três secções, sendo cada uma constituída por 2 pratos:

1. Zona de aquecimento

No primeiro prato o óleo é completamente desarejado e aquecido por condensação do vapor gerado pelo óleo desodorizado. Após um determinado tempo prédefinido abre-se a válvula no fundo do prato conduzindo o óleo ao segundo prato onde se dará o aquecimento até à temperatura de *stripping* por serpentinas com vapor a alta pressão.

2. Zona de stripping

Nesta zona o óleo sofre *stripping* através de injeção de vapor directo por serpentinas.

3. Zona de arrefecimento

No quinto prato o óleo desodorizado começa a ser arrefecido ao se realizar recuperação de calor por geração de vapor na serpentina do termosifão que realiza o aquecimento do primeiro prato. No último prato o óleo é arrefecido por serpentinas de água fria até à temperatura de saída da coluna.

11.1.3. Dimensionamento da coluna

Foi admitido para efeito de dimensionamento que o tempo de cada ciclo é de 14 minutos, ou seja o tempo que o óleo fica em cada prato é de 14 minutos. Enquanto que o tempo que cada válvula permanece aberta é de 2 minutos.

Em todos os pratos é realizada agitação por injeção directa de vapor a 4 bar.

A quantidade de óleo que entra em cada prato é de 2500kg por ciclo.

11.1.3.1. Condições operatórias

Zona de aquecimento

A quantidade de energia de aquecimento tipicamente necessária para a realização do *stripping* semicontínuo é de 220kJ/kg de óleo[6]. Assumindo este valor e tendo em conta que o óleo entra na coluna a 80 °C então a temperatura de stripping pode ser calculada pela equação

$$H = [O.c.(T_2 - T_1)] f_L \cdot f_r \quad (11.3)$$

onde O é a massa de óleo por prato, T_1 e T_2 são as temperaturas inicial e final, c é a capacidade calorífica média do óleo (2,3 kJ/kg), f_L é a perda de energia por radiação (geralmente 1,05-1,15) que se assumiu 1,15, f_r é o factor de recuperação de calor por parte do termosifão.

$$f_r = 1 - \left(\frac{\% \text{calor recuperado}}{100} \right) \quad (11.4)$$

A temperatura obtida foi de 240 °C, que será a temperatura de stripping.

Para efeitos de dimensionamento foi assumido que à saída do primeiro prato o óleo teria cerca de 140 °C e à saída do último teria 60 °C.

1º Prato

A transferência de calor neste prato dá-se através da condensação do vapor presente no termosifão pelo que é necessário calcular a quantidade de vapor a condensar para que se transfira a quantidade de calor necessária.

Assim sabendo a entálpia do óleo no primeiro prato e a entálpia na corrente 139, sabe-se por subtração qual o calor trocado para aquecimento do óleo.

Considerando o vapor presente no termosifão saturado à pressão de 5 bar com temperatura de vaporização de 150 °C então $\Delta H_{\text{vap}} = 2115,58 \text{ kJ/kg}$ e sabendo

$$Q = m \times \Delta H_{\text{vap}} \quad (11.5)$$

logo é necessário condensar 170,2 kg de vapor para aquecer 2500 kg de óleo, tendo sido obtida a temperatura de 140,2 °C no óleo.

2º Prato

A transferência de calor neste dá-se de modo semelhante ao prato 1 e calcula-se do mesmo modo pois a temperatura final é conhecida e a transferência dá-se por condensação de vapor saturado a 50 bar. Assim sabendo que a 50 bar $\Delta H_{\text{vap}} = 1636,76 \text{ kJ/kg}$, então são necessários 380,7 kg de vapor em 15 minutos logo o caudal de vapor é de 1757kg/h.

Zona de stripping

Na zona de *stripping* o óleo mantém-se à temperatura de 240 °C, pelo que o vapor à pressão de 4 bar que entra nos pratos 3 e 4 é vapor de *stripping* e de agitação.

Tendo em conta a gama de valores experimentais apresentados para *stripping* semicontínuo (0,75-1,5% da massa de óleo) [6] foi utilizado um valor médio de 1,2%, assim o vapor necessário é de 29,17 kg vapor/2500kg óleo, logo o caudal de vapor de stripping é 116,7 kg/h distribuída pelos dois pratos.

Zona de arrefecimento

5º Prato

Neste prato situa-se a parte do termosifão onde se dá a vaporização da água resultante da condensação no primeiro prato, logo o calor transferido neste prato é o simétrico do transferido no prato 1. Assim conhecendo a entálpia do óleo à saída do prato 4 (já desodorizado) então calcula-se a entálpia do óleo à saída do prato 5 somando à entálpia em 4 o calor a trocar. Assim através da equação

$$\Delta H = m.C_p.\Delta T \quad (11.6)$$

calcula-se a temperatura do óleo no prato 5, que é de 176,7 °C

6º Prato

No prato 6 o arrefecimento dá-se por passagem em serpentina de água fria até que o óleo fique à temperatura de 60 °C. Assim pela equação (11.6) calcula-se o calor trocado neste prato.

Admitindo que a água entra a 27 °C e sai a 50 °C então pela equação (11.6) a massa de água necessária é 6476,45kg/15 min, logo o caudal será 29891,32 kg/h.

Em todos os pratos é injectado directamente vapor a 4 bar com a função de agitar o óleo na coluna. Esta injeção dá-se através de serpentinas em forma de cruz com perfurações voltadas para baixo semelhantes às serpentinas do vapor de stripping. A quantidade de vapor utilizada nos quatro pratos restantes é 8,33 kg vapor/15 min, logo o caudal é de 33,3 kg vapor/h.

Tabela 11.1 - Temperaturas ao longo da coluna	
Prato	Temperatura °C
1	140,2
2	240
3	240
4	240
5	176.7
6	60

11.1.3.2. Material de construção

O material de construção é seleccionado de acordo com a composição dos fluidos em contacto com o equipamento. Dado isto, e devido ao facto de os fluidos que contactam com a coluna serem óleos de indústria alimentar, escolhe-se aço inoxidável AISI 304, tanto para os pratos como para o corpo da coluna, **CD- 301**.

11.1.3.3. Isolamento

Quando as peças de equipamento funcionam acima de 60° C, devem ser isoladas. Os sistemas de isolamento térmico, são constituídos pelo isolamento em si e por um revestimento exterior.

Os isolamentos térmicos são materiais (ou combinações de materiais) que retardam a transferência de calor devido às suas baixas condutividades térmicas. Na indústria química utilizam-se vários materiais como isolantes e como revestimentos, sendo a sua selecção feita com base nas condições da peça a isolar. Os isolamentos mais usados subdividem-se em dois tipos: porosos e não porosos. Os isolamentos não porosos usam-se quando temos peças que se encontram a uma temperatura à qual o fluído não se inflame; se o isolamento for poroso e ocorrer uma fuga de fluído, o isolamento fica impregnado e pode dar-se um incêndio.

Os isolamentos porosos mais usados são a lã de basalto e a lã rocha, e os isolamentos não porosos mais usados são os tijolos de silicato de cálcio e a espuma de vidro.

Assim sendo, optou-se por um sistema de isolamento térmico constituído por lã rocha revestido com chapa de alumínio, para a coluna de desodorização **CD-301**.

11.1.3.4. Dimensionamento dos pratos

Os pratos utilizados consistem em tanques sem cúpula e com volume suficiente para levar 2500 kg de óleo à temperatura de operação. Contudo além do óleo estes possuem no seu interior serpentinas de agitação e de aquecimento ou, no caso dos pratos 3 e 4 apenas de *stripping*, que também ocupam volume.

Apesar de a altura indicada de óleo no prato ser no máximo de 0,8 m [6], altura utilizada foi de 1 m para criar uma altura de óleo sobre as serpentinas que não fosse demasiado baixa. A altura escolhida para os pratos foi de 1,3 m para minorar as perdas por salpicos. Consequentemente pela equação

$$V = p . r^2 . h \quad (11.7)$$

calcula-se o diâmetro do prato tendo em conta a densidade do óleo à temperatura de operação.

Tabela 11.2 - Resultados do dimensionamento dos pratos	
Altura (m)	1,3
Diâmetro (m)	2
Volume (m ³)	4,08

11.1.3.5. Dimensionamento das serpentinas

A transferência de calor representa-se pela equação

$$Q = UA\Delta T_{\text{ln}} \quad (8)$$

Q é o calor transferido, A é a área de transferência de calor, DT_{ln} é a média logaritmica da temperatura e U é o coeficiente de transferência de calor global que se admite ser igual a $221,45 \text{ Jm}^{-2}\text{s}^{-1}\text{K}^{-1}$ [7].

Uma vez que o C_p do óleo varia com a temperatura e que o aquecimento e arrefecimento deste é um processo transiente, então para calcular as áreas das serpentinas recorre-se à seguinte equação

$$Q_F = \frac{d[\Delta H_{\text{óleo no prato}}]}{dq} \quad (9)$$

que igualando à equação (8)

$$UA(T_1 - T_{\text{óleo}}) = \frac{2500 \int_{T_0}^T (0,47 + 0,00073 \times T) dT}{dq} \quad (10)$$

onde T_1 é a temperatura do fluido de aquecimento (arrefecimento).

Tabela 11.3 – Áreas de contacto das serpentinas de transferencia de calor			
Prato	Comprimento da serpentina (m)	Diâmetro (m)	Área (m²)
1	3.70	0.15	1.74
2	28.91	0.04	2.58
5	4.08	0.15	1.92
6	6.75	0.08	1.26

Para o cálculo dos diâmetros apresentados na tabela foi utilizada a equação do diâmetro ótimo [1] tendo em conta as velocidades típicas da tubagem para os diferentes tipos de fluidos.

Para os pratos 1 e 5 são utilizados conjuntos de 6 tubos com 1 in de diâmetro.

Para as serpentinas de agitação e de *stripping* foi escolhida a configuração em estrela de 8 pontas de modo a melhorar a dispersão do vapor no óleo.

Tabela 11.4 - Dimensões das serpentinas de agitação e de stripping			
1	7.98	0.0264	0.0026
2	7.98	0.0264	0.0026
3	7.98	0.0269	0.0077
4	7.98	0.0269	0.0077
5	7.98	0.0264	0.0026
6	7.98	0.0264	0.0026

11.1.3.6. Espaçamento entre pratos

O espaçamento entre pratos foi realizado tendo em consideração o caudal de vapor que terá de passar pelo espaço e a distância suficiente para a colocação da válvula de descarga de cada um dos pratos. O espaçamento escolhido foi de 20 cm, de acordo com dados do fabricante.

11.1.3.7. Diâmetro da coluna

O diâmetro da coluna teve como principal preocupação o espaço para o vapor circular, uma vez que os pratos utilizados não possuem conduta central. O diâmetro da coluna foi estabelecido como sendo 2,5 m, de acordo com o fabricante.

Tabela 11.5 - Dimensões da coluna		
Diâmetro	m	2,5
Altura dos pratos	m	1,3
Distância entre pratos	m	0,2
Espaço no topo	m	1.0
Espaço no fundo	m	1.0
Altura	m	11,9
Volume	m ³	48,4

11.1.3.8. Perda de carga

A perda de carga neste tipo de coluna não é significativo pois a saída dos vapores onde actua o sistema de vácuo para colocar a coluna a uma pressão de 3 mbar está situada a meio da coluna entre os pratos 3 e 4, zona onde se dá o *stripping*.

11.2. Separadores Gás- Líquido

Quando no processo se pretende separar uma corrente gasosa de uma líquida recorre-se a um separador Gás-Líquido. A separação é conseguida num tanque através do contacto entre as duas fases, em que o líquido se vai depositando por acção da gravidade enquanto o vapor ascende. A velocidade do vapor tem que ser suficientemente baixa para que as partículas de líquido tenham tempo suficiente para assentarem antes do vapor deixar o tanque.

Assim, procede-se a um aumento da secção recta da tubagem de acesso ao separador, obtendo-se a diminuição da velocidade do vapor; deste modo, as partículas de líquido deixam de ser arrastadas pela corrente gasosa [2].

Quando o volume de líquido é pequeno comparado com o volume de gás opta-se por um tanque vertical caso contrário recorre-se a um tanque horizontal. No caso em questão , ambos separadores são verticais.

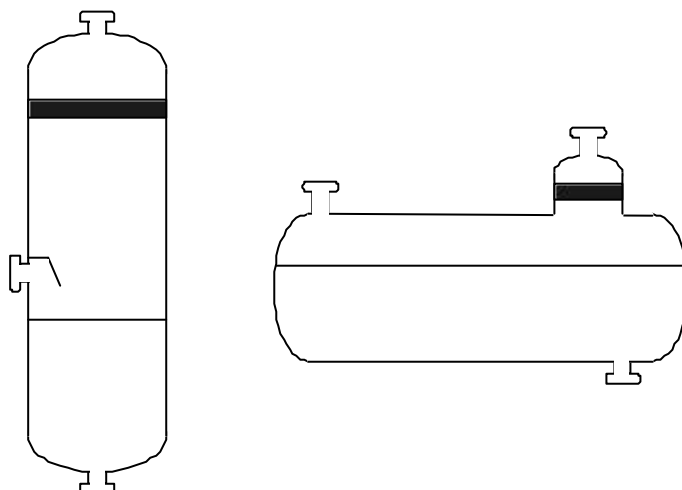


Figura 11.1- Representação de Separador Gás-Líquido horizontal e Vertical

É comum colocar nestes tanques um separador de gotas (*demister*), cuja função é aumentar a eficiência da separação reduzindo o arrastamento de líquido pelo vapor ascendente. Funciona permitindo a coalescência e aglomeração das gotas que se encontram no gás, aumentando o seu tamanho e fazendo com que caiam para o fundo do separador onde se encontra o líquido[1].

Quando a força gravítica acelera uma partícula de líquido até que esta força seja igual ao somatório da força de atrito com a força de impulsão, dá-se a queda da partícula com uma velocidade constante (velocidade terminal, u_t).

11.2.1. Dimensionamento do Separador gás-líquido

Considerando uma gota de líquido como sendo uma partícula esférica, a velocidade terminal é dada pela seguinte equação, [2] :

$$u_t = \left[\frac{4 \cdot g \cdot D_p \cdot (\rho_L - \rho_G)}{3 \cdot \rho_G \cdot C_d} \right]^{1/2} \quad (11.11)$$

onde,

g : aceleração da gravidade;

D_p : diâmetro da partícula de líquido;

ρ_L : densidade do líquido;

ρ_G : densidade do gás;

C_d : coeficiente de atrito.

Quando nos encontramos na região que segue a lei de Stokes ($Re < 1.0$ e $3 \mu m < D_p < 100 \mu m$) a expressão anterior toma a seguinte forma:

$$u_t = K' \left[\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right]^{1/2} \quad (11.12)$$

em que K' é uma constante, que para a maioria dos sistemas toma um valor que se encontre compreendido no intervalo 0.1 ft/s – 0.35 ft/s, sendo o valor mais usual de 0.227 ft/s [2].

Para garantir uma boa separação do líquido durante o fluxo normal, deve-se dimensionar o separador gás- líquido de modo a que a velocidade permitida ao vapor, u_a , seja menor do que a velocidade terminal do vapor, u_t . Alguns investigadores chegaram à conclusão que para *designs* normais u_a deve ser 15 % de u_t . No entanto, se o

separador for equipado com um eliminador de gotículas, *demister*, podemos desprezar o factor de 15 % e igualar a velocidade terminal do vapor à velocidade permitida ao vapor. O eliminador de gotículas mais usado é constituído por uma rede metálica em aço inoxidável de 4 in de espessura e 9 lb/ft³ de densidade nominal [2].

O *demister* é colocado junto à saída de vapor, obrigando a corrente gasosa a súbitas mudanças de direcção. As gotas de líquido que devido à sua inércia não conseguem acompanhar as mudanças de direcção, vão embater na estrutura aglomerando-se, acabando por cair dada a acção da gravidade, separando-se assim da corrente gasosa.

A utilização de um *demister* tem algumas vantagens, nomeadamente: a redução do diâmetro do separador gás- líquido, o aumento da eficiência da separação e uma baixa perda de pressão.

A área de secção recta do separador é calculada a partir do caudal volumétrico da fase gasosa e da velocidade permitida ao vapor,

$$A_{SR} = \frac{Q_o}{u_a} \quad (11.13)$$

Como nesta instalação vamos usar um *demister*, $u_a = u_t$.

O diâmetro do separador será dado por:

$$D = \left(\frac{4 \cdot A_{SR}}{\pi} \right)^{1/2} \quad (11.14)$$

Segundo o indicado em [2], as dimensões são especificadas com incrementos de 6 in, como temos um diâmetro calculado de 2,7 ft, o diâmetro ajustado será de 3,1 ft para **SGL- 301** enquanto que para **SGL-302** o diâmetro calculado de 7,8 ft, sendo o diâmetro ajustado será 8,2 ft . Voltamos então a calcular a área de secção recta para o diâmetro ajustado ($D_{ajust.}$),

$$A_{SR} = \frac{\pi}{4} \cdot D_{ajust.}^2 \quad (11.15)$$

O tempo de residência pode variar entre 5 a 20 minutos [3], no entanto devido ao pequeno caudal de líquido na corrente 319 e devido ao elevado caudal na corrente 323 é necessário o estabelecimento de um tempo de residência maior, pelo que se estabeleceu um tempo de residência de 120 minutos, no entanto o líquido não é totalmente despejado por forma a permitir a continuação do funcionamento do scruber, pelo que se mantém sempre uma altura mínima de 30 cm. No caso do **SGL-302** o tempo de residência admitido foi de 20 minutos. Assim, conhecidos os caudais volumétricos de líquido, estamos em condições de determinar as alturas máximas de líquido nos separadores(L).

$$L = \frac{Q_L \cdot t_R}{A_{SR}} \quad (11.16)$$

onde, Q_L é o caudal volumétrico de líquido à entrada do separador, t_R é o tempo de residência e A_{SR} a área de secção recta.

As outras dimensões do separador gás- líquido, podem ser conhecidas usando algumas regras *standard*, [2]:

- Quando não se usa um *demister*, tem-se que $u_a = 0.15 \cdot u_t$;
- A altura de desarrastamento (distância entre a entrada do separador e a base do *demister*) deve ser igual ao diâmetro do separador, ou no mínimo 3 ft;
- A distância entre o topo do separador e a base do *demister* deve ser no mínimo 1 ft e 3in;
- A distância entre a entrada do separador e a altura do líquido deverá ser de metade do diâmetro do separador, mas nunca inferior a 2 ft;
- À entrada do separador gás- líquido deve ser colocado um arranjo orientador de fluxo, que o direcciona para o fundo do separador;

- As saídas devem ter chicanas anti- vortex;
- O *demister* deve ser especificado com 4 in de espessura.

Na figura abaixo apresenta-se uma representação esquemática de um separador gás-líquido vertical.

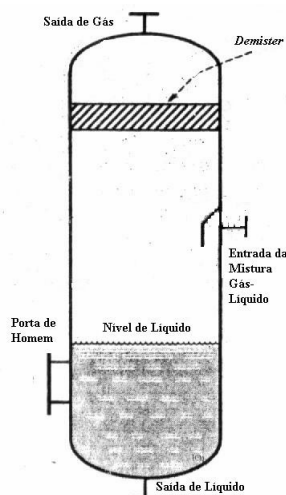


Figura 11.2.- Representação esquemática de um separador gás-líquido vertical.[2].

11.2.2. Materiais de Construção [1,2]

O material de construção dos separadores gás-líquido foi escolhido de acordo com as composições dos fluídos que com eles contactam directamente e de acordo com o material de construção das tubagens. Usa-se então aço inoxidável AISI 304 porque os fluidos com que contacta são ácidos gordos e água, que apresentam alguma corrosividade além de que estes fluidos poderão ser utilizados na indústria dos sabões, não podendo portanto estar contaminados com metais oxidados. Além disso o material de construção deve ser o mesmo do utilizado nas peças de equipamento adjacentes por razões de corrosão electroquímica.

Para a construção do *demister*, usa-se aço inoxidável AISI 304 uma vez que está em contacto permanente com vapores húmidos, o que lhe provoca um certo desgaste e erosão.

11.2.3. Isolamento

Quando as peças de equipamento funcionam acima de 60° C, devem ser isoladas. Os sistemas de isolamento térmico, são constituídos pelo isolamento em si e por um revestimento exterior.

Os isolamentos térmicos são materiais (ou combinações de materiais) que retardam a transferência de calor devido às suas baixas condutividades térmicas. Na indústria química utilizam-se vários materiais como isolantes e como revestimentos, sendo a sua selecção feita com base nas condições da peça a isolar. Os isolamentos mais usados subdividem-se em dois tipos: porosos e não porosos. Os isolamentos não porosos usam-se quando temos peças que se encontram a uma temperatura à qual o fluído não se inflame; se o isolamento for poroso e ocorrer uma fuga de fluído, o isolamento fica impregnado e pode dar-se um incêndio.

Os isolamentos porosos mais usados são a lã de basalto e a lã rocha, e os isolamentos não porosos mais usados são os tijolos de silicato de cálcio e a espuma de vidro.

Como a temperatura de funcionamento do separador é inferior a 60°C não é necessário isolamento.

11.2.4. Resultados do Dimensionamento

De acordo com o que foi descrito e fazendo uso das equações e descrições apresentadas dimensionaram-se os separadores gás-líquido, **SGL-301 e SGL-302**, tendo-se obtido os resultados apresentados na tabela 1 e tabela 2.

Tabela 11.6 - Resultados do dimensionamento do separador gás-líquido SGL- 301

SEPARADOR GÁS- LÍQUIDO SGL- 301	
Eixo	Vertical
Material de Construção	Aço Inoxidável AISI 304
Velocidade Terminal [m/s]	47,7
Velocidade Permitida ao Vapor [m/s]	47,7
Área de Secção Recta [m ²]	0,54
Nível de Líquido [cm]	50
Diâmetro [m]	1,01
Comprimento [m]	2,9
Distância entre Entrada e Líquido [m]	0,61
Distância entre Entrada e <i>Demister</i> [m]	0,91
Distância entre <i>Demister</i> e Topo do Separador [cm]	0,31
DEMISTER	
Material de Construção do <i>Demister</i>	Aço Inoxidável AISI 304
Espessura do <i>Demister</i> [in]	4

Tabela 11.7 - Resultados do dimensionamento do separador gás-líquido SGL- 302

SEPARADOR GÁS- LÍQUIDO SGL- 302	
Eixo:	Vertical
Material de Construção	Aço Inoxidável AISI 304
Velocidade Terminal [m/s]	18,7
Velocidade Permitida ao Vapor [m/s]	18,7
Área de Secção Recta [m ²]	16,86
Nível de Líquido [cm]	0,011
Diâmetro [m]	3,96
Comprimento [m]	2,41
Distância entre Entrada e Líquido [m]	0,61
Distância entre Entrada e <i>Demister</i> [m]	0,91
Distância entre <i>Demister</i> e Topo do Separador [cm]	31
DEMISTER	
Material de Construção do <i>Demister</i>	Aço Inoxidável AISI 304
Espessura do <i>Demister</i> [in]	4

11.3. Desarejador

Um dos aspectos importantes da desodorização é o desarejamento pois o óleo tem tendência a oxidar quando aquecido a temperaturas acima de 100 °C e à pressão atmosférica pelo que o óleo deve passar por um desarejador para efectuar um desarejamento, ainda que parcial, para evitar a sua oxidação quando aquecido.

Um modo de fazer o desarejamento é dispersando o óleo pré-aquecido dentro de um vaso sob vácuo por forma a eliminar parte ou a totalidade do oxigénio presente no óleo.

Tendo em conta que a quantidade de gás é muito pequena face à quantidade de óleo então o separador indicado será um separador horizontal. O dimensionamento do separador horizontal consiste em determinar o seu diâmetro e comprimento, bem como a altura de líquido [2].

A determinação do diâmetro de um separador horizontal exige como primeiro passo decidir se este é calculado pelo tempo de residência do líquido ou pela velocidade de separação do líquido. Em ambos os casos o seu cálculo é feito iterativamente[2].

11.3.1. Tempo de residência do líquido

O tempo de residência é dado pelo quociente entre o volume de líquido e o caudal volumétrico de líquido:

$$t_h = \frac{f_{al} D^2 L}{4 Q_{VL}} \quad (11.17)$$

e rearranjando para obter o diâmetro vem:

$$D = \sqrt[3]{\frac{t_h Q_{VL}}{f_{al} \frac{\pi L}{4}}} \quad (11.18)$$

onde:

D – Diâmetro do separador

t_h – tempo de residência do líquido

L – comprimento do separador

Q_{VL} – caudal volumétrico de líquido

f_{al} – fracção de área ocupada pelo líquido

Uma vez que o desarejador é a peça de equipamento antes da coluna e sabendo que cada ciclo da coluna demora 14 minutos e que a pressão é menor que 250 psig então admite-se que $L/D = 3$, $t_h = 14$ min. Após iterações chegou-se aos seguintes valores:

Tabela 11.6 - Dimensões do desarejador		
Diâmetro	ft	3
Comprimento	ft	9
f_{al}		0,70

Bibliografia

- [1] Coulson, J. M., Richardson, J. F., *Tecnologia Química- Uma Introdução ao Projecto em Tecnologia Química*, Vol. VI, Fundação Calouste Gulbenkian, 1989.
- [2] Gerunda, Arthur; *How to size liquid- vapor separators- Vol. II*; Chemical Engineering, Maio; 1981, pág. 81- 84.
- [3] S.M. Walas, *Chemical Process Equipment – Selection and Design*, 1st Edition, Butterworth-Heinemann, (1990), Washington D.C., E.U.A.;
- [4] Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott, M.M., *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 5th ed., McGraw-Hill, New York (1996)
- [5] Ullmann's, *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, volume A10, 5^a edição, VCH Verlagsgesellschaft mbH, (1987), Weinheim, Alemanha;
- [6] Hui, Y.H.; *Bailey's industrial oil & fat products*, vol. 4; Wiley-interscience publication; 1996
- [7] P. Perry, D. Green, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th edition, McGraw-Hill, (1984), Nova York, E.U.A.;

12. Equipamento de Transferência de Calor

12.1. Considerações gerais

A transferência de calor é uma operação essencial na maioria dos processos químicos. Desde o aquecimento/ arrefecimento de reactores em funcionamento isotérmico, passando pelos processos de separação, como a destilação, culminando nos comuns aquecedores/arrefecedores, a transferência de calor está presente por todo o processo.

Neste capítulo apresenta-se o dimensionamento dos permutadores de calor: aquecedores, arrefecedores, condensadores e reebulidores.

Os permutadores onde se aquece ou arrefece um líquido por uma corrente auxiliar chamam-se arrefecedores ou aquecedores. Se a corrente do processo for vaporizada o permutador chama-se evaporador, isto se a vaporização da corrente for completa. Denomina-se de ebulidor no caso de estar associado a uma coluna de destilação, e de evaporador se for usado para concentrar uma solução. Quando a corrente é condensada, totalmente ou parcialmente, a peça de equipamento designa-se de condensador.

A equação básica de projecto para a transferência de calor através de uma superfície é a que está na Eq.12.1.

$$Q = UA\Delta T_m \quad (12.1)$$

Nesta equação Q é a taxa de transferência de calor, U é o coeficiente global de transferência de calor, A é a área de transferência e ΔT_m é a diferença de temperaturas média.

O coeficiente global de transferência de calor é dado pelo inverso da soma das resistências individuais. Assim, para uma superfície tubular é calculado pela Eq.12.2

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + R_o + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2k_w} + \frac{d_o}{d_i} R_i + \frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i} \quad (12.2)$$

onde U_0 é o coeficiente global relativo à superfície exterior do tubo, h_0 e h_i são os coeficientes de filme dos fluidos exterior e interior respectivamente, R_0 e R_i são as resistências externa e interna devido à sujidade, d_0 e d_i são os diâmetros externo e interno do tubo e k_w é a condutividade térmica do material da parede do tubo. Os valores de coeficientes globais e de factores de sujidade típicos encontram-se na literatura para sistemas comuns[1,2,3] ou até particulares [3].

As condutividades térmicas dos metais usados na construção de permutadores de calor são fornecidas na literatura.[1]

A escolha para material de construção neste projecto recaiu sobre o aço AISI 304. Assim a condutividade térmica para um aço inox de 18-8 é $16 \text{ Wm}^{-1}\text{K}^{-1}$ entre 0 e 100°C . [1]

12.2 Aquecedores e Arrefecedores

12.2.1 Selecção do Tipo de Permutador

O termo permutador de calor aplica-se na realidade a todos os tipos de equipamento em que existe troca de calor contudo, mais habitualmente, utiliza-se para peças onde se permuta calor entre duas correntes do processo.

O tipo de equipamento mais simples e barato de permutador de calor é o de tubos concêntricos. Estes podem ser construídos a partir de tubagens e acessórios normalizados sendo em geral dispostos em conjuntos de duas unidades, podendo estas ser ligadas em série para aumentar a área de transferência de calor.

A desvantagem deste tipo de permutador é ter uma razão $A_{\text{transferência}}/V_{\text{ocupado}}$ elevada sendo utilizado este tipo de permutador essencialmente para áreas de transferência até 20m^2 . [2] No entanto é o permutador com tecnologia mais barata.

Um outro tipo de permutador de calor é o de caixa e tubos, sendo o mais utilizado na indústria química. A sua principal vantagem é a elevada compacidade.

Os permutadores de caixa e tubos podem ser de três tipos.[1,2,5] O permutador de placa de tubos fixa – as placas estão fixas no invólucro impedindo a sua limpeza não sendo aconselhável o uso deste tipo de permutador com fluidos sujos. Em geral não há possibilidade de ocorrência de expansão térmica diferencial portanto não deve ser usado para temperaturas superiores a 80°C e pressões no invólucro superiores a 8 bar.

Os permutadores de tubo em U são unicamente suportados numa placa de tubos, sendo fácil a sua remoção para limpeza e possibilitando a expansão térmica. No entanto é um tipo de permutador mais caro que o anterior.

O permutador de cabeça flutuante é o mais caro de todos, no entanto é o que possibilita a existência de expansão térmica diferencial para além de ser o de mais fácil limpeza.

Os permutadores de placas são utilizados largamente na indústria alimentar nomeadamente na pasteurização de misturas líquidas.[8] Estes suportam uma pressão máxima de 20atm e uma temperatura de 175°C. O seu desenho permite obter elevada compacidade e é viável para áreas de transferência de energia até 2500m². [7]

Os permutadores a dimensionar estão resumidos na tabela 12.1 com as suas respectivas características [6].

Tabela 12.1- Características dos permutadores a dimensionar

Designação	Fluido Quente	Fluido Frio	DT _m (°C)	A _{0,req} (m ²)
PC-401	óleo vegetal	óleo vegetal	68.3	2.15
PC-402	STM	óleo vegetal	24.5	12.3
PC-403	óleo vegetal	água refrigerada	77	2.64
PC-404	STM	hidrogénio	60.6	0.873
PC-501	óleo vegetal	STM	100	1.04
PP-601	água quente	fase aquosa	4.33	16.6
PP-604	água quente	fase aquosa	4.33	23.84
PP-607	água quente	fase aquosa	4.33	7.7
PP-610	água quente	fase aquosa	4.33	13.3
PP-602	fase aquosa	fase aquosa	12.0	1.25
PP-605	fase aquosa	fase aquosa	12.0	1.80
PP-608	fase aquosa	fase aquosa	12.0	0.583
PP-611	fase aquosa	fase aquosa	12.0	1.00
PP-603	fase aquosa	água refrigerada	9.00	3.05
PP-606	fase aquosa	água refrigerada	9.00	3.66
PP-609	fase aquosa	água refrigerada	9.00	1.43
PP-612	fase aquosa	água refrigerada	9.00	2.44
PC-601/602	óleo vegetal	água refrigerada	10.5	3.98

A selecção de permutador efectuada com base nas características atrás resumidas está na tabela seguinte.

Tabela 12.2- Selecção do tipo de permutador

Designação	Tipo
PC-401	Tubos concêntricos
PC-402	Tubos concêntricos
PC-403	Tubos concêntricos
PC-501	Tubos concêntricos
PP-601/604/607/610	Placas
PP-602/605/608/611	Placas
PP-603/606/609/612	Placas
PP-601/602	Tubos concêntricos

12.2.2. Permutador de Tubos Concêntricos

12.2.2.1 Desenho Mecânico

Os permutadores de tubos concêntricos industriais têm uma configuração do tipo *hairpin* consistindo em dois braços de tubos concêntricos com um cotovelo de retorno no tubo interior e uma cabeça de retorno na região anelar exterior. A área disponível para transferência de energia corresponde à área superficial do tubo interior no percurso rectilíneo, ou seja, em cada um dos braços o cotovelo de retorno está exposto. Os braços são tipicamente de 12, 15 e 20ft sendo a sua construção realizada a partir de tubagens e acessórios normalizados.[2] Em caso de necessidade podem colocar-se várias unidades em série.

12.2.2.2 Coeficientes de Filme

O dimensionamento de um permutador de calor inclui o uso dos números adimensionais: número de Reynolds, número de Prandtl, número de Nusselt e factor de Colburn.

O número de Reynolds (Re) tem a expressão da Eq.12.1.2 onde G é o fluxo mássico, L é uma dimensão de superfície e m é a viscosidade do fluido à temperatura média.

$$Re_L = \frac{LG}{m} \quad (12.3)$$

O número de Prandtl (Pr) calculou-se pela Eq.12.5 onde C_p , m e k são respectivamente o calor específico, a viscosidade e a condutividade do fluido à temperatura média.

$$Pr = \frac{C_p m}{k} \quad (12.4)$$

O número de Nusselt (Nu) determina-se pela Eq.12.6 onde h é o coeficiente de filme.

$$Nu_L = \frac{Lh}{k} \quad (12.5)$$

O factor de Colburn (j_{HL}) vem na Eq.12.7 onde m_w é a viscosidade do fluido à temperatura de superfície.

$$j_{H_L} = Nu Pr^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{m}{m_w} \right)^{-0.14} \quad (12.6)$$

Cálculo do Coeficiente de Filme do lado interior dos Tubos

O caso da transferência de calor por convecção forçada foi tratado por Sieder e Tate de forma a estabelecer-se uma correlação gráfica onde se correlaciona $j_{H_{di}}$ com di dimensão característica igual ao diâmetro interno do tubo em função de Re_{di} e do comprimento adimensional do tubo L/di .

As correlações foram desenvolvidas para Re_{di} elevados, ou seja, para regime turbulento com $Re > 10'000$ e para Re_{di} baixos, i.e., para regime laminar com $Re < 2'100$. Assim no caso de fluidos gasosos, soluções aquosas e correntes viscosas de líquidos orgânicos têm-se as Eqs. 12.8 e 12.9, para regime laminar e turbulento, respectivamente.

$$Nu_{di} = 1.86 \left(Re_{di} Pr \frac{di}{L} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{m}{m_w} \right)^{0.14} \quad (12.7)$$

$$Nu_{di} = 0.027 Re^{0.8} Pr^{\frac{1}{3}} \left(\frac{m}{m_w} \right)^{0.14} \quad (12.8)$$

Para fluidos pouco viscosos ($\mu < 1$ cp) o factor de correcção de viscosidade é desprezável, no entanto quando tal não pode ser aplicado tem de se calcular T_w , i.e., a temperatura na superfície do tubo pelo balanço à transferência de energia entre os dois fluidos expresso na Eq.12.10 onde T_i é a temperatura média do fluido interior ao tubo, T_e é a temperatura média do fluido exterior ao tubo e h_{io} é o coeficiente de filme interior ao tubo em relação à área externa de tubo.

$$T_w = T_i - \frac{U_o}{h_{io}} (T_i - T_o) \quad (12.9)$$

Nos casos específicos em que o fluido é água existem correlações especificamente desenvolvidas que conduzem a valores exactos[1] como a Eq.12.11 onde h_i é o coeficiente de filme interior ao tubo, T_i é a temperatura média do fluido interior ao tubo, v_t é a velocidade do fluido no interior do tubo e d_i é o diâmetro interno do tubo.

$$h_i = 4200 (1.35 + 0.02 T_i) \frac{v_t^{0.8}}{d_i^{0.2}} \quad (12.10)$$

Cálculo do Coeficiente de Filme do lado exterior do tubo interno

O coeficiente de filme do lado da coroa anelar é calculado através das mesmas equações e representações gráficas que o coeficiente do lado interior do tubo. A única diferença é a dimensão característica que para a região anelar é definida por diâmetro equivalente, D_e , igual à expressão da Eq.12.12 onde D_i é o diâmetro interno do tubo exterior e d_o é o diâmetro externo do tubo interior.

$$D_e = \frac{D_i^2 - d_0^2}{d_0} \quad (12.11)$$

12.2.2.3 Queda de Pressão

As quedas de pressão numa instalação industrial prendem-se com questões económicas no que diz respeito aos custos de bombagem e de compressão. Por isso tem de existir um compromisso entre custos de permutador e custos de funcionamento ou bombagem.

Na literatura existem alguns valores máximos a considerar no projecto de permutadores de calor, transcritos na tabela 12.3.

Tabela 12.3- Valores Máximos de ΔP .

Líquidos	$\Delta P(\text{bar})$
$\mu < 1 \text{ cP}$	0.35
$\mu > 1 \text{ cP}$	0.5-0.7
Gases e Vapores	
Alto vácuo	0.004-0.008
Vácuo médio	$0.1 \times P_{\text{abs}}$
1 a 2 bar	$0.5 \times P_g$
Acima de 10 bar	$0.1 \times P_g$

A queda de pressão nos tubos do permutador tem origem no atrito em linha, nas inversões de fluxo para o caso de passagens múltiplas e nas tubuladuras de entrada e saída. neste caso não existem tubuladuras de entrada e saída uma vez que o permutador está directamente ligado à tubagem.

A queda de pressão no interior dos tubos tem duas causas principais, o atrito provocado pelo movimento do líquido e as perdas devidas à contracção e expansão súbitas nas embocaduras e à inversão de marcha quando existem várias passagens nos tubos.

A expressão que contabiliza as perdas por atrito isotermicamente é a da Eq.12.12 onde L é o comprimento do tubo, d_i é o seu diâmetro interno e j_f é o factor de atrito no interior dos tubos. [1]

$$DP = 8.j_f(L/d_i) \frac{r < v_t >^2}{2} \quad (12.12)$$

Os permutadores de calor não são isotérmicos logo torna-se necessário introduzir correcções das propriedades físicas dependentes da temperatura, o que é feito normalmente apenas para a viscosidade, Eq.12.13 onde m tem valor de 0.25 no caso de fluxo laminar, $Re < 2100$, e de 0.14 para fluxo turbulento, $Re > 2100$.

$$DP = 8.j_f(L/d_i) \frac{r < v_t >^2}{2} \left(\frac{m}{m_w} \right)^m \quad (12.13)$$

Queda de pressão na coroa anelar

A queda de pressão no lado exterior do tubo interno é composta por três parcelas que são devido ao atrito em linha, às cabeças de retorno e às tubuladuras. A queda de pressão em linha é dada pela Eq.12.13 onde d_i será substituído por D'_e calculado pela Eq.12.14.

$$D'_e = D_i - d_o \quad (12.14)$$

A queda de pressão nas cabeças de retorno, Dp_{cab} , calculou-se pela expressão da Eq.12.15, onde v_{ca} é a velocidade de fluido na coroa anelar e s é o número de *hairpin's*

$$D_{pcab} = \frac{r v_{ca}^2 s}{2} \quad (12.15)$$

12.2.2.4 Selecção dos Fluidos de cada um dos Lados

No lado interior do permutador de calor deve circular o fluido mais corrosivo, que causar maior sujidade, com maior pressão, que possa possuir elevada queda de pressão, menos viscoso e com maior caudal.

Assim:

- o fluído mais corrosivo deverá estar do lado dos tubos, reduzindo assim custos de fabricação;
- como os tubos de elevada pressão costumam ser mais baratos que os invólucros de alta pressão, é do lado dos tubos que deverá ser colocada a corrente com a pressão mais elevada;
- o fluído com maior tendência para sujar as superfícies de transferência de calor deverá ser colocado do lado dos tubos, possibilitando um maior controlo da velocidade de projecto (maior velocidade conduz uma menor formação de sujidade) e uma fácil limpeza mecânica;
- para um dado valor de queda de pressão corresponde um valor de coeficiente de transferência de calor mais elevado no interior dos tubos do que na caixa, devendo-se por isso colocar o fluído com menor queda de pressão permissível do lado dos tubos;
- o fluído com menor caudal ao ser colocado do lado da caixa, conduz geralmente a projectos mais económicos.

Por outro lado a decisão para cada um dos tubos do permutador deve ser tomada de forma a que as condições de queda de pressão e velocidade do fluido sejam semelhantes para ambos.

As opções para cada permutador do fluido de passagem na caixa ou nos tubos foram tomadas de acordo com o que foi dito acima e estão resumidas na tabela seguinte.

Tabela 12.4- Colocação das correntes

Designação	Interior do tubo	Coroa Anelar
PC-301	RW	322
PC-401	289	294
PC-402	STM	295
PC-403	RW	297
PC-501	STM	290
PC-601/602	RW	182/197/222/238

12.2.2.5 Dimensionamento

O dimensionamento dos permutadores está resumido nas seguintes tabelas.[2]

Tabela 12.5 – Coeficiente global de transferência de calor

		PC-401	PC-402	PC-403
Tubo Interior				
v_t	ms ⁻¹	1.4	1.2	1.01
Re		1.15x10 ³	237	237
Pr		1092	0.92	0.18
h_i	Wm ⁻² K ⁻¹	927	5.6	8604
Coroa Anelar				
D_e	in	2.33	2.33	2.33
v_{ca}	ms ⁻¹	1.2	1.01	1.05
Re		1.3x10 ³	1110	866
Pr		1089	1095	1049
h_o	Wm ⁻² K ⁻¹	773	819	673
U₀	Wm ⁻² K ⁻¹	375	321	609

Tabela 12.6 – Coeficiente global de transferência de calor

		PC-301	PC-404	PC-501	PC-601/602
Tubo Interior					
v_t	ms ⁻¹	1.01	0.8	1.01	1.01
Re		1.41x10 ³	121	237	1700
Pr		23.3	1.3	0.87	8.7
h_i	Wm ⁻² K ⁻¹	713	1.3	674	5.9
Coroa Anelar					
D_e	in	2.33	0.55	2.33	2.33
v₀	ms ⁻¹	1.05	0.9	1.2	1.09
Re		866	2.15x10 ⁴	990	900
Pr		1050	0.27	1049	1055
h₀	Wm ⁻² K ⁻¹	713	5.83	694	715
U₀	Wm ⁻² K ⁻¹	350	83.3	321	315

Tabela 12.9 – Comparação entre as áreas necessárias e as áreas sobredimensionadas

	A_{0necessário}(m²)	A_{excesso}(m²)	% Excesso
PC-301	4.62	5.55	20
PC-401	2.2	2.6	18
PC-402	5.6	6.8	21
PC-403	1.48	1.78	20
PC-404	0.84	1.05	20
PC-501	0.6	0.7	17
PC-601/602	12	15	25

Tabela 12.10 – Perdas de carga nos tubos e na coroa anelar

	$DP_{\text{tubos}}(\text{bar})$	$DP_{\text{ca}}(\text{bar})$
PC-301	0.074	0.24
PC-401	1.13	0.026
PC-402	0.39	0.074
PC-403	0.08	0.074
PC-404	0.2	0.047
PC-501	0.74	0.04
PC-601/602	0.69	0.08

12.2.3. Permutadores de Calor de Placas

12.2.3.1 Desenho Mecânico

A sua estrutura consiste num empilhamento de placas metálicas finas, dentro de um invólucro chamado quadro. Estes em geral apresentam coeficientes de transferência de calor mais elevados que os permutadores de caixa e tubos e são mais compactos.

As dimensões normalizadas das placas estão entre áreas desde 0,03 a 1,3 m² com limite de número de placas igual a 400.

A pressão máxima de funcionamento pode ser até 20 bar (por serem muito propícios a fugas) e a temperatura máxima de 250 °C (pela qualidade de desempenho dos materiais das juntas). Estes, de um modo geral, são especificados com consulta dos fabricantes.

12.2.3.2 Dimensionamento

O dimensionamento dos permutadores está resumido nas seguintes tabelas.[2]

Tabela 12.9 – Comparação entre as áreas necessárias e as áreas sobredimensionadas

	$A_{0necessário}(m^2)$	$A_{excesso}(m^2)$	% Excesso
PP-601	16.6	19.9	19.9
PP-604	23.8	28.6	20.2
PP-607	7.72	9.27	20.1
PP-610	13.3	15.9	19.5
PP-602	1.25	1.50	20.0
PP-605	1.80	2.16	20.0
PP-608	0.583	0.700	20.0
PP-611	1.00	1.20	20.0
PP-603	3.05	3.66	20.0
PP-606	4.40	5.28	20.0
PP-609	1.43	1.71	19.6
PP-612	2.44	2.93	20.1

Tabela 12.10 – Valores das perdas de carga.

	DP(bar)
PP-601	0.001
PP-604	0.002
PP-607	0.003
PP-610	0.0001
PP-602	0.0500
PP-605	0.0297
PP-608	0.139
PP-611	0.0652
PP-603	0.0144
PP-606	0.00833
PP-609	0.0407
PP-612	0.0198

12.3. Condensador

12.3.1. CN-401

Quando necessitamos de pequenas áreas de transferência de calor, originadas por caudais a condensar reduzidos, o equipamento mais utilizado são os permutadores de tubos concêntricos, [9].

O condensador CN-401 funcionará também como permutador de calor dado que a corrente de entrada se encontra a 180°C e a condensação realiza-se a 50°C. No entanto é dimensionado para uma temperatura de entrada de 220°C que corresponde ao pico de saída do reactor de hidrogenação.

No balanço de massa considerou-se um excesso de hidrogénio de 10% mas no dimensionamento aumentaremos o excesso para 20% de modo a que o caudal a tratar seja maior.

O coeficiente de transferência de calor para a condensação de vapor varia tipicamente entre 1000 e 1500 W/m²·°C, enquanto que nos processos unicamente de arrefecimento de gases com água varia entre 20 e 300 W/m²·°C.

A água de refrigeração é o fluido que pode provocar maiores inscrustações nas paredes pelo que deve circular no tubo interno, enquanto que a mistura gasosa circula no anel circular externo.

Aplicando a expressão do balanço de energia ao pior cenário, e admitindo as seguintes características dos tubos, determinam-se as dimensões do condensador (tabela 12.11)

Tabela 12.11 – características do tubo interno, [10].

O.D (in.)	BWG	I.D (mm)	Área seccional interna (m ²)
2	12	45.26	16.09x10 ⁻⁴

Tabela 12.12 – características do tubo externo, [10].

Tamanho nominal (in.)	Diâmetro externo (mm)	Schedule number	Espessura (mm)	Diâmetro interno (mm)	Área seccional interna (m ²)
2 1/2	73.03	80	7.01	59.0	27.30 x10 ⁻⁴

Tabela 12.13 – resultados do dimensionamento do condensador

Parâmetro	Valor	Unidade
Q_{trocado}	1428	J/s
C_p água, 30°C	4.178	J/g°C
$Q_{\text{água refrigeração}}$	0.068	kg/s
$T_{\text{entrada, gases}}$	220	°C
$T_{\text{saída, gases}}$	50	°C
$T_{\text{entrada, água}}$	27	°C
$T_{\text{saída, água}}$	32	°C
ΔT_{ln}	78.5	°C
U	20	W/m ² ·°C
$A_{\text{transferência}}$	0.91	m ²
$A_{\text{sobre-dimensionada}}$	1.10	m ²
L	12	ft
V_{gases}	0.94	m/s
$V_{\text{água}}$	10.0	cm/s

12.3.2. CN-301

O condensador usado, (CN-301), é um permutador de tubos e caixa.

Num processo de condensação podem ser levadas a cabo dois tipos de condensação: condensação total ou condensação parcial do vapor

O perfil de temperatura ao longo de um condensador depende do padrão de fluxo de líquido no condensador. Há duas situações extremas de fluxo de vapor condensado:

- Condensação diferencial, em que o líquido se separa do vapor de onde condensou;
- Condensação integral, na qual o líquido permanece em equilíbrio com o vapor não condensado.

Habitualmente considera-se condensação total. As condições aproximam-se das de condensação total se a condensação se efectuar numa só passagem, de modo a que o líquido e o vapor sigam o mesmo trajecto, como num condensador vertical com condensação dentro ou fora dos tubos. Num condensador horizontal com condensação do lado do invólucro, o condensado tenderá a separar-se do vapor. Geralmente, na condensação de vapores mistos, devem evitar-se as configurações em que seja provável a separação do líquido.

Escolha da Orientação (Vertical ou Horizontal)

De acordo com o descrito em [1], são possíveis quatro configurações de condensador:

- Horizontal, com condensação na caixa, e com o meio de arrefecimento nos tubos;
- Horizontal, com condensação nos tubos.
- Vertical com condensação na caixa.
- Vertical com condensação nos tubos.

Os tipos de condensadores mais utilizados são os condensadores horizontais com condensação do lado do invólucro e os condensadores verticais com condensação do lado dos tubos. Num condensador do lado do invólucro, horizontal, o vapor e o condensado terão tendência para se separarem. O mesmo não acontece com condensadores verticais.

Os condensadores verticais apresentam como limitação o facto de, se os tubos não estiverem perfeitamente alinhados, poder haver escorrência de condensado ao longo de uma das faces do tubo, o que invalida uma transferência de calor homogénea em todo o perímetro do tubo. No caso de condensadores horizontais, o condensado não escorre ao longo do tubo, mas pinga, ficando o tubo sempre seco, permitindo uma transferência de calor mais homogénea. No caso de um condensador vertical, pode também ocorrer

uma acumulação de condensado na parte inferior do invólucro, o que pode ser útil se for necessário subarrefecimento, mas implica que o tubo não ser utilizado em todo o seu comprimento para condensar o vapor.

Pelo descrito anteriormente e tendo em conta que, é usual colocar a corrente que condensa do lado da caixa, o condensador CN- 301 é um condensador horizontal, com 5° de inclinação (de modo a que o líquido condensado “caia”) com condensação do lado da caixa.

Este permutador de calor tem, como objectivo a condensação da água presente na corrente 325 de modo a diminuir a potência da bomba necessária para a realização de vácuo.

Fluido de Arrefecimento

O fluido de arrefecimento seleccionado para o condensador CN- 301 é a água visto ser um meio de transferência ideal dentro do seu intervalo de temperaturas. Para além de ter um menor custo associado, apresenta uma média de temperaturas que favorece a transferência de calor. A água entra a 25 °C e sai a 32 °C.

Material de Construção

O material de construção é seleccionado de acordo com a composição dos fluidos em contacto com o equipamento em questão. Por conseguinte, o condensador existente neste processo, CN- 301, é totalmente fabricado em aço inoxidável AISI 304 devido à possibilidade de existirem substâncias com carácter corrosivo, tais como ácidos orgânicos.

12.3.2.1. Dimensionamento

O dimensionamento deste permutador é bastante semelhante aos permutadores anteriores, apenas variando o cálculo do coeficiente global de transferência de calor do lado da caixa.

Condições operatórias

A corrente 325 entra no condensador a uma temperatura da ordem dos 119°C, condensando até 33°C e sai do condensador sub-arrefecido a 32°C, podendo depois ser descarregado. Por seu lado, a água de arrefecimento entra no condensador a uma temperatura de 25°C e sai a uma temperatura de 32°C. Resolveu-se limitar a troca de calor de forma a que a água de arrefecimento não possuísse uma temperatura demasiado elevada por forma a permitir a sua recirculação através da torre de arrefecimento de água.

Coeficiente global de transferência de calor

Também neste caso, retirou-se uma estimativa para o coeficiente global de transferência de calor de [1]. Assim, e para inicializar os cálculos, tomou-se um valor de 900 W/m².°C para aquele valor.

Cálculo do coeficiente global de transferência de calor

O valor de U_o é também calculado de forma semelhante ao cálculo efectuado nos permutadores anteriores, com excepção do lado da caixa, onde ocorre a condensação do vapor.

Assim sendo, o coeficiente parcial h_{od} é também calculado pelo método de Kern. Segundo este autor, o coeficiente médio para um feixe de tubos é dado pela equação (12.12):

$$(h_c)_b = 0.95k_L \left[\frac{r_L(r_L - r_v)g}{m_L \Gamma_h} \right] . Nr^{-1/6} \quad (12.12)$$

Em que Γ_h é dado por:

$$\Gamma_h = \frac{W_c}{LN_t} \quad (12.13)$$

onde:

L é o comprimento de tubo

W_c é o caudal total de condensado

N_t é o número de tubos

N_r é o número médio de tubos numa fila vertical de tubos

O valor deste coeficiente foi de 2172.43 W/m².°C, valor este obtido após cálculo iterativo conduzindo a um coeficiente global de transferência de calor de 970 W/m².°C. Os restantes resultados do dimensionamento do condensador C-401 são apresentados na tabela seguinte:

Tabela 12.14: Resultados obtidos no dimensionamento do condensador CN-301.

Parâmetros globais	
Calor trocado (kW)	424,66
Área de transferência de calor (m ²)	14,94
Coeficiente global de transferência de calor (W/m ² .°C)	970
Lado da caixa	
Diâmetro do feixe de tubos (mm)	305
Diâmetro da caixa (mm)	392
Velocidade de circulação (m/s)	10
Coef. de sujidade (W/m ² .°C)	6000
Coef. parcial de transf. de calor (W/m ² .°C)	2172,43
Lado dos tubos	
Diâmetro nominal do tubo (mm)	31,75
BWG	16
Comprimento (m)	4.88 (16 ft)
Velocidade de circulação (m/s)	1.7
Coef. de sujidade (W/m ² .°C)	6000
Coef. parcial de transf. de calor (W/m ² .°C)	7973,36
<i>Perda de carga associada</i>	

A perda de carga é calculada do mesmo modo que nos permutadores anteriores,

apresentando-se os resultados obtidos na tabela seguinte.

Tabela 12.15 - Cálculo da perda de carga existente no condensador C-401.

Lado dos tubos	
Nº de passagens	2
Nº de Reynolds (Re)	45433,9
Factor de atrito (<i>jf</i>)	3.2×10^{-3}
<i>r</i> (kg/m ³)	997
DP (psi)	2
Lado da caixa	
Nº de Reynolds (Re)	1076
Factor de atrito (<i>jf</i>)	0.070
Diâmetro equivalente (<i>d_e</i>) (m)	0.0251
<i>r</i> (kg/m ³)	0.153
DP (psi)	0,0194

As perdas de carga, quer do lado dos tubos, quer do lado da caixa são aceitáveis.

Bibliografia

- [1] Coulson, J.M., Richardson, J. F., *Tecnologia Química*, Vol. VI, 2ª Ed., Fundação Calouste Gulbenkian, Lisboa (1968)
- [2] Kern, D.Q., *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York (1950)
- [3] Hui, Y.H.; *Bailey's industrial oil & fat products*, vol. 4; Wiley-interscience publication; 1996;
- [4] Perry, R.H., Green, D.W., *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th Ed., McGraw Hill, New York (1999)
- [5] Branan, C., *Rules of Thumb for Chemical Engineers*, 2nd Ed., Gulf Publishing Company, Houston (1998)
- [6] Informação cedida pela Eng^a Ana Paula Guedelha da Fima
- [7] Frank P. Incropera, David P. Dewitt, *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, 4th ed., John Wiley & Sons PC.
- [8] Trevatt, C., *Plate Heat Exchangers – Recent developments*, *The European Food and Drink review*, Dummer, 1993
- [9] Saunders, E. “ Heat Exchangers, Selection, Design & Construction” , *B.Sc.C.Eng., M.I.Mech.E*, Longman Scientific & Technical, **UK., 1988**
- [10] Geankoplis, C.J.; *Transport processes and unit operations*, 3rd. ed.; Prentice Hall; 1993;

13. Tanques

13.1. Considerações Gerais

Os tanques utilizados em processos químicos podem comportar uma larga gama de capacidades consoante a sua função. Assim nesta unidade serão necessários tanques de armazenagem de matérias primas, de produtos intermédios, bem como tanques de mistura.

A capacidade de um tanque é determinada tendo em conta o tempo de residência de uma certa quantidade de produto.

Em qualquer unidade industrial podem distinguir-se dois tipos de tanques: tanques de processo e tanques de armazenagem. Assim iremos começar por dimensionar os tanques de armazenagem. A principal diferença entre estes tipos de tanques é o tempo de residência que possuem sendo da ordem dos dias nos de armazenagem e dos minutos ou horas nos de processo.

O primeiro passo no dimensionamento de um tanque, seja ele de armazenagem ou de processo, é determinar a sua capacidade.

A capacidade de um tanque, ou seja, o seu volume (V_T) calcula-se pela Eq.13.1 para um dado tempo de residência q e um caudal volumétrico de entrada no tanque, proveniente da operação anterior, Q_v .

$$V_T = Q_v \times q \quad (13.1)$$

As decisões importantes neste tipo de dimensionamento incluem a fixação do tempo de permanência do líquido no tanque. As correntes líquidas existentes no interior do tanque necessitam de um tempo mínimo de permanência no tanque para facilitar o controlo, absover perturbações e flutuações do processo e manter a segurança durante o funcionamento da unidade. Este parâmetro é fixo de acordo com o tempo necessário para o tanque vazar completamente desde o nível de líquido existente quando o tanque se encontra cheio até meia altura. Assim de forma a admitir um dimensionamento mais preventivo admitiu-se o valor de 10 min, embora o intervalo seja entre 5-10min.

A espessura das paredes dos tanques deve ser suficiente para suportar o próprio peso da peça de equipamento, assim como as forças externas que possam actuar contra estas, como por exemplo fenómenos atmosféricos. Assim para condições de pressão atmosférica que é o caso dos tanques dimensionados existem valores mínimos de

espessura incluindo uma margem de corrosão de 5mm. Estes estão na tabela seguinte em função do diâmetro interior do tanque.[6]

Tabela 13.1 – Valores de espessura mínima em função do diâmetro de tanque

D (m)	t_T(m)
1.0	8
1.0-2.0	10
2.0-2.5	12
2.5-3.5	13
3.0-3.5	15

13.2 Tanques de Armazenagem

A capacidade dos tanques de armazenagem foi determinada com base nas necessidades de matérias primas de modo a manter o processo em funcionamento nos períodos de produção de margarinas, admitindo a necessidade de possuir tanques de elevado volume para compra de óleos brutos.[5] Estes são necessários uma vez que o abastecimento é feito por navio.

A escolha do formato do tanque está dependente do tipo de composto que se pretende armazenar e da sua quantidade. Assim os tanques de armazenagem podem ser de três tipos consoante o estado físico do produto a guardar: cilíndricos para o caso de líquidos, esféricos para gases e silos para produtos sólidos.

Os tanques cilíndricos podem ser horizontais ou verticais se possuem volumes entre 3 e 39 m³ ou superiores a 39 m³, respectivamente. Na unidade processual em estudo pretende-se armazenar óleos brutos, lavados, hidrogenados, interesterificados e desodorizados. Assim optou-se por tanques cilíndricos.

Os tanques verticais são muito usados devido à sua grande capacidade, sendo em geral, constituídos por uma virola cilíndrica assente sobre uma plataforma de betão e por um tecto de forma plana, cónica, esférica ou elipsoidal. A cobertura mais comum é a cónica.

As tampas podem ser fixas ou flutuantes, sendo estas últimas mais indicadas para armazenamento de gases que sofram perdas por evaporação. A sua capacidade é calculada através da soma das capacidades dos vários elementos que o compõem.

13.2.1. Dimensionamento

Atendendo ao facto de pretender-se um tanque cuja pressão nas paredes não seja muito elevada suportando cargas de vento razoáveis, optou-se pela utilização de um tanque com uma razão entre o diâmetro e a altura da virola cilíndrica de 1. Após substituição adequada o diâmetro do tanque calcula-se pela Eq.13.2.

$$D_T = \sqrt[3]{\frac{V_{cilindro}}{pL}} \quad (13.2)$$

Após o cálculo do diâmetro calcula-se a altura da tampa pela Eq.13.3.

$$H_{cobertura} = \frac{D_T}{2} \operatorname{tg} 30^\circ \quad (13.3)$$

O resumo deste dimensionamento está na tabela 13.1, atendendo a que todos têm forma cilíndrica, vertical e com tampo cónico fixo. Os tanques foram dimensionados para as capacidades acima das necessárias de acordo com as disponibilidades de mercado em compromisso com o sobredimensionamento aplicado de 20%.

Tabela 13.2 – Dimensões dos tanques de armazenamento de óleos

	V(m³)	D_T (m)	H_{virola} (m)	H_{tampa}(m)	H_{tanque}.(m)
T-101	2000	13.7	13.7	3.9	17.6
T-102	2000	13.7	13.7	3.9	17.6
T-103	600	9.1	9.1	2.6	11.8
T-104	1000	10.8	10.8	3.1	14.0
T-105	500	8.6	8.6	2.5	11.1
T-106	1000	10.8	10.8	3.1	14.0
T-107	500	8.6	8.6	2.5	11.1
T-201	250	6.8	6.8	2.0	8.8
T-202	500	8.6	8.6	2.5	11.1
T-203	2000	13.7	13.7	3.9	17.6
T-204	250	6.8	6.8	2.0	8.8
T-401	1000	10.8	10.8	3.1	14.0
T-402	500	8.6	8.6	2.5	11.1
T-403	75	4.6	4.6	1.3	5.9
T-404	75	4.6	4.6	1.3	5.9
T-501	1000	10.8	10.8	3.1	14.0
T-502	50	4.0	4.0	1.2	5.1
T-503	50	4.0	4.0	1.2	5.1

13.3 - Tanques com Agitação

A operação de mistura em geral é realizada em tanques de agitação para os quais existem tamanhos e geometrias normalizadas. Para isso os tanques possuem alguns equipamentos auxiliares.

Os tanques necessários para este processo são para misturas de um sólido num líquido e de um líquido noutro líquido. A homogeneização de líquidos e suspensões de sólidos usualmente é realizada em tanques com razão H/D igual ou superior a um de modo a garantir condições de fluxo axial.

As chicanas fazem parte do equipamento auxiliar de um tanque de mistura evitando a formação de vórtices que resultam da entrada de gás no líquido, podendo ter como consequência a destruição do equipamento auxiliar.

Na generalidade dos casos é suficiente, para uma eficiência máxima do tanque, o uso de quatro chicanas igualmente espaçadas e colocadas verticalmente na parede interior do reservatório com largura igual a um décimo do diâmetro do tanque. Estas devem ser montadas com um espaçamento de $D/50$ da parede interior do tanque de modo a evitar a formação de volumes mortos.

13.3.1. Dimensionamento do tanque

O volume de cada tanque foi calculado a partir dos caudais volumétricos das correntes à entrada com margem de segurança de 20%.

O diâmetro do tanque tem de ser calculado tendo em conta os volumes do topo, virola e fundo do tanque. Neste trabalho existem tanques com fundo e topo elipsoidal.

Admitindo um tanque vertical com topo plano e fundo elipsoidal o volume do fundo calcula-se em função do diâmetro interno do tanque D_T pela expressão da Eq.13.2.

$$V_b = 0.13 \times D_T^3 \quad (13.4)$$

Assim substituindo na equação da soma de todas as contribuições e admitindo que o volume da virola é função do diâmetro do tanque e da altura igual a 1.5 vezes o diâmetro de tanque, e rearranjando obtém-se a expressão 13.3 para cálculo do diâmetro interno do tanque.

$$D_T = \sqrt[3]{\frac{V_T}{\frac{p}{4} \times 1.5 + 0.13}} \quad (13.5)$$

A altura total do tanque é a soma do altura da virola com o topo e o fundo. A

altura da virola cilíndrica do tanque (H_v) é igual à Eq.13.10.

$$H_v = 1.5D_T \quad (13.6)$$

A altura de um topo elipsoidal e o volume são calculados respectivamente pelas Eqs.13.11 e 13.12.

$$H_{\text{topo}} = \frac{D_T}{4} \quad (13.7)$$

$$V_{\text{topo}} = p \frac{D_T^3}{24} \quad (13.8)$$

Os resultados deste dimensionamento estão resumidos na seguinte tabela.

Tabela 13.3 – Dimensões dos misturadores para misturas líquido-líquido

	V (m³)	D_T(m)	H_{fundo} (m)	H_{virola} (m)	H_{total} (m)
M-301	66	3,6	0,89	1,34	3,13
M-302	60	3,5	0,87	1,30	3,04
M-404	2	1,2	0,29	0,44	1,02
M-501	13	2,1	0,52	0,79	1,83
M-504	16	2,2	0,56	0,84	1,95
M-601	4,7	1,5	0,37	0,55	1,29
M-602	2,1	1,1	0,28	0,42	0,99
M-603	1,2	0,9	0,23	0,35	0,81
M-604	5,0	1,5	0,37	0,55	1,29
M-605	5,0	1,5	0,37	0,55	1,29
M-606	54	3,3	0,84	1,25	2,93
M-607	1,0	0,9	0,24	0,36	0,83
M-608	2,0	1,2	0,29	0,43	1,01
M-609	1,0	0,8	0,19	0,28	0,66
M-610	2,0	1,1	0,29	0,43	1,00
M-611	3,0	1,3	0,33	0,50	1,16
M-612	6,0	1,6	0,41	0,61	1,43
M-613	1,0	0,7	0,18	0,26	0,62
M-614	0,3	0,6	0,15	0,23	0,53
M-615	7,0	1,7	0,42	0,63	1,46
M-616	7,0	1,7	0,42	0,63	1,46
M-617	4,0	1,4	0,34	0,51	1,20
M-618	4,0	1,4	0,34	0,51	1,20

Tabela 13.4 – Dimensões dos misturadores para misturas sólido-líquido

	$V \text{ (m}^3\text{)}$	$D_T \text{ (m)}$	$H_{\text{virola}} \text{ (m)}$	$H_{\text{fundo}} \text{ (m)}$	$H_{\text{total}} \text{ (m)}$
M-401	0,3	0,6	0,22	0,15	0,51
M-402	0,4	0,6	0,24	0,16	0,56
M-502	0,3	0,6	0,22	0,15	0,51
M-403	12,7	2,1	0,78	0,52	1,81
M-503	9,9	1,9	0,71	0,47	1,66

Os tanques para a água quente e para a solução de soda cáustica serão tanques com um tempo de retenção de 1 dia e 7 dias cilíndricos e verticais. O tanque para a água terá topo cónico enquanto o para a soda cáustica topo plano.

O cálculo do seu volume foi realizado pela Eq.13.1 e as suas dimensões pelas Eqs13.2 e 13.3. Os resultados do seu dimensionamento estão resumidos na tabela seguinte.

Tabela 13.5 – Dimensões dos tanques de água quente e soda cáustica 0.3N.

	$V \text{ (m}^3\text{)}$	$D_T \text{ (m)}$	$H_{\text{virola}} \text{ (m)}$	$H_{\text{tampa/fundo}} \text{ (m)}$	$H_{\text{tanque}} \text{ (m)}$
T-U01	50	2,3	3,5	0,7	4,2
T-404	30	3,8	5,7	1,1	6,9

13.3.2. Chicanas

A utilização de chicanas em tanques agitados assegura uma mistura eficaz, dado que distribui o fluxo de fluido por todo o tanque. Por outro lado, um número excessivo de chicanas reduz caudal e forma volumes mortos. As chicanas devem ser usadas em misturas com baixa viscosidade, quando os agitadores são colocados pelo topo do tanque e centrados.

O número recomendado de chicanas que devem ser usadas no tanque agitado encontra-se na literatura em função do volume do tanque e da viscosidade da mistura contida no tanque. Deste modo, para um volume superior a 3.8 m^3 e uma viscosidade inferior a 5000 cp, serão necessárias 4 chicanas dispostas a 90° .

O dimensionamento de uma chicana implica determinar a largura da chicana, B_w , e a distância de colocação relativamente à parede do tanque, B_s , pelas Eqs. 13.9 e 13.10.

$$B_w = \frac{D_T}{10} \quad (13.9)$$

$$B_s = \frac{D_T}{50} \quad (13.10)$$

O dimensionamento das chicanas para os misturadores dimensionados está resumido na tabela 13.6.

Tabela 13.6 – Dimensões das chicanas

	B_w(m)	B_s(m)
M-301	0,357	0,072
M-302	0,347	0,069
M-404	0,116	0,023
M-501	0,210	0,042
M-504	0,223	0,045
M-601	0,148	0,030
M-602	0,113	0,023
M-603	0,093	0,019
M-604	0,148	0,030
M-605	0,148	0,030
M-606	0,334	0,067
M-607	0,095	0,019
M-608	0,115	0,023
M-609	0,076	0,015
M-610	0,115	0,023
M-611	0,133	0,027
M-612	0,163	0,033
M-613	0,071	0,014
M-614	0,061	0,012
M-615	0,167	0,033
M-616	0,167	0,033
M-617	0,137	0,027
M-618	0,137	0,027
M-401	0,033	0,007
M-402	0,064	0,013
M-502	0,059	0,012
M-403	0,207	0,041
M-503	0,190	0,038
T-404	0,196	0,039

13.4. Decantador

A operação de decantação neste processo é utilizada para separação da fase orgânica da fase aquosa após neutralização dos óleos com solução de NaOH. Esta junção constitui uma mistura parcial ou completamente imiscível.

A força motriz de uma qualquer operação de decantação é a diferença de densidades entre dois líquidos associada à influência da gravidade.

A velocidade limite de assentamento das gotículas, v , calcula-se pela lei de Stokes onde d é o diâmetro de gotícula, r_D é a densidade da fase dispersa, r_c é a densidade da fase contínua e m_C a sua viscosidade.

$$v = \frac{gd^2(r_D - r_c)}{18m_C} \quad (13.24)$$

Inicia-se o dimensionamento admitindo um valor de diâmetro de gotícula de 150 μ m e na prática usa-se uma velocidade máxima de assentamento igual a 25cm/min mesmo que este não seja o resultado da Eq.13.24 .

A determinação de qual das fases é a contínua ou a dispersa é feita por um método da literatura [3] bastante simples. Assim em ambos os decantadores a fase orgânica será a contínua que após entrada no tanque se desloca verticalmente até à tubuladura de saída e a aquosa é a dispersa movendo-se em sentido contrário até à interface.

A fase dispersa difunde-se na fase contínua até atingir a interface onde assenta formando uma película ondulada.

A fase contínua fica retida entre esta película ondulada e a interface, deslocando-se nesta até atingir a fase contínua. Assim a espessura da interface diminui até ao ponto em que as gotículas da fase dispersa atravessam a interface.

Um dos factores mais importantes no dimensionamento de um decantador é o volume uma vez que deve ser tal que o tempo de permanência seja o suficiente para as gotículas de fase dispersa atingirem e atravessarem a interface. Se necessário podem usar-se chicanas para reduzir o volume diminuindo assim o tempo de permanência, uma vez que passa a ser o tempo até atingirem as chicanas em vez da interface.

Pretende-se que as fases se separem completamente uma da outra, tendo assim o cilindro de ter uma altura tal para as gotículas atingirem a interface antes da saída do tanque das duas fases contínuas.

O dimensionamento segue os seguintes pontos presentes na literatura [4, 7].

1 - relações básicas para o dimensionamento são as Eqs.13.25 e 13.26.

$$\frac{x_l \left(\frac{pD^2}{4} \right) rD}{\frac{M_l}{60 r_l}} = \frac{h_l}{v_l} \quad (13.25)$$

$$\frac{x_h \left(\frac{pD^2}{4} \right) rD}{\frac{M_l}{60 r_l}} = \frac{h_h}{v_h} \quad (13.26)$$

2 - as alturas h_l e h_h obtêm-se das seguintes equações, 13.27 e 13.28.

$$y(x_l) = \frac{h_l}{D} \quad (13.27)$$

$$y(x_h) = \frac{h_h}{D} \quad (13.28)$$

3 - o diâmetro calcula-se pela seguinte equação

$$D \geq h_l + h_h + 4.3 \quad (13.29)$$

4 – as equações 13.27 e 13.28 podem reorganizar-se obtendo-se as seguintes equações

$$\frac{h_l}{D} = \frac{x_l D^2}{A_l} = y_l \quad (13.30)$$

$$\frac{h_h}{D} = \frac{x_h D^2}{A_h} = y_h \quad (13.31)$$

donde vem

$$y_l = y(x_l) \quad (13.32)$$

$$y_h = y(x_h) \quad (13.33)$$

e

$$D = h_l + h_h + 0.36 \quad (13.34)$$

5 – as áreas A_l e A_h são calculadas pelas Eqs.13.35 e 13.36

$$A_l = \frac{M_l}{15pv_l r} \quad (13.35)$$

$$A_h = \frac{M_h}{15pv_h r} \quad (13.36)$$

6 – a expressão final para o diâmetro será

$$D = \left(\frac{A_l y_l}{x_l} \right)^{\frac{1}{2}} = \left(\frac{a_h y_h}{x_h} \right)^{\frac{1}{2}} \quad (13.37)$$

Obtém-se através deste procedimento um sistema de quatro equações a quatro incógnitas. Este sistema é o da Eq.13.38

$$\begin{cases} \frac{A_l y_l}{x_l} = \frac{A_h y_h}{x_h} \\ 1 = y_l + y_h + 1.17 \left(\frac{x_l}{A_l y_l} \right)^{\frac{1}{2}} \\ y_l = y(x_l) \\ y_h = y(x_h) \end{cases} \quad (13.38)$$

através da figura seguinte definiu-se uma relação entre x e y na Eq.13.39, [8]

$$y = 0.826103x + 0.0869497 \quad (13.39)$$

Por substituições e rearranjos determinaram-se as Eqs. 13.40 e 13.41 que permitem determinar x_l e x_h , e por sua vez y_l e y_h do gráfico da figura

$$x_h = \frac{x_l}{\frac{A_l}{A_h} + \frac{0.826103}{0.0869497 \left[\left(\frac{A_l}{A_h} \right) - 1 \right] x_l}} \quad (13.40)$$

$$1 - x_l - \frac{x_l}{\frac{A_l}{A_h} + \frac{0.826103}{0.0869497 \left[\left(\frac{A_l}{A_h} \right) - 1 \right] x_l}} - \left[\frac{x_l}{\left(\frac{0.826103^2 A_l}{1.369} \right) (0.826103 x_l + 0.0869497)} \right]^{\frac{1}{2}} = 0 \quad (13.41)$$

Após a determinação dos pares (x,y) calcula-se o diâmetro pela Eq.13.37.

Os resultados do dimensionamento estão resumidos na tabela 13.7. O volume do decantador é a soma do volume do cilindro com os topos elípticos.

Tabela 13.7 – Resultados do dimensionamento dos decantadores.

	DC-401	DC-501
$v_l(\text{m/s})$	1.05×10^{-3}	1.04×10^{-3}
$v_h(\text{m/s})$	1.23×10^{-5}	1.2×10^{-5}
D(m)	1.40	1.42
L(m)	4.76	4.82
$h_l(\text{m})$	0.123	0.125
$h_h(\text{m})$	0.120	0.123
$V_T(\text{m}^3)$	8.05	8.35

Bibliografia

- [1] *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry*, 5th ed., vol. B2, VCH, 1991
- [2] John J. Mcketta, William. A. Cunningham, *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, Marcel Dekker, Inc., 1991.
- [3] Hooper, W.B., Jacobs. J.L., *Handbook of separation Methods for Chemical Engineers (P.A. Schwitzer, Ed.)*, McGraw-Hill, New York, 1999
- [4] *How to design settling drums*, Chemical Engineering, 23 June, 1975
- [5] *Somarg –Análise de Mercado- Volume I* , 2002
- [6] Coulson, J.M., Richardson, J. F., *Tecnologia Química*, Vol. VI, 2^a Ed., Fundação Calouste Gulbenkian, Lisboa (1968)
- [7] Fig. 3 , *How to design settling drums*, Chemical Engineering, 23 June, 1975
- [8] Fig.1, *How to design settling drums*, Chemical Engineering, 23 June, 1975

14.Filtro de Prensa

14.1. Considerações Gerais

A filtração consiste na separação de um fluido líquido ou gasoso de uma suspensão de sólidos. Para realizar esta operação unitária utiliza-se um filtro constituído por um meio poroso (meio filtrante) que retém as partículas sólidas (bolo) e deixa passar o fluído (filtrado).

A Teoria de Filtração permite correlacionar ou extrapolar quando necessário os valores experimentais de laboratório. A Teoria é baseada na equação de Hagen-Poiseuille [4],

$$\frac{1}{A} \frac{dV}{dq} = \frac{P}{m \left(\alpha \nu \frac{V}{A} + r \right)} \quad (14.1-1)$$

em que V é o volume de filtrado processado, θ , o tempo de filtração, P, a pressão total que o sistema é sujeito, a concentração em sólidos, A, a área do filtro, μ , a viscosidade do filtrado, α , a resistência específica do bolo e r a resistência do filtro.

A equação na forma integrada e admitindo que a pressão se mantém constante durante a filtração, resulta que para cada sistema “Filtro / Solução a filtrar” a pressão a utilizar é inversamente proporcional ao tempo necessário para a filtração,

$$P = \left(\frac{m \alpha r_{\text{bolo}}^2 e^2}{2 \nu} + \frac{m r r_{\text{bolo}} e}{\nu} \right) \frac{1}{q} \quad (14.1-2)$$

em que ρ_{bolo} é massa específica e e, a espessura do bolo formado.

Cada sistema Filtro / Solução a filtrar tem a respectiva constante de proporcionalidade, que pode ser determinada em escala piloto.

14.2 Classificação de filtros

Os filtros podem-se classificar por diversos critérios:

Força motriz da filtração

O filtrado é induzido a atravessar o filtro por gravidade, pressão aplicada à entrada, vácuo ou pressão reduzida aplicada à saída ou por força centrífuga.

Mecanismo de filtração

Dois modelos são geralmente considerados e estão na base da aplicação da teoria no processo de filtração. Quando os sólidos são retidos na superfície do filtro sendo aí acumulados de forma a formar um bolo designa-se filtração em bolo. Quando os sólidos são retidos nos poros do meio filtração designa-se por clarificação.

Objectivo

O objectivo da filtração pode ser secar sólidos (o bolo é o produto desejado), clarificar líquidos (o filtrado é neste caso o produto desejado) ou ambos. O aproveitamento dos sólidos é mais eficaz por filtração em bolo enquanto a clarificação de líquidos é indiferente o mecanismo.

Ciclo de funcionamento

A filtração tanto pode ser efectuada em contínuo como em descontínuo.

Natureza do solido

A filtração em bolo envolve a acumulação de um bolo que pode ser compressível, se as partículas solidas forem deformáveis, ou incompressível se as partículas forem rígidas.

Idealmente seria preferível uma filtração contínua, mas, no entanto, o equipamento necessário para a filtração em continuo é mecanicamente complexo e difícil a remoção contínua dos sólidos. Para além disso, o processo de filtração em contínuo é mais caro. A filtração mais usada na Indústria Química é em regime descontínuo.

Os filtros que utilizam a pressão como força motriz são os mais usados pois permitem uma filtração rápida, são compactos oferecendo uma elevada área de filtração por espaço ocupado na fábrica e são flexíveis na operação podendo condicionar a área de filtração por simples adição ou remoção de placas.

Para as três filtrações presentes no projecto optou-se por filtros prensa.

14.3 Filtro Prensa

O ciclo de operação de um filtro prensa consiste basicamente nas seguintes etapas:

- Formação do bolo de filtração,
- Compressão do bolo de forma a remover a maioria do filtrado,
- Lavagem do bolo fazendo passar ar ou gás através do bolo de forma a remover a totalidade do filtrado,
- Descarga do bolo.

Basicamente, um filtro prensa consiste em várias placas com superfícies onduladas que suportam o meio filtrante colocadas consecutivamente e pressionadas de forma a evitar perda de filtrado na união das placas. Esta pressão pode ser providenciada manualmente, hidraulicamente ou através de um motor.

O meio filtrante é geralmente um tecido que deverá ser escolhido de modo a produzir um filtrado limpo, ter a menor resistência ao fluxo (não obstruindo a passagem do filtrado), produzir um bolo com pouca humidade e apresentar um longo tempo de vida.

A solução a filtrar é bombeada para o filtro formando o bolo que é acumulado no intervalo entre as placas com a passagem dos fluxos através do meio filtrante até que o espaço entre as placas seja totalmente preenchido, que pode ser controlado pelo tempo, pela redução do fluxo ou pelo aumento da pressão. O filtrado é recolhido na base de cada placa.

Quando o bolo atinge as condições desejadas de humidade, procede-se à descarga do bolo separando cada placa.

14.3.1 Dimensionamento

O dimensionamento do filtro foi efectuado com base no bolo formado na filtração.

Sabendo o caudal de sólidos que é necessário filtrar, o ciclo de cada filtração, θ , e humidade máximo no bolo, determina-se a quantidade de bolo a filtrar por ciclo de filtração.

$$m_{bolo} = \frac{Q_{m\ bolo}}{q} \quad (14.3.1-1)$$

Como a fábrica funciona em contínuo, tem três turnos de 8 horas, e de modo que cada turno efectue apenas uma operação definiu-se cada ciclo de filtração são 8 horas.

Definiu-se que a humidade final no bolo é no máximo 20%, ou seja, o bolo retirado no final da filtração contém 20% do filtrado. Pode-se então calcular o bolo em relação aos sólidos que queremos separar.

$$Q_{m\ bolo} = \frac{100}{80} Q_{m\ sólidos} \quad (14.3.1-2)$$

No cálculo do volume do bolo é necessário prever a massa específica média do bolo sendo esta a relação ponderal da massa específica da sua composição.

$$V_{bolo} = \frac{m_{bolo}}{r_{bolo}} \quad (14.3.1-3)$$

Dimensionando o filtro para formar um bolo com 25 mm de espessura, determina-se a área de filtração necessária por ciclo de filtração:

$$A_{Filt.} = \frac{V_{bolo}}{e} \quad (14.3.1-4)$$

Aplicando um sobredimensionamento de 20 % ao filtro, a área final de filtração por ciclo de filtração será:

$$A_{Total} = 1,2 \times A_{Filt.} \quad (14.3.1-5)$$

Tabela 14.3.1-1 Variáveis de filtração e cálculos de dimensionamento

Variável	Unidade	FP-401.402	FP-403.404	FP-501.502
Qm total	kg/h	1768,161	1762,157	1366,215
T	h	8	8	8
r_b	kg/m ³	572	716	716
V_b	m ³	0,058	0,182	0,147
E	m	0,025	0,025	0,025
Área filtração	m ²	2,306	7,299	5,885
Área Total	m ²	2,768	8,759	7,062
Lado placa	m	0,470	0,630	0,470
Área placa	m ²	0,442	0,794	0,442
número de placas		6	11	16
Marca		Shule	Shule	Shule
		Shule Hs RUII	Shule Hs RUII	
Modelo		470	630	Shule Hs RUII 470

14.3.2 Escalonamento do funcionamento dos filtros

Já foi referido o funcionamento descontínuo deste tipo de filtros. Este facto, tem como implicação principal, a necessidade de instalar dois equipamento em paralelo que funcionem de forma descompassada. Ou seja, enquanto um dos filtros está a realizar a filtração, o segundo está a ser preparado para entrar em funcionamento.

O ciclo completo de filtração engloba a seguinte sequência básica de operações:

- fecho do filtro
- filtração
- abertura e limpeza do filtro

Não se considerou a lavagem do bolo nesta sequência, uma vez que este vai ser readmitido a uma fase inicial do processo e no balanço mássico foram contabilizados os compostos em solução. O diagrama temporal que se segue esquematiza o funcionamento dos dois filtros em conjunto.

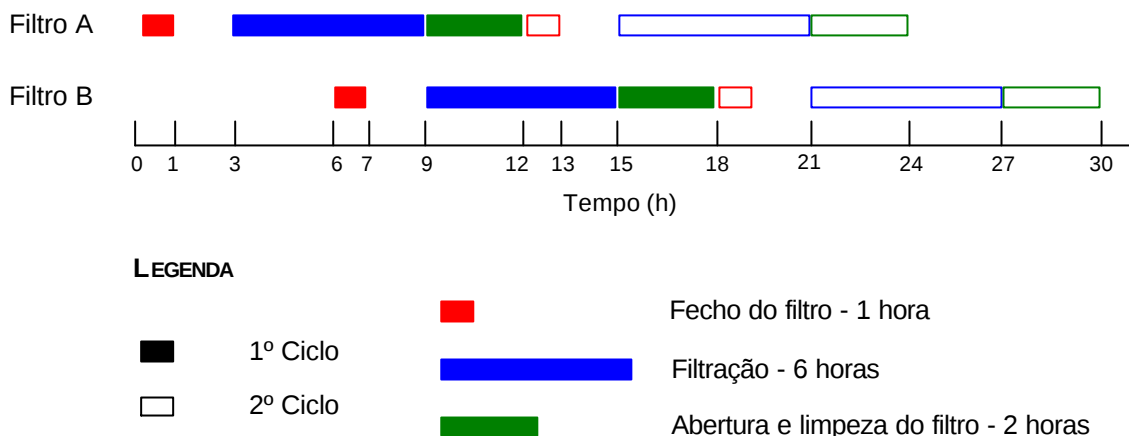


Figura 14. 1– Diagrama temporal do funcionamento dos filtros

O diagrama temporal representa o tempo que cada operação leva, a sequência das operações e a forma como o funcionamento dos dois filtros deve ser coordenado, para cumprir as exigências do processo. O fecho do filtro, abertura e limpeza do mesmo – segmento vermelho e verde – são operações relativamente rápidas, pelo que os intervalos de tempo apresentados não são consumidos na sua totalidade por estas operações [1]. Estes devem ser encarados como uma representação do intervalo de tempo, em que as tarefas designadas devem ser cumpridas.

O filtro A começa a laborar às zero horas. A primeira hora é utilizada no fecho do filtro e verificação do mesmo. Após um período de 2 horas, a filtração tem início (hora 3).

Esta operação está programada para um período de 6 horas, após as quais, o filtro B entra na fase de preparação, também com 1 hora de duração. Posteriormente, o período de descanso é de 2 horas. No final deste, o filtro A terminou as 6 horas de filtração programadas e o caudal é automaticamente desviado para o filtro B, o qual realiza a filtração nas 6 horas seguintes.

Terminada a etapa de filtração no filtro A procede-se à sua abertura e extracção do bolo filtrado e limpeza do mesmo, se necessária. Cumprido este procedimento, o filtro volta a ser fechado (hora 13). Nas duas horas seguintes, o filtro B continua a filtração e o filtro A está fechado e preparado para receber a suspensão. Desta forma, se ocorrer um problema no filtro em funcionamento, o outro estará preparado para dar resposta às necessidades.

Bibliografia

- [1] - Purchas Wakeman, *Solid-Liquid Separation Equipment Scale-up*, Uplands Press LTD, 2nd Edition, 1986;
- [2] - *Encyclopedia of Separation Techonoly a Kirk-Othmer Encyclopedia*, Vol. 2, John Willey & Sons, 1997;
- [3] - J. M. Coulson, J. F. Richardson, *Chemical Engineering; Vol. 2*, Pergamon Press, Fourth Edition, 1991;
- [4] - Luís de Almeida Alves, *Tecnologia Química - numa perspectiva industrial de gastar dinheiro sem perder dinheiro*, Fundação Calouste Gulbenkian, 1991;

16. Gasómetro

Os gasómetros são tanques cilíndricos para armazenamento de gases que são caracterizados por possuírem tampa amovível abaulada e fundo plano apoiado numa base de cimento.

O dimensionamento deste equipamento foi realizado admitindo um tempo de residência de duas horas e uma taxa de sobredimensionamento de 20%.

O gasómetro para fins de dimensionamento considerou-se sendo um tanque vertical com base plana e topo toroidosférico. Assim a altura do tanque calcula-se pela Eq.15.1 e o volume do tanque pela 15.2, considerando $H_{cil}/D_{int\ tanque}$ igual a 1.

$$H_{tanque} = H_{cil} + H_{topo} \quad (15.1)$$

$$V_{tanque} = p \frac{D_{interiortanque}^2}{4} H_{cil} + 0.081 D_{interiortanque}^3 \quad (15.2)$$

Tabela 15.1: Dimensões do gasómetro G-401.

D_{int tanque}	m	4.3
H_{cilindro}	m	4.3
H_{topo}	m	1.6
H_{gasómetro}	m	5.9
Espessura da parede	mm	42

16. Ejector de Vapor

16.1. Dimensionamento

O estabelecimento de condições de vácuos em operações industriais pode ser realizado com diversos equipamentos, no entanto os mais utilizados na indústria química são os ejectores de vácuo. A grande vantagem deste equipamento é não possuir peças móveis diminuindo os custos de manutenção e proporcionando uma operação estável.

O ejector consiste essencialmente num *nozzle* de vapor por onde é descarregado um jacto de vapor a alta velocidade para uma câmara de sucção que está ligada ao equipamento onde se quer estabelecer o vácuo. O gás proveniente da peça de equipamento é arrastado pelo vapor para um difusor em forma de *venturi*, convertendo a velocidade em diferença de pressão.

O ejector de vapor foi utilizado nos misturadores M-403, M-501 e M-503, no reactor R-501, *spray-dryer* e na coluna de *stripping* CD-301.

A carga do ejector projectou-se para um excesso de 20% do valor da quantidade de matéria que sai do sistema de modo a compensar a incerteza nos valores de pressão medidos.

Os ejectores podem apresentar diferentes configurações, estes podem ser ligados em serie (andares) de dois ou mais ejectores consoante o vácuo requerido pelas condições operatórias, ou podem ser ligados em paralelo quando o caudal de gás na câmara de sucção é muito grande.

Quando os ejectores estão ligados em série pode ser necessário a inclusão de inter-condensadores para diminuir a carga de gás de sucção e consequentemente a quantidade de vapor necessária.

Tendo em conta a pressão pretendida nas peças de equipamento M-501, M-503, R-501, SD-501 e M-403 a configuração escolhida foi a de dois ejectores em série sem condensadores intermédios em cada um dos casos.

Assim, segundo [3], as massa de vapor necessárias são:

Tabela 16.1- Caudais de vapor a 4 bar	
Ejector	(Kg.h⁻¹)
EJ-401	14.78
EJ-501	216.001
EJ-502	496.803
EJ-503	518.403
EJ-504	13.955

Para o ejector EJ-301 a pressão de descarga não é a pressão atmosférica mas sim 50 mbar pelo que foi necessário um método de cálculo diferente, tendo-se recorrido à técnica presente na literatura [2].

A definição dos rácios P_3/P_b e P_b/P_a permite estimar graficamente os valores de A_2/A_t e w_b/w_a (lb de vapor/lb de ar), que após correcção para a temperatura operatória e para as massas dos fluidos envolvidos através da equação(16.1) permite saber o consumo de vapor nas condições operatórias.[2]

$$\frac{w}{w_a} = \frac{w_b}{w_a} \sqrt{\frac{T_{0a}M_b}{T_{0b}M_a}} \quad (16.1)$$

Deste modo foi obtido o caudal de vapor necessário no ejector EJ-301 é de 438,43 Kg.h⁻¹.

Bibliografia

- [1] Birgenheier, D. B. Et al, *Designing Steam-Jet Vacuum Systems*, Chemical Engineering, Julho, 1993, pp.116-121
- [2] Perry, R.H., Green, D.W., *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th Ed., McGraw Hill, New York (1999)
- [3] S. M. Wallas, *Process Equipment -- Selection and Design*, Butterworth-Heinemann, 1990

17. Bombas

17.1 Considerações Gerais

Os equipamentos auxiliares num processo industrial são essenciais para o seu funcionamento. Assim entre estes assumem alguma importância as bombas e os compressores.

Os sistemas de bombagem são necessários para o movimento dos fluidos de uma etapa para outra do processo para que este vença as perdas de carga nas tubagens e nos equipamentos. No entanto também são necessários sistemas de bombagem para a carga de matérias primas e descarga de produtos.

A pressão a desenvolver pela bomba deverá compensar a diferença de pressão verificada entre o ponto de recolha e o ponto de descarga do fluido, a diferença de altura entre estes dois pontos (carga hidrostática), as perdas de carga que ocorrem nos equipamentos onde o fluido circula, e as perdas de carga nas tubagens e todos os seus acessórios. [2]

A escolha do tipo de bomba adequado a cada corrente obedece a alguns requisitos como valor do caudal a processar, existência de suspensões de sólidos e manutenção de um fluxo constante. As propriedades físicas e químicas das correntes são fundamentais para esta escolha, tais como a densidade do fluido, a temperatura, as especificações da instalação e a compatibilidade química entre o fluido e o material de construção da bomba [3].

A maior parte dos caudais do processo da *SOMARG* são constituídos por líquidos. As bombas utilizadas para líquidos dividem-se em dois tipos: bombas de deslocamento positivo ou bombas dinâmicas.

As bombas de deslocamento positivo a cada volta do mecanismo deslocam um volume definido de líquido dependente da velocidade, não sendo afectado pelo valor da pressão. Assim sendo, o caudal volumétrico não depende significativamente do acréscimo de pressão na bomba (DP_{bomba}). Os tipos mais comuns de bombas de deslocamento positivo são bombas alternativas, de diafragma, peristáltica e de carretos.

As bombas dinâmicas aumentam a energia mecânica do líquido pela acção centrífuga do rotor convertendo-a em energia de pressão. Neste tipo de bombas, o caudal volumétrico depende do DP_{bomba} . Como exemplo de bomba dinâmica tem-se a bomba centrífuga [3].

As bombas centrífugas são devido à sua versatilidade, facilidade de construção (em vários materiais) e capacidade de lidar com elevados caudais as mais utilizadas na Indústria Química.

O transporte de correntes líquidas em caso de caudal de uma corrente muito baixo é feito por bombas doseadoras de diafragma, caso contrário usam-se bombas centrífugas.

Atendendo ao facto de que no processo de produção de margarinas existem correntes com sólidos em suspensão, têm de se escolher as bombas de acordo com a percentagem de sólidos.

As correntes com percentagem de sólidos entre 10 a 30% usam bombas de diafragma, para concentrações maiores recorreu-se ao uso de bombas de parafuso.

As bombas usadas para circulação de gases são designadas por compressores trabalhando a velocidades e pressões maiores que as bombas de líquidos.[2]

17.2 Bombas centrífugas

17.2.1. Dimensionamento

O dimensionamento destas bombas inicia-se pela definição de balanço de energia mecânica ao sistema, fornecido pela equação de Bernoulli entre dois pontos de alturas 1 e 2. Como tal admite-se na definição deste: estado estacionário, tubagem sem ramificações, movimento unidimensional, temperatura constante e líquido incompressível na gama de pressões em causa. Assim pelo uso da Eq.17.1 determina-se altura manométrica, DH_{bomba} , considerando DH_f igual à expressão da Eq.17.2. Nesta DH_f é dado por um somatório de perdas em linha e acessórios postos ao longo da tubagem tais como cotovelos, válvulas e contracções ou expansões, que neste caso admitiu-se igual a 0,5 bar [3].

$$z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + \frac{P_1}{\rho g} + ?H_{bomba} = z_2 + \frac{v_2^2}{2g} + \frac{P_2}{\rho g} + ?H_f \quad (17.1)$$

$$?H_f = \frac{?P_f}{\rho g} \quad (17.2)$$

Admitindo a velocidade de descarga igual à velocidade de carga, $v_1 = v_2$, a equação de Bernoulli simplifica-se, obtendo-se a Eq.17.3.

$$\Delta H_{\text{bomba}} = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} + \Delta z + \Delta h_f \quad (17.3)$$

A potência da bomba, assumindo que esta funciona idealmente, exercida sobre o fluido, Pot_{bomba} calculou-se pela Eq.13.4.

$$Pot_{\text{bomba}} = Q_v \Delta P_{\text{bomba}} \quad (17.4)$$

As bombas em geral não transformam toda a energia eléctrica fornecida ao motor em energia transmitida de forma útil ao líquido. Portanto é necessário estimar a eficiência global da bomba, h , através da expressão da Eq.17.5.

$$\eta_{\text{bomba}} = \frac{Pot_{\text{bomba}}}{Pot_{\text{motor da bomba}}} \quad (17.5)$$

No caso das bombas centrífugas pode surgir um problema denominado de cavitação, provocando de um modo geral por pontos de baixa pressão no sistema [2]. Torna-se então necessário o cálculo do *NPSH* (*Net Pressure Suction Head*) disponível do sistema, que contabiliza a carga efectiva da bomba escolhida pela Eq.17.6 onde $p_v(T)$ é a pressão de vapor da corrente líquida à temperatura de entrada na bomba. Assim tem-se de comparar o seu valor com o *NPSH* do fabricante. No caso do valor calculado superior ao valor fornecido pelo fabricante, então a bomba é adequada e não apresentará problemas de cavitação.

$$NPSH_{\text{disponível}} = \frac{P_1}{\rho g} + z_1 - \Delta h_f - \frac{p_v(T)}{\rho g} \quad (17.6)$$

O modelo de bomba centrífuga é escolhido com os valores de ΔH_{bomba} e de caudal volumétrico, recorrendo a diagramas fornecidos pelos próprios fabricantes. Estes fornecem dados sobre o modelo, a velocidade de rotação, a eficiência e o $NPSH_{\text{mínimo}}$ da bomba. O dimensionamento das bombas está resumido na tabela seguinte.

Tabela 17.1 – Resultados do dimensionamento das bombas centrífugas

Designação	Q_v (m ³ h ⁻¹)	Pot_{bomba} (kW)	NPSH_{disp} (m)
B-101	81.7	14	5.5
B-102	11.1	1.89	4.5
B-103	81.7	14	5.5
B-104	11.1	1.89	3.5
B-105	81.7	14	4.5
B-106	11.1	1.89	6.5
B-301	7.10	1.19	4.5
B-302	7.10	1.19	4.5
B-303	7.10	1.19	4.5
B-304	6.97	1.19	4.5
B-305	6.18	1.06	4.5
B-306	0.748	0.128	4.5
B-307	39.9	6.82	4.5
B-403	2.42	0.186	4.5
B-404	1.99	0.153	4.5
B-407	3.49	0.27	4.5
B-408	0.759	0.0598	4.5
B-409	0.840	0.062	4.5
B-410	0.101	0.00187	4.5
B-411	0.300	0.0232	4.5
B-501	1.56	0.0109	4.5
B-503	0.006	0.483x10 ⁻³	4.5
B-504	0.0922	0.00713	4.5
B-505	1.56	0.12	4.5
B-506	0.233	0.18	4.5
B-507	1.89	0.146	4.5
B-508	1.54	0.119	4.5
B-511	1.61	0.127	4.5
B-512	0.630	0.0497	4.5

17.3. Bombas de diafragma

As bombas de diafragma são utilizadas para líquidos corrosivos e suspensões de sólidos abrasivos. As únicas partes móveis em contacto com o fluído são as válvulas e o diafragma, que pode ser de borracha, couro ou plástico. A bomba de diafragma pode criar pressões até $\cong 250$ atm e utiliza-se para caudais moderados. Não é necessário ferrar este tipo de bomba. Os resultados deste dimensionamento estão resumidos na seguinte tabela.

Tabela 17.2 – Resultados do dimensionamento das bombas de diafragma.

Designação	Q_v (m^3h^{-1})	Pot_{bomba} (kW)
B-401	2.16	0.16
B-402	2.16	0.682
B-406	2.02	0.155
B-412	0.0337	0.00265
B-413	0.429	0.0033
B-502	1.56	0.012
B-510	1.56	0.012
B-513	0.350	0.0027

17.4. Bombas doseadoras

Doseamento é definido como a adição de um caudal fixo definido a um tanque, misturador ou processo. Para permitir o doseamento a quantidade de massa deve ser transportada, medida e adicionada, [4].

As bombas doseadoras cumprem estas três operações e diferem dos sistemas de bombagem regulares por outras duas características:

- o caudal é facilmente ajustável;
- variações de pressão e viscosidade não influenciam (ou têm influência mínima) no caudal.

As bombas doseadoras são bombas de deslocamento positivo e podem ser de pistão ou diafragma, em que as partes em contacto com a emulsão são geralmente de aço inoxidável, embora existam também de outros materiais.

Dado o modo de funcionamento deste tipo de bombas o caudal sofre pequenas oscilações ao longo do tempo, pelo que para minimizá-las cada bomba é composta por mais do que uma parte de impulsão (normalmente duas ou três). Para estabilizar, ainda mais, o caudal de saída da bomba é corrente acoplar-lhe alguns acessórios como tanques de igualização e acumuladores, sendo últimos utilizados nas situações em que se pretende trabalhar a elevada pressão, [5].

Para protecção do motor da bomba estas são acompanhadas por um filtro de retenção de matéria sólida suspensa

As bombas doseadoras usam-se quando se pretende um caudal constante rigorosamente controlado de líquido, o qual se manterá apesar de possíveis variações de pressão. Estas são vulgarmente utilizadas em doseamentos de efluentes, abastecimentos de água, alimentação de reagentes, de catalisadores e de inibidores a reactores a caudais limitados não necessitando de ser ferradas.[2]

A utilização de bombas doseadoras de diafragma no processo em estudo prendeu-se com a necessidade de controlar caudais baixos de fluido. Os resultados deste dimensionamento estão resumidos na tabela seguinte.

Tabela 17.3 – Resultados do dimensionamento das bombas doseadoras.

Designação	Q_v (m^3h^{-1})	Pot_{bomba} (kW)
B-601	0.162	0.0138
B-602	0.0145	0.00124
B-603	0.008	0.000683
B-604	0.483	0.0413
B-605	0.696	0.0595
B-606	0.226	0.0193
B-607	0.387	0.0331
B-608	0.0043	0.000367
B-609	0.127	0.00483
B-610	0.229	0.00559
B-611	0.0358	0.000618
B-612	0.0358	0.000489

Além destas bombas existem outras quatro que doseiam simultaneamente duas correntes. Na realidade são pares de duas bombas lado a lado. Todo o processo poderia ser feito desta forma mas optou-se por fazer as misturas sequencialmente.

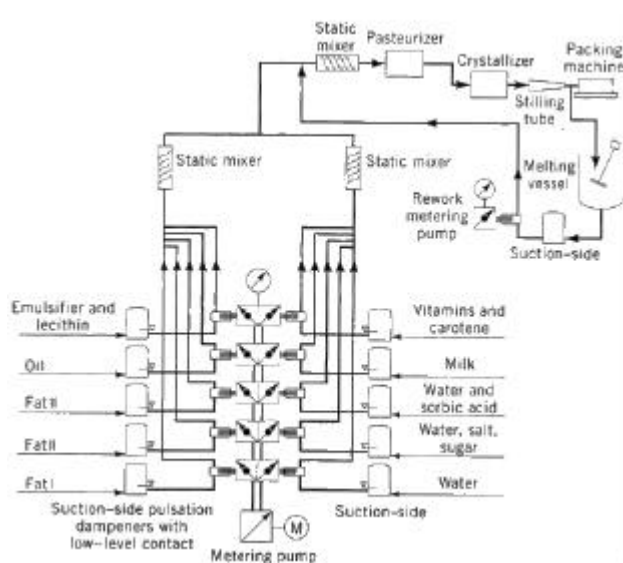


Figura 17.1 – esquema de doseamento simultâneo, [4].

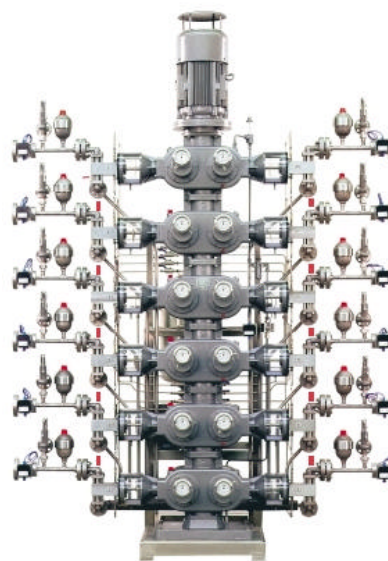


Figura 17.2 – bombas doseadoras acopladas para doseamento simultâneo.

As bombas doseadoras garantem exactidões no caudal de $\pm 0.5 \%$, podendo em alguns equipamentos conseguir-se desvios inferiores a $\pm 0.5 \%$.

Nas margarinarias para o doseamento das fases orgânica e aquosa podem utilizar-se bombas doseadoras de baixa ou alta pressão conforme se use , ou não, bombas de alta pressão para alimentar a emulsão ao cristalizador.

Após a bomba doseadora colocam-se misturadores estáticos para facilitar a formação da emulsão

Seleccção das bomba doseadoras das fases gorda e aquosa

A bombas de diafragma permitem uma melhor estanquicidade, quando comparadas com as bombas de pistão, além de que como a única parte em contacto com o produto é a membrana, o perigo de contaminação por óleo é menor, o que é um factor importante quando se trata do processamento de produtos alimentares.

A selecção da bomba a utilizar é determinada pelo caudal a processar e pela pressão a aplicar. As bombas doseadoras existentes na zona de preparação da fase aquosa movimentam pequenos caudais a pressões não muito exigentes. Já as bombas que doseiam as duas fases para a emulsão e que vão alimentar a bomba de alta pressão têm de ter a capacidade de conferir à mistura pelo menos 10 bar.

Por consulta do catálogo de bombas doseadoras de diafragma da *Bran+Luebbe* escolheram-se as seguintes, [7]:

Tabela 17.4 – bombas de alta pressão seleccionadas.

Referência do equipamento	Bombas escolhidas
BD-601	Uma KH-ME1 e uma DH-ME1
BD-602	Uma KH-ME1 e uma DH-ME1
BD-603	Duas P- ME1
BD-604	Duas P-ME1

17.5 Bombas de alimentação de alta pressão

A emulsão é alimentada aos cristalizadores através de uma bomba de alta pressão, [4]. Esta é uma bomba semelhante às de doseamento, que pode funcionar a pressões mais elevadas, pelo que é deslocamento positivo e pode ser de pistão ou diafragma.

Para protecção dos cristalizadores e do motor da bomba estas são acompanhadas por um filtro de retenção de matéria sólida suspensa, e por uma válvula de segurança que abre no caso da pressão se tornar superior à máxima admitida (devido, por exemplo, ao bloqueamento da linha a jusante), [5].

A escolha da bomba é baseada na especificação da pressão requerida pelo cristizador, sendo que a pressão fornecida pela bomba varia normalmente entre os 40 e os 120 bar no processo de margarinas sólidas, enquanto que para margarinas semilíquida varia entre 25 e 35 bar, [6].

Seleção da bomba de alta pressão

Estas bombas são normalmente adquiridas ao mesmo fabricante dos cristalizadores, que melhor que ninguém sabem quais as condições a que este deve operar para produzir o produto desejado.

A selecção da bomba é feita de acordo com o caudal a que pretendemos trabalhar. Tendo em conta as pressões típicas para cada produto nos equipamento de cristalização seleccionámos as bombas de alta pressão por um catálogo da *Waukesha Cherry-Burrell*, [7].

Tabela 17.5 – bombas de alta pressão seleccionadas.

Referência do equipamento	Bomba escolhida
HPP-601	Model 1000
HPP-602	Model 2000
HPP-603	Model 500
HPP-604	Model 500

17.6. Bombas de parafuso

As bombas de parafuso são muito utilizadas para fluidos com elevadas concentrações de sólidos em suspensão. Após o misturador com terras activadas é necessário utilizar bombas deste tipo

Tabela 17.5 – Resultados do dimensionamento da bomba de parafuso.

Designação	Q_v (m ³ h ⁻¹)	Pot _{bomba} (kW)
B-405	0.0593	0.0064
B-509	0.103	0.00798

17.7. Bombas de Vácuo

As bombas de vácuo destinam-se a criar zonas no processo onde a pressão seja inferior à atmosférica. No caso da produção de margarina, a principal utilização das bombas de vácuo destina-se a operar a coluna de *stripping* e um desarejador a baixa pressão de modo a permitir temperaturas de *stripping* mais baixas e o desarejamento do óleo que no caso de se estarem a efectuar em condições atmosféricas eram impossíveis ou muito difíceis.

No caso da coluna de *stripping* esta é seguida de várias peças de equipamento: um *scrubber-venturi*, dois separadores gás-líquido, um condensador, um permutador de calor e um ejector. Pelo que o vácuo será realizado após o segundo separador gás líquido.

No caso do desarejador o vácuo é realizado directamente sobre este.

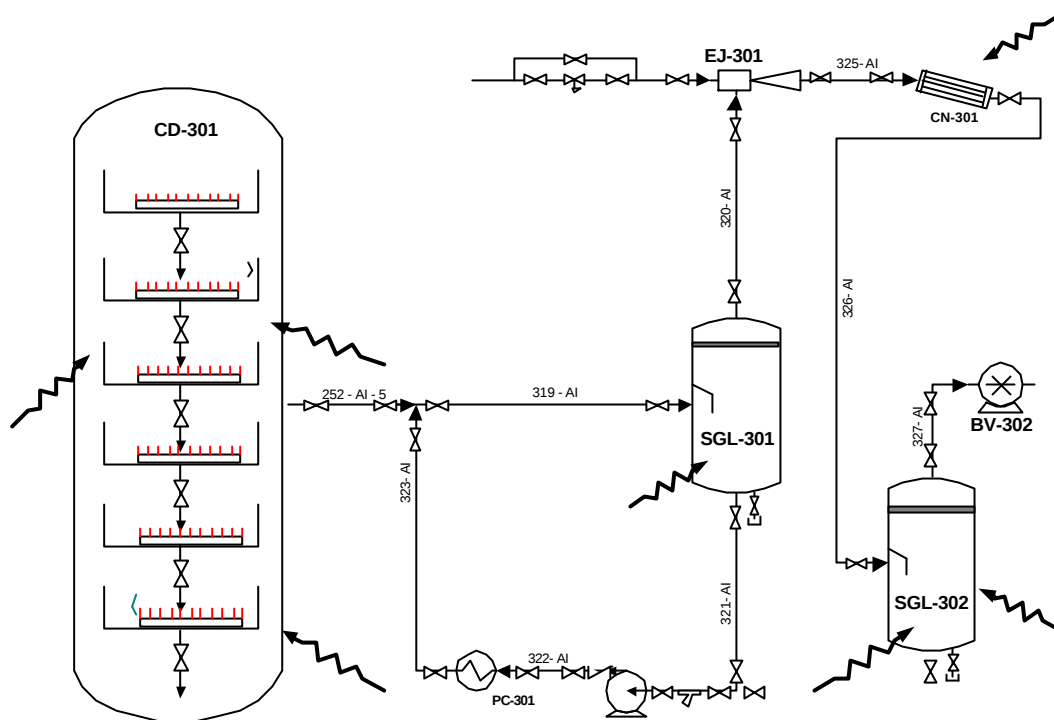


Figura 17.3 – Esquema do funcionamento das bombas de vácuo do processo

O princípio de funcionamento das bombas de vácuo consiste no facto de qualquer equipamento em funcionamento a baixa pressão, ter infiltrações de ar exterior devido à diferença de pressões registadas entre o interior e o exterior dos equipamentos. As bombas de vácuo aproveitam esse ar infiltrado como gás aspirado e desse modo garantem a pressão desejada.

No exemplo apresentado na figura 17.3, note-se a existência de diversas peças. A primeira é o *scrubber*, responsável pela condensação dos produtos provenientes da coluna à excepção do vapor de água e do ar infiltrado. Este condensado será então separado do vapor no separador gás-líquido. Após esta separação o ar e o vapor passam por um ejetor de vapor por forma a que a pressão passe de 3 mbar a 50 mbar (vácuo atingível pela bomba), de onde segue para um condensador de modo a diminuir a potência necessária à execução do vácuo. A alimentação deste permutador será constituída pelo vapor resultante do topo da coluna e do ejetor e pelo ar entretanto infiltrado. Deste condensador sairá, então, uma corrente mista (gás-líquido) que se separará no segundo separador gás-líquido. Deste resultam duas saídas: uma líquida constituída pelo vapor condensado e praticamente isenta de ar pois este é um gás não condensável às pressões e temperaturas existentes no processo. A segunda saída será

gasosa e será composta por ar e pelo vapor arrastado, que é insignificante que será posteriormente sugado pela bomba de vácuo a jusante. Deste modo, garante-se que não existem perdas significativas de vapor e que a bomba de vácuo apenas aspira os incondensáveis, ou seja, o ar infiltrado.

Uma bomba de vácuo tem dois períodos de funcionamento distintos. O primeiro corresponde à operação normal onde a bomba apenas tem de aspirar o ar infiltrado. O segundo corresponde ao arranque do equipamento, neste caso, além do ar infiltrado, tem de se ter também em conta a ar existente dentro das várias peças de equipamento e que é necessário retirar durante o início da operação. É neste segundo caso que a bomba tem de ter uma maior capacidade de aspiração, logo o dimensionamento da mesma será efectuado para estas condições.

Tome-se como exemplo o *scrubber* S-301, os separador gás-líquido SGL-301, o permutador de calor PC-301 e o ejetor. Estas peças de equipamento funcionam a uma pressão absoluta de 3 mbar. Devido às razões já apresentadas, este ejetor será secundado por um condensador C-301 e pelo separador gás-líquido SGL-302. A outra peça de equipamento que operam a vácuo na zona-300 é o DS-301 que opera a 50 mbar.

A primeira etapa do dimensionamento consiste em determinar o volume interno de todas as peças de equipamento principal, que no presente exemplo está resumido na tabela 17.6.

Tabela 17.6 – Determinação do volume em m³ das peças de equipamento junto das bombas de vácuo.

Equipamento	Volume(m³)
Condensador E-301	0,4
Coluna CD-301	48,4
Separador SGL-301:	1,6
Separador SGL-302:	29,7
Permutador PC-301:	0,2
Total	80,6
Total considerando 10 % para tubagens (V_{total})	88,1

Existem duas formas de infiltração de ar no equipamento. A primeira resulta da porosidade do metal que constitui esse equipamento e a segunda por falhas ao longo das

soldaduras. A Eq.17.8 apresenta uma estimativa do caudal de ar resultante desse tipo de infiltrações [8] onde W é a taxa de infiltração de ar ($\text{kg}_\text{ar}/\text{hora}$), p é a pressão absoluta a que o equipamento é operado (mmHg) e V é o volume do equipamento (m^3).

$$\begin{cases} W = 0,100 \cdot p^{0,34} \cdot V_{\text{total}}^{0,60} & 1 \leq p \leq 10 \\ W = 0,123 \cdot p^{0,26} \cdot V_{\text{total}}^{0,60} & 10 \leq p \leq 100 \end{cases} \quad (17.8)$$

Para o exemplo em estudo, obteve-se um valor para W igual a $2,1 \text{ kg}_\text{ar}/\text{h}$.

A outra forma de infiltrações deve-se a infiltrações em torno de vedações (estáticas ou dinâmicas), válvulas, portas de acesso e outros. Para estimar essas infiltrações, usou-se a Eq.17.9 [8] onde w é a taxa de infiltração de ar ($\text{kg}_\text{ar}/\text{h}$), D é o diâmetro selado (m) e q é a taxa específica de infiltração ($\text{kg}_\text{ar}/(\text{m} \cdot \text{h})$) valores estes que se encontram na literatura [8].

$$\begin{cases} w = \pi \cdot D \cdot \theta \cdot p^{0,34} & 1 \leq p \leq 10 \\ w = 1,20 \cdot \pi \cdot D \cdot \theta \cdot p^{0,26} & 10 \leq p \leq 100 \end{cases} \quad (17.9)$$

Tabela 17.7 – Taxas específicas de infiltração de ar para alguns tipos de vedações

Tipo de vedação	$q \text{ (kg}_\text{ar}/(\text{mh}))$
Vedação estática	$5,8 \times 10^{-5}$
Porta de acesso	$2,3 \times 10^{-4}$
Janela de visionamento	$1,7 \times 10^{-4}$
Válvula de guilhotina	$4,6 \times 10^{-4}$

Deste modo, e conhecendo as várias características de cada equipamento, pode-se estimar a contribuição deste tipo de infiltrações, sendo de $45,4 \text{ kg}_\text{ar}/\text{h}$.

Para se obter uma estimativa das infiltrações totais (W_{total}), soma-se a contribuição das duas formas de infiltrações e multiplica-se por um factor de 200 % para garantir que a bomba se encontra sobredimensionada. Deste modo tem-se que:

$$W_{\text{total}} = 200 \% \times (W + \Sigma w_i) = 2 \times (2,1 + 45,4) = 95 \text{ kg}_\text{ar}/\text{h}$$

É necessário calcular a densidade do ar nas condições operatórias (r_{ar}). Esta é função da pressão (p - mmHg), da temperatura (T - K), do peso molecular do ar (PM_{ar} – 0,029 kg/mol) e da constante dos gases perfeitos (R – 8,314 J/(K.mol))

$$\rho_{ar} = 0,0075 \cdot \frac{p \cdot PM_{ar}}{R \cdot T} \quad (17.10)$$

O caudal da bomba (W_{bomba}) será então função das infiltrações, do volume de ar que se pretende retirar a quando do arranque do equipamento e do tempo em que se pretende efectuar esse arranque ($t_{arranque}$):

$$W_{bomba} = \frac{\rho_{ar} \cdot V_{total}}{t_{arranque}} + W_{total} \quad (17.11)$$

Para um tempo de arranque de 15 minutos (0,25 h), obtém-se um caudal mássico de ar na bomba de 115 kg_{ar}/h.

Para o desarejador a bomba de vácuo utilizada apenas tem de retirar o volume desta peça mais os caudais de ar das infiltrações.

O resumo do cálculo do volume do desarejador encontra-se na tabela

Tabela 17.8 – Determinação do volume em m³ do desarejador junto das bombas de vácuo.

Equipamento	Volume(m ³)
Desarejador E-301:	2,4
Total (considerando 10 % para tubagens (V_{total}))	2,64

Pela Eq.17.8 e tendo em conta que a pressão operatória é menor que 100 mmHg, então $W = 0,6$ Kg_{ar}/h.

Pela Eq.17.9 e tendo em conta que a pressão é de 37,5 mmHg, e conhecendo as características de cada equipamento, estima-se a contribuição deste tipo de infiltrações como sendo igual a 6,8 kg_{ar}/h, donde vem o total de:

$$W_{total} = 2 \times (0,6 + 6,8) = 14,8 \text{ kg}_{ar}/h$$

Para um tempo de arranque de 15 minutos (0,25 horas), obtém-se um caudal mássico de ar na bomba igual a a_{ar}/h .

Bibliografia

- [1] Walas, S. M.; “*Rules of Thumb: Selecting and Designing Equipment*”; Chemical Engineering; 75-81; March; 1987.
- [2] Coulson, J. M.; Richardson, J. F.; “*Fluxo de fluidos, transferência de calor e transferência de massa*”; Volume I; (1ª edição); Fundação Calouste Gulbenkian; Lisboa; 1974.
- [3] Alves, S.; “*Apontamentos de Apoio às Aulas Teóricas de Fenómenos de Transferência I*”; AEIST; Lisboa; 1997.
- [4] Hui, Y.H.; Bailey’s industrial oil & fat products, vol. 4; Wiley-interscience publication; 1996;
- [5] *Metering pump accessories*; Bran+Luebbe; <http://www.bran-luebbe.com> em 2003-01-15;
- [6] *Diaphragm metering pumps*; Bran+Luebbe; <http://www.bran-luebbe.com> em 2003-01-15;
- [7] *Homogenizers / High Pressure Pumps Plunger Pumps*; Waukesha Cherry-Burrell; 1998; <http://www.gowcb.com> visitada em 2003-01-10;
- [8] J.L. Ryans, S. Croll, *Chemical Engineering*, (14 Dezembro 1981), págs. 72-90;

18. Cristalizador

18.1 Processo de cristalização

A cristalização é o processo no qual a emulsão de água em óleo ou óleo em água são conferidas propriedades da margarina. A alteração de propriedades é devida à solidificação da fracção de triglicéridos com o ponto de fusão mais elevado.

Esta mudança de fase é conseguida por arrefecimento da emulsão. No entanto, o arrefecimento por si só não levaria à formação da margarina porque a emulsão se desintegraria, sendo por isso necessário agitação vigorosa para manter a estabilidade da emulsão. Além disso existem várias formas de cristais sendo uns mais estáveis termodinamicamente que outros. De facto, as gorduras cristalizadas podem ocorrer em diferentes formas de cristais, fenómeno este a que se chama polimorfismo, mas são três as mais habituais: α , β e β' , [1].

A forma α é a de menor ponto de fusão e mais instável. Por outro lado a forma β tem as propriedades inversas.

Quando um óleo é arrefecido rapidamente abaixo do seu ponto de fusão cristaliza na forma α que rapidamente é transformada em β' . Algumas gorduras conseguem manter-se nesta forma mas outras transitam também rapidamente para a forma β .

Do ponto de vista tecnológico torna-se importante saber qual será o comportamento do óleo pois os cristais β' conferem à margarina uma textura suave enquanto que os cristais β levam a produtos com texturas mais granulares. Geralmente pode-se dizer que óleos com teores superiores a 20% em ácido palmítico são estáveis na forma β' .

18.2 Equipamento de cristalização

Permutador de calor de superfície raspada

O arrefecimento em repouso de óleos produz cristais com uma estrutura primária rígida que levam a margarinas muito duras. No entanto se o arrefecimento for efectuado simultaneamente com trabalho mecânico a estrutura primária rígida é destruída, não se volta a formar e os cristais dispõem-se segundo uma estrutura secundária maleável e que têm a capacidade de se regenerar. Assim, torna-se necessário, para uma textura

adequada, que a cristalização seja completada com arrefecimento e trabalho mecânico de modo a que se formem preferencialmente estruturas secundárias β' , [1].

O equipamento onde industrialmente se processa a cristalização é denominado por permutador de superfície raspada (SSHE - *scraped surface heat exchanger*) e é basicamente um cilindro oco com pás no interior, arrefecido exteriormente por amónia ou freon-22, no qual a emulsão solidifica num pequeno filme superficial. Este filme é desprendido pela elevada velocidade de rotação das pás e ao desintegrar-se promove o crescimento dos cristais nos núcleos pequenos que estão constantemente a ser criados

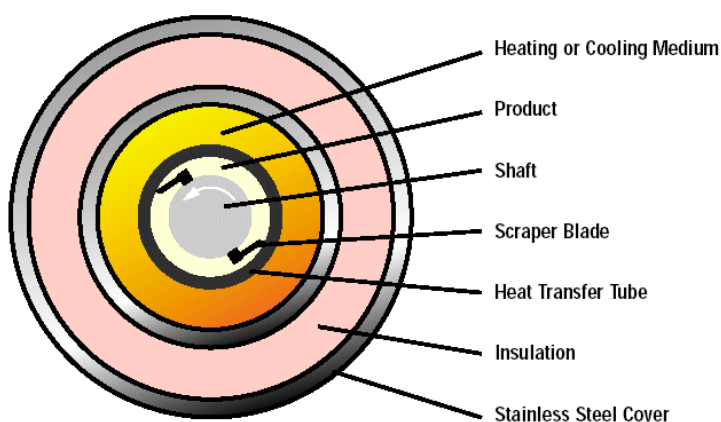


Figura 19.1 – SSHE em corte, [3].

Os cilindros são geralmente construídos em níquel ou aço, a rotação das pás varia entre as 300 e as 700 rpm e estão dispostos horizontalmente (embora existam algumas configurações na vertical). Os cilindros podem ser agrupados em conjuntos de dois ou mais conforme a necessidade.

Com o aumento da viscosidade da emulsão, originada pela elevação do teor em sólidos, a certa altura atingir-se-á a velocidade de rotação crítica, a partir da qual não se consegue aumentar o grau de mistura, e toda a potência extra exigida ao motor diminuirá a eficiência da cristalização, [2].

Para prevenir que isto aconteça existe circulação de água tépida no interior das pás, de modo a assegurar que a superfície de transferência de calor está sempre limpa e liberta de cristais.

A possibilidade de circulação desta água é benéfica, nem que seja apenas, por permitir arranques mais suaves do cristalizador, em caso de paragem, dado que ajuda na fusão do produto sólido.

Existem três tipos de geometria do cilindro em relação ao rotor das pás: concêntricos, acêntricos e ovais, cada um com o seu campo de aplicação, mas sendo os primeiros os mais utilizados, [3].



Figura 19.2 – geometria concêntrica.



Figura 19.3 – geometria acêntrica.



Figura 19.4 – geometria oval.

O sistema de refrigeração com amónia é um simples circuito fechado onde no cristalizador ocorre a sua evaporação sendo posteriormente condensada em equipamentos externos, que podem ser adquiridos no mesmo fornecedor do cristalizador.

Tubos agitação

A emulsão necessita de tempo para cristalizar. Para isso utilizam-se tubos com maior capacidade em volume e onde ocorre apenas agitação. A agitação provem de pinos que se encontram na parede do cilindro (*stationary pins*) e/ou de pinos num rotor (*rotating pins*). Normalmente existe circulação de água tépida na superfície externa dos tubos para controlo da temperatura e para evitar esta fique coberta com cristais. Normalmente a temperatura nestas unidades aumenta cerca de 2 °C.



Figura 19.5 – Tubo de agitação, [3].

Tubos de repouso

Quando a emulsão é destinada ao fabrico de uma margarina em barra existe um tubo de repouso a montante do equipamento de embalagem, nos quais estão colocados pratos perfurados ou quadros de malha, de modo a que o produto não se torne demasiado mole.

18.3 Selecção de equipamento

Existem quatro empresas que possuem a tecnologia e fabricam equipamentos de cristalização deste tipo, embora cada uma delas lhe dê um nome comercial, [2, 4, 5, 6, 7]. Destas quatro apenas de duas obtivemos catálogos do equipamento de cristalização SSHE, tendo uma delas fornecido os preços tendo sido seleccionado os modelos apontados na tabela 19.1.

Tabela 19.1 – SSHE seleccionados.

Cristalizadores de:	Modelo
Produção de margarina culinária	Votator 2M72
Produção de margarina industrial	Votator 4M72
Produção de creme de mesa	Votator 1M48
Produção de creme de mesa <i>light</i>	Votator 1M48

Não podemos seleccionar nenhum equipamento das categorias de *pin rotors* e *resting tubes* porque não obtivemos catálogos, apenas preços de cada um.

Bibliografia

- [1] *Margarine production technology and process*; Gerstenberg & Agger A/S; <http://www.gerstenbergs.com> em 2003-01-10
- [2] Hui, Y.H.; *Bailey's industrial oil & fat products*, vol. 4; Wiley-interscience publication; 1996;
- [3] *Votator scraped surface heat exchangers*; Waukesha Cherry-Burrell; 2001; <http://www.gowcb.com> em 2003-01-15;
- [4] *Waukesha Cherry-Burrell*; <http://www.gowcb.com>;
- [5] *Gerstenberg & Agger A/S*; <http://www.gerstenbers.com>;
- [6] *Schroder*; o<http://www.schroederkombinator.com/>;
- [7] *Chemtech*; <http://www.chemtechinternational.com/default.ihtml?step=4&pid=61>;

19. Utilidades

19.1. Considerações Gerais

As unidades de produção industrial necessitam de serviços auxiliares determinantes para a obtenção de um produto final de qualidade que constituem o denominado sistema de utilidades.

Os sistemas de utilidades classificam-se em quatro grupos denominados transferência de energia, águas, gases e ventilação e ar condicionado. Em cada um destes grupos incluem-se as utilidades necessárias como se pode analisar na tabela 16.1.

Tabela 16.1 – Classificação das utilidades por grupos.

Transferência de energia	Combustíveis
	Electricidade
	Vapor
	Água quente e outros fluidos térmicos
	Água de arrefecimento e água de refrigeração
Águas	Potável
	De processo
	Desmineralizada
	Alimentação de caldeiras
	da rede de incêndios e de limpezas
	Residuais
Gases	Ar comprimido e ar de instrumentos
	Gases inertes
	Vácuo
Ventilação e Ar Condicionado	

19.2 Transferência de Energia

19.2.1 Combustíveis

No sector dos combustíveis incluem-se uma série de unidades auxiliares ou de processo que necessitam de aquecimento directo por chama. Algumas destas unidades são geradores de vapor e termofluido, unidades de co-geração de vapor e electricidade e fornalhas.

As unidades com motor interno de explosão também se incluem neste grupo sendo estas gerador a *diesel* de emergência e bomba de incêndios de recurso, portanto para utilizações menores.

Os combustíveis mais utilizados industrialmente são o carvão, o fuelóleo e o gás natural. Na escolha do combustível utilizado pesam factores como a facilidade de manuseamento, a emissão de um baixo índice de poluentes quando queimado, mas também o valor do poder calorífico inferior e o custo por unidade de energia.

Saliente-se que a comparação de preços gás natural vs fuelóleo não deve ser feita de forma directa, já que as vantagens tecnológicas do Gás Natural se reflectem em redução de custos, menores consumos devido a maiores rendimentos, menores custos de manutenção, eliminação de custos com auto-consumos, para além de um extenso conjunto de vantagens específicas, associadas a determinados tipos de equipamentos. No entanto para um estudo comparativo aproximado usou-se os valores resumidos na tabela 16.2.

Tabela 16.2 – Comparação de combustíveis

Combustível	PCI	Custo relativo
Carvão	25.8 GJ/ton	1
Fuelóleo	42.5 GJ/m ³	3.3
Gás natural	37.9 MJ/m ³	2.1

O combustível seleccionado foi o gás natural.

19.2.2 Electricidade

A energia eléctrica consumida em geral será utilizada para a iluminação das instalações e da fábrica, compressores, bombas, agitadores e outros equipamentos que possuam motores eléctricos.

A energia total consumida foi calculada pelo somatório de todas as potências dos equipamentos como bombas, compressores e agitadores, da energia gasta na instrumentação e noutros contabilizado como 20% do consumo total e da iluminação da fábrica e instalações. O cálculo da energia gasta na iluminação foi feito tendo em conta as áreas, assim a potência por unidade de área para a fábrica e instalações é fornecida na seguinte tabela.

Tabela 16.3 – Potência para iluminação por unidade de área e por zona de utilização

Zona Fabril	2 Wm ⁻²
Restantes Instalações	5 Wm ⁻²

A fonte de abastecimento de energia nesta unidade é a rede eléctrica pública embora também fosse possível possuir uma unidade de co-geração. Assim a unidade recebe energia eléctrica a uma tensão elevada, entre 60 e 100kV, possuindo um posto de transformação à entrada da fábrica para a reduzir para 10 a 20 kV.

As utilizações de elevada potência recebem energia a 6kV, a iluminação consome electricidade de 220V em corrente alterna monofásica, a instrumentação utiliza um sistema contínuo de 24 V e as restantes aplicações, como bombas e agitadores, de 380V.

Na tabela 16.4 apresentam-se os consumos de electricidade da fábrica numa situação de consumo máximo, ou seja, para uma situação de pico.

Tabela 16.4 - Consumo de electricidade.

Equipamento	kW/ano
Bombas, compressor, agitadores	2313441
Luz da fábrica	171468
Luz das instalações/Uso geral	462550
Total	2793966951

19.2.3 Vapor

O vapor é o melhor fluido térmico desde que as temperaturas requeridas não excedam os 260 °C.[4] De um modo geral o vapor é produzido em caldeiras e depois distribuído pela unidade industrial, num sistema de tubagens de aço sem costuras, com juntas de dilatação e isolamento.

A tubagem possui purgadores, manuais ou automáticos, nos pontos mais baixos para remoção do condensado acumulado. [4] Numa unidade industrial existe na maior parte dos casos vapor de alta, média e baixa pressão. No nosso caso consome-se vapor de 4 bar.

Tabela 16.5 – Consumo de vapor de 4 bar.

Aplicações	ton/h
Permutadores	12.2
Ejectores	1.26
Serpentinas	2.3
Outros	0.093
Total	15.9

19.2.4 Água Refrigerada

A utilização de água refrigerada justifica-se para arrefecimentos até cerca de 10°C. [5]. Assim consiste numa unidade central de refrigeração designada por máquina de refrigeração com um sistema de distribuição isolado.

A máquina de refrigeração pode ainda ser de compressão de vapor, de absorção de vapor ou de injeção de vapor [6]. Neste caso usar-se-à a máquina de compressão de vapor porque tem um rendimento aproximado ao ciclo de *Carnot* ideal. Esta é constituída por um evaporador, um compressor eléctrico, um condensador, uma válvula de expansão, tubagem e fluido.

O processo caracteriza-se por vaporização do fluido no evaporador removendo o calor do fluido que se pretende arrefecer (neste caso RW). Nesta unidade o fluido está a baixa pressão por isso a temperatura de ebulição T_e , também é baixa. Em seguida o vapor é sugado para o compressor sendo pressurizado o que aumenta a sua temperatura.

O vapor condensa no condensador cedendo calor à vizinhança a uma temperatura T_c , superior à que absorveu. Em seguida na válvula de expansão ocorre uma redução da pressão do condensado e a mistura líquido-vapor formada na expansão é injectada no evaporador completando o ciclo.

A eficiência do ciclo é dada pelo coeficiente de *performance*, *COP*, definido como a razão entre a refrigerção conseguida, Q_e , e o trabalho do compressor, W . O *COP* atinge o seu valor máximo no ciclo de *Carnot* ideal, admitindo-se absorção e condensação isotérmicas, só com calor latente, e expansão e compressão adiabáticas, calculando-se pela expressão da Eq.19.1.

$$COP = \frac{Q_e}{W} = \frac{T_e}{T_c - T_e} \quad (19.1)$$

Na tabela seguinte estão resumidas as necessidades de água de refrigeração nas condições pico.

Tabela 16.6 – Consumo de água refrigerada

Aplicações	ton/h
Permutadores, Condensadores, Serpentinhas	56.5
Outros	14.1
Total	70.6

Assim considerando uma máquina de refrigeração por compressão de vapor de tetrafluoroetano (R134a) a operar com um DT_{min} de 5°C cedendo calor a água de arrefecimento. A escolha do R134a deve-se a que este é um dos fluidos mais conhecidos possuindo por isso mais dados disponíveis na literatura [7] para o cálculo do trabalho de compressão e das necessidades de água arrefecida.

O cálculo do COP da máquina inicia-se estabelecendo as temperaturas externas e com o DT_{min} referido anteriormente calcula-se T_c e T_e . Assim obtêm-se as pressões de funcionamento em tabelas da literatura, bem como as entalpias e entropias específicas do fluido efluente.

19.3. Águas

19.3.1 Água Potável

As unidades fabris em geral possuem consumo de água potável para balneários, bar/cantina, WC's, laboratórios, etc. esta água é proveniente da rede pública ou produzida na própria fábrica, para os casos em que a fábrica tem uma forma de captação própria.

No caso da unidade em projecto a água é proveniente da rede de distribuição de água do *Quimiparque* no Barreiro.

19.3.2 Água Industrial

A água industrial tem diversas aplicações, em que a mais relevante é sem dúvida a sua utilização nos processos químicos. No presente caso é também utilizada a água do furo pertencente à *Quimiparque*.

19.3.3. Água Desmineralizada

A água proveniente do furo é tratada numa unidade de tratamento de águas existente na zona 800, que consiste num tratamento por permuta iónica de duplo ciclo.

Os processos de permuta iónica são caracterizados pela passagem da água numa resina previamente saturada com iões, que irão permutar com o ião indesejável da água, este pode ser o H^+ ou o OH^- .

Em geral estas colunas são usadas aos pares para que enquanto uma está em carga a outra esteja em regeneração.

19.3.4. Água de Alimentação de Caldeiras

A corrente de água de alimentação de uma caldeira é constituída pela chamada água de compensação e pelos condensados recirculados.

A água de compensação pode ser 2 a 100% do caudal de água de alimentação, sendo o valor ideal o mínimo possível optando-se por recircular o máximo de condensados.

As águas de alimentação de caldeiras necessitam de um tratamento especial, uma vez que podem ocorrer fenómenos prejudiciais como incrustações, corrosão e arrastamento, provocados pelos minerais dissolvidos na água.

A composição da água no interior da caldeira está cuidadosamente definida e resume-se aos valores da tabela seguinte.[4]

Tabela 16.7 – Composição da água no interior da caldeira (teores máximos)

Pressão	Sólidos Totais	Sól. Suspensos	SiO₂	Alcal. Total
psig	(ppm CaCO ₃)	(ppm CaCO ₃)	(ppm SiO ₂)	(ppm CaCO ₃)
0-300	3500	300	150	700
301-450	3000	250	90	600

A água de compensação é pois submetida a tratamentos. Estes podem ser a permuta iónica com membranas, tratamento químico como cal-soda a quente ou a frio, tratamentos mistos, remoção de sílica e remoção de gases dissolvidos.

Dentre os tratamentos anteriores o mais utilizado é o de permuta iónica de duplo ciclo, com resinas fortemente básicas e ácidas, intercaladas por desgaseificação.

Os condensados recirculados podem conter gases e matéria mineral dissolvidos. Os gases removem-se por desarejamento sendo a remoção de oxigénio afinada por adição de sulfito de sódio e hidrazina. A hidrazina é a mais utilizada porque não acrescenta minerais à água.

As caldeiras em geral apresentam um pH alcalino, e enquanto nas caldeiras de baixa pressão o tratamento interno é suficiente, nas de alta pressão também os condensados são tratados por permuta iónica de leito misto sendo o pH acertado com hidrazina ou amónia em excesso.

O tratamento interno visa remover a dureza e o oxigénio que se acumulam no interior da caldeira e acertar o pH. Nas caldeiras de baixa e média pressão adiciona-se fosfato em excesso para remover a dureza e elevar o pH, sulfito de sódio ou hidrazina para remover o oxigénio e o pH é acertado com hidróxido de sódio.

Em caldeiras de alta pressão o oxigénio é removido com hidrazina e o pH acertado com amónia.

Os níveis de sólidos dissolvidos e em suspensão no interior da caldeira são mantidos abaixo dos limites máximos por intermédio de uma purga contínua.

Os caudais de purga e compensação foram calculados através de balanços mássicos à caldeira como se mostra nas Eqs.19.2 e 19.3 onde C é o caudal de água de compensação, R é o caudal de condensados recirculados, V é o caudal de vapor produzido e P é o caudal de purga. Os teores x_{Ci} , x_{Ri} , x_{Vi} e x_{Pi} são os teores das respectivas correntes em cada um dos parâmetros limitados no interior da caldeira: sólidos totais, sólidos suspenso, SiO₂ e alcalinidade total.

$$C + R = V + P \quad (19.2)$$

$$x_{Ci}C + x_{Ri}R = x_{Vi}V + x_{Pi}P \quad (19.3)$$

Em primeira aproximação tem-se que $x_{Ri}=0$ e $x_{Vi}=0$, donde admitindo que na fábrica se produzem 15.9ton/h de vapor e que são recirculados 95% dos condensados e para minimização da purga se tem uma água com os parâmetros da tabela seguinte, obtêm-se os resultados da tabela 16.8.

Tabela 16.8 – Composição da água de compensação

Sólidos Totais (ppm CaCO ₃)	Sól. Suspensos (ppm CaCO ₃)	SiO ₂ (ppm SiO ₂)	Alcal. Total (ppm CaCO ₃)
4.72	1.5	0.05	1

O caudal de purga estimou-se em 5.09kh/h e o de água de compensação em 1039kg/h, admitindo uma margem de 30%.

Como já foi referido o tratamento da água de compesnação é realizado por permuta iónica de duplo ciclo com desarejamento, o tratamento interno como é uma caldeira de baixa pressão é constituído por adição de hidrogenofosfato de sódio, hidrazina e hidróxido de sódio enquanto os condensados são desarejados sendo-lhes adicionada hidrazina.

19.3.5. Água de Incêndios e de limpezas

As instalações industriais possuem reservas de água para combate a incêndios, assim como uma bomba de água. A reserva pode ser feita num tanque construído para o efeito ou de uma forma mais económica nos tanques ou piscinas das torres de arrefecimento.

O sistema de combate a incêndios instalado é constituído por hidrantes e *sprinklers*. As bombas de água eléctricas possuem correspondentes a *diesel* para o caso de uma falha de energia não impedir o combate do incêndio.

A água utilizada nas limpezas é a da rede de abastecimento do parque.

19.3.6. Águas Residuais e outros Efluentes Líquidos

A *lei da água* do Decreto-Lei nº 74/90 estipula escrupulosamente a rejeição de resíduos aquosos para esgotos públicos e cursos de água.

Em qualquer unidade industrial produzem-se efluentes do tipo doméstico, pluviais e de processo.

Os efluentes domésticos e pluviais são enviados para a ETAR local, enquanto que o terceiro grupo tem de ser tratado por uma ETAR específica. No presente caso, uma vez que o *Quimiparque* não possui uma ETAR apropriada tem de ser construída uma pequena central de recolha de matéria orgânica nos efluentes da *SOMARG*, constituída por um tanque com capacidade para uma retenção de 4h, é o suficiente uma vez que o efluente passa e é-lhe retirada a camada orgânica por um sistema de fitas.

19.4. Gases

19.4.1. Ar comprimido e Ar de instrumentos

O ar comprimido é utilizado no controlo pneumático dos instrumentos assim como na purga de gases e líquidos.

O ar é geralmente produzido num local central a toda a instalação sendo distribuído a uma pressão de 6 a 7 bar.

O ar do processo é sempre filtrado para retirar as poeiras e evitar a contaminação dos produtos enquanto o ar de instrumentos sofre ainda um tratamento de secagem para evitar a condensação nos sistemas de distribuição e de controlo o que danificaria o material, criando focos de corrosão.

A existência de tanques para armazenagem de alguma quantidade de ar é imprescindível de modo a assegurar o funcionamento da unidade nas ocasiões dos picos de consumo.

O sistema de compressão de ar deve portanto possuir um sistema de filtros, um compressor, seguido de um permutador que arrefeça o ar até à sua temperatura de ponto de orvalho para a condensação da humidade.

A escolha do compressor deve ser conduzida de modo a que o ar saia isento de óleo, no entanto no caso de compressores lubrificados a óleo é essencial a utilização de um filtro de óleo à saída do compressor.

19.4.2. Gases Inertes

Os gases inertes são largamente utilizados na purga e inertização de tubagens e equipamentos. Dentre estes o mais utilizado é o azoto podendo ser produzido *in loco* ou no caso de grandes consumos ser adquirido liquefeito em camiões cisterna e armazenado na fábrica.

Como foi referido anteriormente o produto final necessita de ser armazenado sob uma atmosfera inerte – azoto. Nos tanques de armazenagem existe sempre uma percentagem do equipamento, no mínimo 10%, que não contém produto mas sim azoto.

As tubagens onde circula o produto, também têm de estar sob atmosfera inerte de azoto durante as paragens, sendo para esta função atribuída uma margem de 10%. Assim optou-se pela instalação de um tanque criogénico de azoto abastecido regularmente por um camião cisterna.

A quantidade de azoto necessário foi estimado através do consumo anual de óleos em 35ton/ano.

19.4.3. Efluentes Gasosos

Os efluentes gasosos produzidos pela SOMARG não são significativos estando dentro dos limites permitidos por lei.

19.5. Ventilação e Ar Condicionado

Os sistemas de condicionamento de ar são formados por um conjunto de equipamentos que se destinam a fornecer o ar em condições de temperatura e humidade relativa, assim como em condições de limpeza adequada.

Os edifícios administrativos, armazéns ou oficinas possuem um determinado tipo de condições que são diferentes das nas zonas de processo. Por outro lado os armazéns de refrigeração, onde a margarina é armazenada possuem sistemas de refrigeração para a conservação destas.

A ventilação é muito útil em espaços cobertos para remoção de vapores, assim como na pressurização ligeira da sala de controle.

Bibliografia

- [1] Turton, R., Bailie, R.C., Whiting, W.B., Shaeiwitz, J.A., *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*, Prentice Hall, New Jersey, 1998
- [2] www.lojagasnatural.com, visitada em 2 de Janeiro de 2003
- [3] Coulson, J.M., Richardson, J. F., *Tecnologia Química*, Vol. VI, 2ª Ed., Fundação Calouste Gulbenkian, Lisboa (1968)
- [4] Correia, M.J., *Instalações e Serviços Industriais e Segurança e DOE de utilidades*, AEIST, Lisboa, 2002
- [5] Kern, D. Q., *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill, New York, 1950
- [6] R. H. Perry, C. H. Chilton, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6th ed., McGraw-Hill Book Company, 1984.
- [7] Smith, J.M., Van Ness, H.C., Abbott, M.M., *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*, 5th ed., McGraw-Hill, New York (1996)

20. Atomizador

20.1 Considerações gerais

O óleo alimentado ao reactor de interesterificação deve ter um teor de água inferior a 0.1%. Como o óleo utilizado pode ter estado armazenado durante algum tempo o teor em água pode ser superior aquele limite, pelo que é necessário secar o óleo. Tal pode ser realizado com gás inerte ou com vácuo.

Em [1] aconselha-se a atomização do óleo sob vácuo o que conduz à evaporação da água.

A atomização consiste na passagem do líquido em grosso a líquido sob a forma de gotículas (*spray*) e é realizada em atomizadores.

Existem dois tipos principais de atomizadores: os atomizadores rotativos e os de bocal.

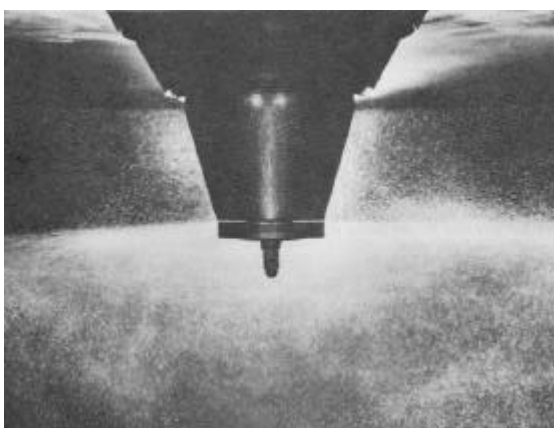


Figura 20.1 – atomizador rotativo, [2].

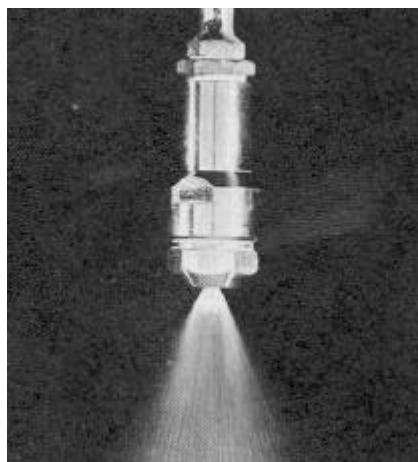


Figura 20.2 – atomizador de bocal, [2].

Os atomizadores rotativos podem ser de disco ou de roda e utilizam a energia centrífuga da rotação para gerar o *spray*. O líquido é introduzido no centro do disco e move-se para o exterior acelerando. Quando atinge a periferia do disco desintegra-se e ocorre a formação de gotas.

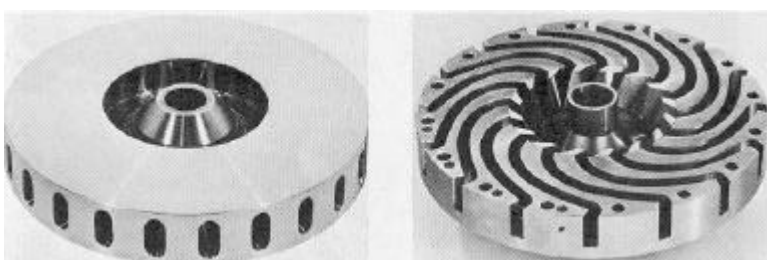


Figura 20.3 – exterior e interior de uma roda de atomizador rotativo , [2].



Figura 20.4 – roda de grande capacidade, [2].

Os atomizadores de bocal transformam a pressão em energia cinética e o filme de líquido que sai do orifício, a uma velocidade elevada, desintegra-se em *spray* dado que é bastante instável.

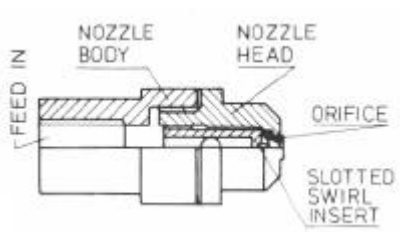


Figura 20.5 – esquema genérico de um atomizador de bocal, [2].



Figura 20.6 – atomizador de bocal do tipo sdl, [2].



Figura 20.7 – atomizador de bocal do tipo sdx, [2].

Os atomizadores são também utilizados em processo de secagem na obtenção de sólido a partir de líquidos (*spray drying*).

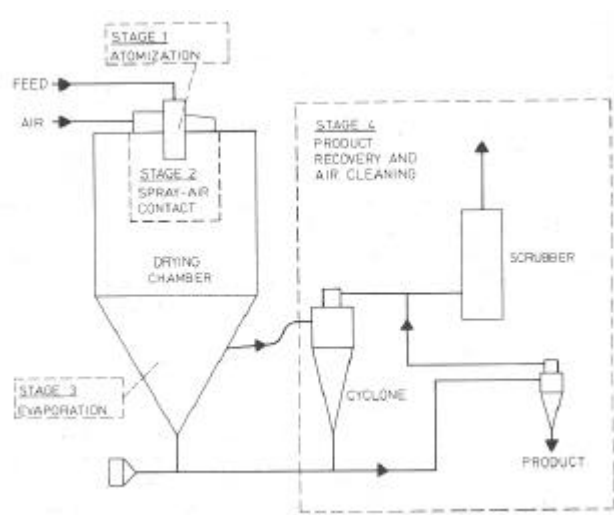


Figura 20.8 – esquema genérico de secagem por *spray drying*, [2].

No entanto, ao contrário do *spray drying*, não pretendemos formar sólidos, mas apenas remover alguma água do óleo, pelo que o equipamento será constituído por um atomizador e por um sistema de vácuo que causará alguma evaporação de água.

Assim não serão necessários ciclones nem nenhum outro equipamento auxiliar.

A escolha do tipo de atomizador depende das propriedades do fluido a alimentar e do produto final a obter. Os atomizadores rotativos e de bocal produzem, respectivamente, gotículas de diâmetro médio entre 30 a 150 e de 150 a 300 μm .

Como o objectivo não é o de formar sólidos, e quando o processo permite a realização pelos dois tipos de atomizador deve-se adoptar atomizadores rotativos porque são mais flexíveis dado que, [3]:

- permitem alteração dos caudais (quando os caudais aumentam não é necessário adicionar atomizadores);
- permitem a atomização de produtos abrasivos;
- problemas devido a bloqueamento por sólidos ocorrem com menor frequência;
- permite uma menor pressão na alimentação;
- maior controlo do tamanho de gota através do ajustamento da velocidade de rotação do disco.

A localização dos atomizadores, nos recipientes de secagem, em processos de *spray drying* depende do tipo de escoamento dos materiais, como se pode observar nas figuras seguintes.

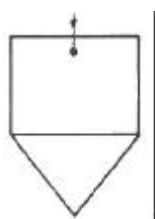


Figura 20.9 – atomizador posicionado no topo, [2].

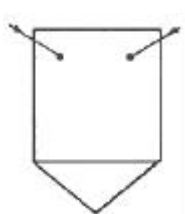


Figura 20.10 – atomizador posicionado lateralmente no topo, [2].



Figura 20.11 – atomizador posicionado no base, [2].

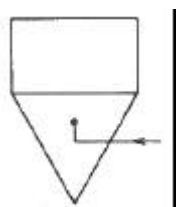


Figura 20.12 – atomizador posicionado no dentro, [2].



Figura 20.13 – atomizador posicionado na base, [2].

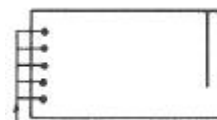


Figura 20.14 – atomizador posicionado no final, [2].

20.2 Selecção

Não foi dimensionado o desidratador de óleos e como o objectivo não é o da formação de sólidos este não pode ser dimensionado como um *spray dryer*. Assim admitimos que o desidratador é no fundo um tanque sobre vácuo com um atomizador no topo.

O tanque terá uma altura suficiente para que o tempo de residência das gotículas permita a evaporação da água. Para a formação de sólidos, a caudais reduzidos de

remoção de água, os *spray dryers* não têm mais que 3 metros de altura, [4, 5], assim admitimos que o tanque terá essa altura.

Um atomizador adequado é o modelo F100 da *Niro A/S* que permite caudais de alimentação até 17 ton/h, [6].

Bibliografia

- [1] Keulemans, C.N.M., Rozendaal, A.; *Process and apparatus for the interesterification of a triglyceride oil and products therefrom*; US patent office 4790962;
- [2] Masters, K.; *Spray drying handbook*, 4th. ed.; Longman Scientific & Technical;1985;
- [3] Spray drying; *Niro A/S*; Setembro de 2000; <http://www.niro.com> visitado em 02/01/2003;
- [4] *Production Minor spray dryer*; Maio de 2000; <http://www.niro.com> visitado em 02/01/2003;
- [5] *The versatile spray dryer – size 6.3*; Setembro de 1999; <http://www.niro.com> visitado em 02/01/2003;
- [6] *Rotary atomizer type F100*; Junho de 2002; <http://www.niro.com> visitado em 02/01/2003.

21. Caldeiras

21.1. Caldeira de vapor a 4 bar

O caudal total de vapor necessário na instalação é de 15.9ton/h, este caudal de vapor vai ser produzido através de uma caldeira.

Considerando um sobredimensionamento de 10%, a caldeira terá uma capacidade para produzir 17.5 ton/h de vapor saturado a uma pressão de 4 bar. O combustível a utilizar será o gás natural fornecido por pipeline. Este combustível tem uma boa capacidade calorífica, o seu custo é dos mais baixos e é ecológico.

A uma pressão de 4 bar a entalpia de vaporização é de 2135,71kJ/kg, assim como o poder calorífico do gás natural é de 37907,29 kJ/m³ e a sua densidade de 0.8404 kg/m³ obtém-se um caudal de gás natural de 829 kg/h.

Considerando a purga da caldeira de 5% do caudal de alimentação, o caudal de água de compensação será de 1039 kg/h.

21.2. Caldeira de vapor a 60 bar

O caudal total de vapor necessário na instalação é de 29891,32 kg/h, este caudal de vapor vai ser produzido através de uma caldeira. As necessidades de vapor apresentam-se na tabela seguinte:

Tabela 21.1- Vapor consumido na torre de *stripping*.

Equipamento	Caudal de vapor (kg.h ⁻¹)	Pressão(bar)
Torre de stripping	29891,32	60

Considerando um sobredimensionamento de 10%, a caldeira terá uma capacidade para produzir 32880,45 kg/h de vapor saturado a uma pressão de 60 bar. O combustível a utilizar será o gás natural fornecido por pipeline.

Para uma pressão de 60 bar a entalpia de vaporização é de 1573,93kJ/kg, como o poder calorífico do gás natural é de 37907,29 kJ/m³ e a sua densidade de 0.8404 kg/m³ obtém-se um caudal de gás natural de 1147,33kg/h.

Considerando a purga da caldeira de 10% do caudal de alimentação, o caudal de água de compensação será de 3288,05 kg/h.

22. Equipamento de Embalamento

22.1 Considerações gerais

Os produtos resultantes da cristalização podem ser embalados de várias formas, que dependem da sua consistência e da preferência do consumidor, [1]. As formas mais comuns de embalagem para as margarinas industriais ou culinárias são em barra protegida com folha de alumínio ou em baldes, enquanto que os cremes de mesa são embalados em taças com tampa. A razão desta diferenciação prende-se com as características do produto e gosto dos consumidores. É fácil moldar por extrusão margarinas de consistência mais dura, enquanto que os cremes sendo mais maleáveis dificilmente manteriam a sua forma original. Por outro lado, a embalagem dos cremes em embalagens rígidas permite desenvolver o seu aspecto tornando-as mais atraentes.

O equipamento de embalagem situa-se imediatamente a seguir aos *resting tubes* ou aos *pin rotors* e requer-se que não haja contacto entre as partes motoras e aquelas que contactam no produto de modo a estar garantida a não contaminação da margarina. Além disso apenas deve ser necessária a limpeza das partes que contactam como o produto.

No equipamento mais recente a lavagem do equipamento é automática segundo sistemas CIP (*clean-in-place*) e alguns modelos permitem até a ligação à *internet* de modo a que alterações necessárias nos parâmetros de funcionamento possam ser realizadas remotamente pela empresa fabricante, [1].

Os sistemas de monitorização e controlo abrangem o registo da produção, o controlo da pressão, o controlo e alarme sobre o consumo de papel ou taças, e o controlo do doseamento, [1]. De facto, nem todo o produto que sai dos cristalizadores é embalado, sendo o excesso refundido e reciclado ao início da cristalização.

22.1.1 Selecção do equipamento de embalagem

A selecção do equipamento de embalagem foi realizado com base nos caudais a produzir e nos tamanhos típicos das embalagens de cada tipo de produto.

Tabela 22.1- Tipos de embalagem utilizados

Produto	Produção	Embalagens
Margarina industrial	máx. ~ 5200 kg/h	barras ou baldes de 5 ou mais kg.
Margarina culinária	máx. ~ 2900 kg/h	barras de 500 e 1000 g.
Creme de mesa	máx. ~ 780 kg/h	taças de 250 e 500g.
Creme de mesa <i>light</i>	máx. ~ 780 kg/h	taças de 250 e 500g.

As taças para o embalamento dos cremes de mesa podem ser de polipropileno, PP, ou polietileno, PE. O uso de polipropileno em quantidades elevadas é mais barato e permite que as taças tenham uma espessura mais fina que as de propileno, mas devido às características do material fendem frequentemente. Por outro lado, a utilização de polietileno garante um melhor controlo de dosagem, [1].

Após consulta de vários catálogos de equipamento de embalagem optámos por seleccionar os seguintes, [1, 3, 4] equipamentos.

Tabela 22.2- Selecção do equipamento de embalagem

Produto	Equipamento
Margarina industrial	FC-60 da Gerstenberg & Agger
Margarina culinária	Multipack 8345 da Benz & Hilgers
Creme de mesa	Copparapid 8270 da Benz & Hilgers
Creme de mesa <i>light</i>	Copparapid 8270 da Benz & Hilgers

22.2. Equipamento de cartonagem

Após o embalamento as unidades acumulam-se no fim da linha de produção. Como não são vendidas avulso, mas sim em lotes, torna-se mais fácil manuseá-las agrupadas em conjuntos, o que pode ser feito se as unidades estiverem acondicionadas em caixas de cartão.

A deposição das unidades de embalagem em caixas de cartão pode ser realizada manualmente, semi-automaticamente, ou automaticamente. Quanto maior o grau de automação menor o custo de mão de obra mas maior o investimento em equipamento.

22.2.1 Selecção do equipamento de cartonagem

Não foi seleccionado nenhum equipamento de cartonagem dado que mesmo após consulta de catálogos não se determinou nenhum suficientemente adequado aos *outputs* dos equipamentos de embalamento

Bibliografia

- [1] Hui, Y.H.; *Bailey's industrial oil & fat products*, vol. 4; Wiley-interscience publication; 1996;

- [2] catálogos de máquinas de embalamento da *Gerstenberg & Agger*; <http://www.gerstenbergs.com> em 2003-01-17

- [3] catálogos de máquinas de embalamento da *Benz & Hilgers*; <http://www.benhil.de> em 2003-01-17

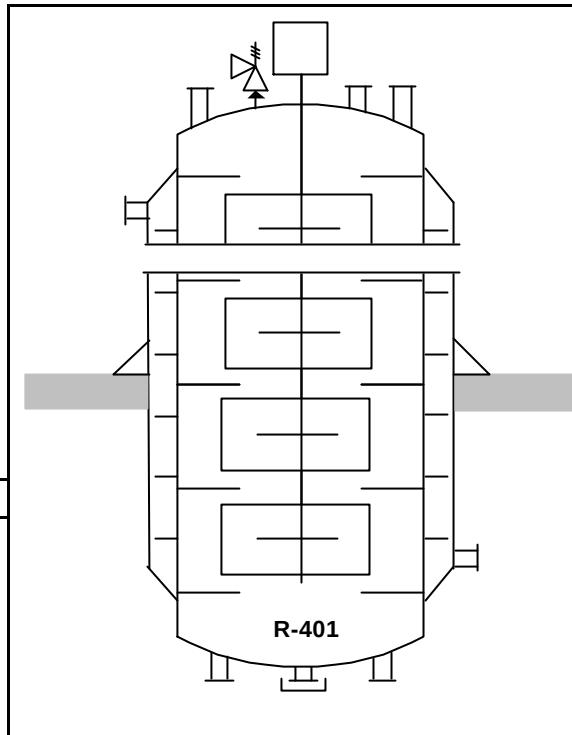
- [4] informações sobre máquinas de embalamento da *Osgood Industries*; <http://www.osgoodinc.com> em 2003-01-20

23. Folhas de Especificação

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 1

1/2

Equipamento: Reactor de hidrogenação
Referência(s): R-401
Número de unidades: 1
Função: Hidrogenação total ou parcial dos óleo de palmiste e palma.
Descrição e/ou características: Reactor cilíndrico dividido em 15 secções idênticas. O óleo entra na secção superior e a corrente gasosa na secção inferior.
Localização: Secção 400
Regime de funcionamento: Contínuo



Parâmetros Operacionais

Temperatura do reactor (°C):	180
Pressão (bar):	3
Caudal de saída 75 (kg/h):	1768.2
Caudal de entrada 296 (kg/h):	1730.4
Caudal de entrada 65 (kg/h):	30.4
Tempo de residência (min):	15
Massa espec. mistura (kg/m³):	794

Parâmetros de Pico

Temperatura do reactor (°C):	220
Pressão (bar):	10

Parâmetros de Dimensionamento

Reactor		Reactor (cont.)	
Altura (m):	6.15	Nº grupos de chicanas por secção:	2
Diâmetro interno, R ₄ (m):	0.52	Nº chicanas por grupo:	6
Volume (m³):	0.927	Altura da pá, H _p (cm):	10.3
Volume líquido (m³):	0.723	Altura da chicana, H _c (cm):	10.3
Volume gás (m³):	0.204	Largura da pá, L _p (cm):	16.8
Espessura externa, e _x (cm):	1	Largura da chicana, L _c (cm):	16.8
Nº secções com agitação:	15	Espessura da pá, e _p (cm):	1
Altura acima primeira secção (m)	0.5	Espessura da chicana, e _c (cm):	1
Altura abaixo última secção (m)	0.5	Espess. placa de separação, e _{sep} (cm):	1
Nº pás por secção:	6	Espessura dos discos, e _s (cm):	1
		Diâmetro do disco, R ₂ (cm):	6
Material de construção:	aço inox 316	Diâmetro anel entre secção, R ₃ (cm):	8

Motor

Velocidade de rotação (rpm):	500
Potência (hp):	906

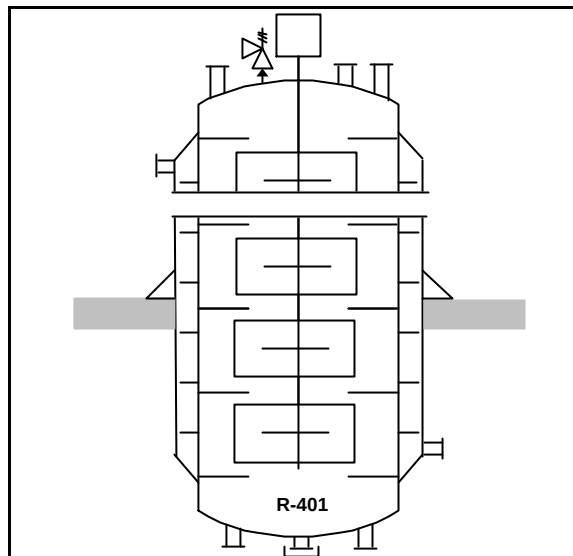
Acessórios

Motor	Tubagem para recolha de amostras
Camisa de arrefecimento	Tubuladuras para 2 sensores no topo
Suportes de apoio	Tubuladuras para 2 sensores na base
3 Embocaduras no topo (1/2, 1/4, 1/8 in.)	Válvula de dreno
2 Embocaduras na base (3/4, 1/2 in.)	Válvula de segurança
Difusor de gases na base	Disco de Ruptura

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 1

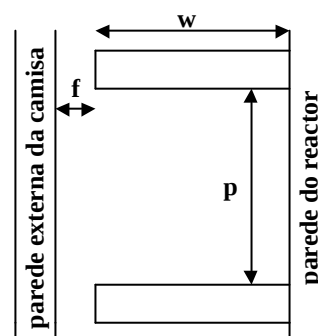
2/2

Equipamento: Reactor de hidrogenação
Referência(s): R-401
Número de unidades: 1
Função: Hidrogenação total ou parcial dos óleo de palmiste e palma.
Descrição e/ou características: Reactor cilíndrico dividido em 15 secções idênticas. O óleo entra na secção superior e a corrente gasosa na secção inferior.
Localização: Secção 400
Regime de funcionamento: Contínuo

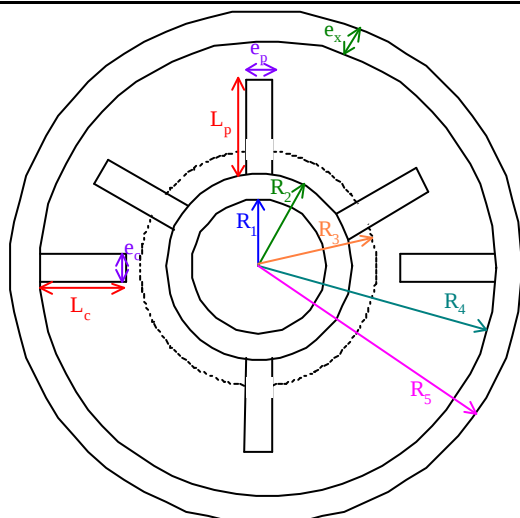


Camisa de Arrefecimento

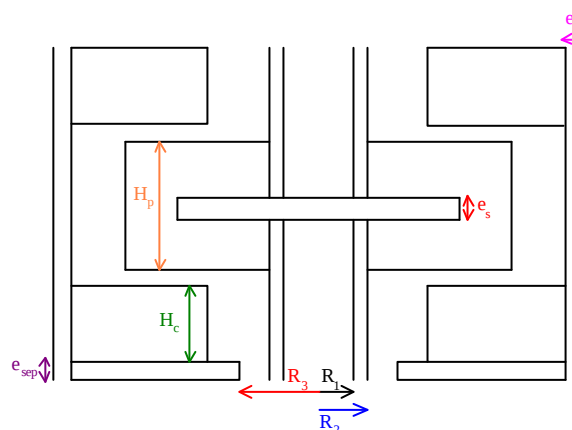
Área (m ²):	4.0
w (in.):	2.375
p (in.):	6.0
f (in.):	1/8
Material de construção:	aço inox 316



Outros desenhos do reactor



corte longitudinal

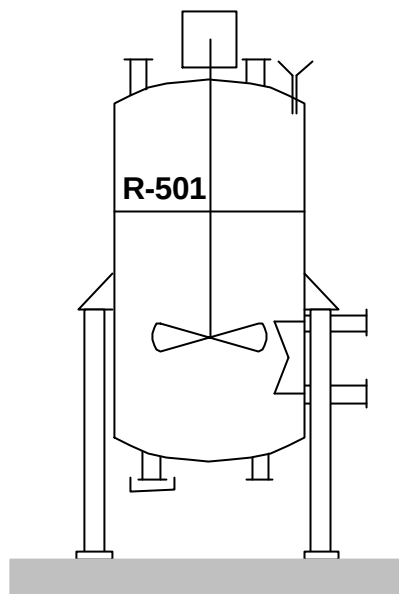


corte transversal de uma secção

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 2

Equipamento: Reactor de interesterificação	
Referência(s): R-501	
Número de unidades: 1	
Função: Interesterificação de óleos de palmiste e palma hidrogenados	
Descrição e/ou características: Reactor CSTR.	
Localização: Secção 500	
Regime de funcionamento: Contínuo	

Parâmetros Operacionais	
Temperatura do reactor (°C):	90
Pressão (bar):	0.050
Caudal de saída 108 (kg/h):	1768.2
Caudal de entrada 292 (kg/h):	1730.4
Caudal de entrada 107 (kg/h):	30.4
Tempo de residência (min):	30
Massa espec. mistura (kg/m³):	864

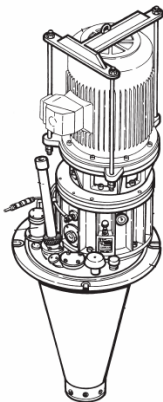


Parâmetros de Pico	
Temperatura do reactor (°C):	120
Pressão (bar):	0.020

Parâmetros de Dimensionamento			
Reactor		Motor	
Altura (m):	1.40	Velocidade de rotação (rpm):	320
Diâmetro interno (m):	1.07	Potência (hp):	3
Volume (m³):	1.48		
Volume líquido (m³):	1.03		
Espessura externa (cm):	1	Serpentina	
Material de construção:	aço inox 316	Área (m²)	3
		Caudal água (kg/h)	máx. 5650

Acessórios	
Motor	Tubagem para recolha de amostras
Serpentina (3.0 m² de área de transferência)	Tubuladuras para 2 sensores no topo
Suportes de apoio	Tubuladuras para 2 sensores na base
Pés de apoio	Válvula de dreno
3 Embocaduras no topo	Válvula de segurança
1 Embocadura a base	Doseador de metóxido de sódio

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 3

Equipamento: Atomizador de líquidos Referência(s): parte integrante de SD-501 Número de unidades: 2 Função: Atomizar o óleo em gotículas Descrição e/ou características: Atomizador rotativo de roda Localização: Secção 500 Regime de funcionamento: Contínuo	
Parâmetros Operacionais	
Temperatura de entrada. (°C):	91
Temperatura de saída. (°C):	91
Caudal (kg/h):	1370

Parâmetros de Pico	
Temperatura máxima de entrada (°C):	120
Caudal (kg/h)	~ 3000
Acessórios	
Motor com caixa de velocidades	Saia
Prato de suporte no SD.501	Alarme de nível alto e baixo na saia
Tubo de alimentação	Alarme de vibração excessiva

Denominação	
Fabricante	Modelo
Niro A/S	F100

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 4

Equipamento: Cristalizador Referência(s): CA-601 a CA-603 Número de unidades: 1 Função: Cristalizar a emulsão Descrição e/ou características: Cristalizar a emulsão por arrefecimento. A emulsão atravessa o interior do tubo onde é raspada contra a parede. No exterior circula o fluido de arrefecimento. Localização: Secção 600 Regime de funcionamento: Contínuo Fabricante: Waukesha Cherry-Burrell Modelo: Votator® 2M72	
--	--

Parâmetros Operacionais			
CA-601		CA-602	
Caudal (kg/h)	2546.69	Caudal (kg/h)	2546.69
Temperatura entrada CA-601 (°C)	42	Temperatura entrada CA-601 (°C)	24
Temperatura saída CA-601 (°C)	24	Temperatura saída CA-601 (°C)	20
Calor a retirar CA-601 (J/h)	1.67×10^8	Calor a retirar CA-601 (J/h)	$4. \times 10^7$
Pressão (bar):	30	Pressão (bar):	30
CA-603			
Caudal (kg/h)	2546.69		
Temperatura entrada CA-601 (°C)	22		
Temperatura saída CA-601 (°C)	15		
Calor a retirar CA-601 (J/h)	8.69×10^7		
Pressão (bar):	30		

Parâmetros de Pico			
CA-601		CA-602	
Caudal (kg/h)	2900	Caudal (kg/h)	2900
Temperatura entrada CA-601 (°C)	47	Temperatura entrada CA-601 (°C)	24
Temperatura saída CA-601 (°C)	24	Temperatura saída CA-601 (°C)	20
Calor a retirar CA-601 (J/h)	2.49×10^8	Calor a retirar CA-601 (J/h)	5.15×10^7
Pressão (bar):	50	Pressão (bar):	50
CA-603			
Caudal (kg/h)	2900		
Temperatura entrada CA-601 (°C)	22		
Temperatura saída CA-601 (°C)	15		
Calor a retirar CA-601 (J/h)	9.79×10^7		
Pressão (bar):	50		

Acessórios	
Acessórios em cada cilindro	Acessórios de refrigeração do conjunto
Motor de 20 hp	Sistema de controlo da refrigeração
Eixo central com pás	Tanque de amónia
Tubuladuras de entrada/saída	Válvula de drenagem de óleo
Camisa externa de arrefecimento	
Caixa de Suporte	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 5

Equipamento: Cristalizador Referência(s): CA-604 a CA-606 Número de unidades: 5 Função: Cristalizar a emulsão Descrição e/ou características: Cristalizar a emulsão por arrefecimento. A emulsão atravessa o interior do tubo onde é raspada contra a parede. No exterior circula o fluido de arrefecimento. Localização: Secção 600 Regime de funcionamento: Contínuo Fabricante: Waukesha Cherry-Burrell Modelo: Votator® 4M72	
--	--

Parâmetros Operacionais			
CA-604		CA-605	
Caudal (kg/h)	4584.04	Caudal (kg/h)	4584.04
Temperatura entrada CA-601 (°C)	45.6	Temperatura entrada CA-601 (°C)	24
Temperatura saída CA-601 (°C)	24	Temperatura saída CA-601 (°C)	20
Calor a retirar CA-601 (J/h)	3.39 x10 ⁸	Calor a retirar CA-601 (J/h)	8.16 x10 ⁷
Pressão (bar):	40	Pressão (bar):	40
CA-606			
Caudal (kg/h)	4584.04		
Temperatura entrada CA-601 (°C)	22		
Temperatura saída CA-601 (°C)	15		
Calor a retirar CA-601 (J/h)	1.56 x10 ⁸		
Pressão (bar):	25		
Pressão (bar):	40		
Parâmetros de Pico			
CA-604		CA-605	
Caudal (kg/h)	5200	Caudal (kg/h)	5200
Temperatura entrada CA-601 (°C)	47	Temperatura entrada CA-601 (°C)	24
Temperatura saída CA-601 (°C)	24	Temperatura saída CA-601 (°C)	20
Calor a retirar CA-601 (J/h)	4.30E x10 ⁸	Calor a retirar CA-601 (J/h)	9.29 x10 ⁷
Pressão (bar):	100	Pressão (bar):	100
CA-606			
Caudal (kg/h)	5200		
Temperatura entrada CA-601 (°C)	22		
Temperatura saída CA-601 (°C)	15		
Calor a retirar CA-601 (J/h)	9.29 x10 ⁷		
Pressão (bar):	100		
Acessórios			
Acessórios em cada cilindro		Acessórios de refrigeração do conjunto	
Motor de 20 hp		Sistema de controlo da refrigeração	
Eixo central com pás		Tanque de amónia	
Tubuladuras de entrada/saída		Válvula de drenagem de óleo	
Camisa externa de arrefecimento			
Caixa de Suporte			

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 6

1/2

Equipamento: Cristalizador Referência(s): CA-607 a CA-614 Número de unidades: 2 Função: Cristalizar a emulsão Descrição e/ou características: Cristalizar a emulsão por arrefecimento. A emulsão atravessa o interior do tubo onde é raspada contra a parede. No exterior circula o fluido de arrefecimento. Localização: Secção 600 Regime de funcionamento: Contínuo Observações: Uma das unidades contém CA-607, CA-608, CA-609 e CA-610; e a outra unidade contém CA-611, CA-612, CA-613 e CA-614 Fabricante: Waukesha Cherry-Burrell Modelo: Votator® 1M48	
---	--

Parâmetros Operacionais			
CA-607		CA-608	
Caudal (kg/h)	679.12	Caudal (kg/h)	679.12
Temperatura entrada CA-601 (°C)	43	Temperatura entrada CA-601 (°C)	20
Temperatura saída CA-601 (°C)	20	Temperatura saída CA-601 (°C)	18
Calor a retirar CA-601 (J/h)	4.83×10^7	Calor a retirar CA-601 (J/h)	4.43×10^6
Pressão (bar):	30	Pressão (bar):	30
CA-609		CA-610	
Caudal (kg/h)	679.12	Caudal (kg/h)	679.12
Temperatura entrada CA-601 (°C)	20	Temperatura entrada CA-601 (°C)	15
Temperatura saída CA-601 (°C)	15	Temperatura saída CA-601 (°C)	8
Calor a retirar CA-601 (J/h)	1.1×10^7	Calor a retirar CA-601 (J/h)	1.63×10^7
Pressão (bar):	30	Pressão (bar):	30
CA-611		CA-612	
Caudal (kg/h)	679.12	Caudal (kg/h)	679.12
Temperatura entrada CA-601 (°C)	43	Temperatura entrada CA-601 (°C)	20
Temperatura saída CA-601 (°C)	20	Temperatura saída CA-601 (°C)	18
Calor a retirar CA-601 (J/h)	5.65×10^7	Calor a retirar CA-601 (J/h)	5.14×10^6
Pressão (bar):	30	Pressão (bar):	30

Parâmetros de Pico			
CA-605		CA-606	
Caudal (kg/h)	5200	Caudal (kg/h)	5200
Temperatura entrada CA-601 (°C)	24	Temperatura entrada CA-601 (°C)	22
Temperatura saída CA-601 (°C)	20	Temperatura saída CA-601 (°C)	15
Calor a retirar CA-601 (J/h)	9.29×10^7	Calor a retirar CA-601 (J/h)	1.77×10^8
Pressão (bar):	50	Pressão (bar):	50
CA-607		CA-608	
Caudal (kg/h)	820	Caudal (kg/h)	820
Temperatura entrada CA-601 (°C)	43	Temperatura entrada CA-601 (°C)	20
Temperatura saída CA-601 (°C)	20	Temperatura saída CA-601 (°C)	18
Calor a retirar CA-601 (J/h)	5.83×10^7	Calor a retirar CA-601 (J/h)	5.25×10^6
Pressão (bar):	50	Pressão (bar):	50

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 6

2/2

CA-609		CA-610	
Caudal (kg/h)	820	Caudal (kg/h)	820
Temperatura entrada CA-601 (°C)	20	Temperatura entrada CA-601 (°C)	15
Temperatura saída CA-601 (°C)	15	Temperatura saída CA-601 (°C)	8
Calor a retirar CA-601 (J/h)	1.3×10^7	Calor a retirar CA-601 (J/h)	1.97×10^7
Pressão (bar):	30	Pressão (bar):	35
CA-611		CA-612	
Caudal (kg/h)	820	Caudal (kg/h)	820
Temperatura entrada CA-601 (°C)	43	Temperatura entrada CA-601 (°C)	20
Temperatura saída CA-601 (°C)	20	Temperatura saída CA-601 (°C)	18
Calor a retirar CA-601 (J/h)	6.82×10^7	Calor a retirar CA-601 (J/h)	6.21×10^6
Pressão (bar):	30	Pressão (bar):	30
CA-613		CA-614	
Caudal (kg/h)	820	Caudal (kg/h)	820
Temperatura entrada CA-601 (°C)	20	Temperatura entrada CA-601 (°C)	15
Temperatura saída CA-601 (°C)	15	Temperatura saída CA-601 (°C)	8
Calor a retirar CA-601 (J/h)	1.55×10^8	Calor a retirar CA-601 (J/h)	2.27×10^8
Pressão (bar):	30	Pressão (bar):	30

Acessórios	
Acessórios em cada cilindro	Acessórios de refrigeração do conjunto
Motor de 20 hp	Sistema de controlo da refrigeração
Eixo central com pás	Tanque de amónia
Tubuladuras de entrada/saída	Válvula de drenagem de óleo
Camisa externa de arrefecimento	
Caixa de Suporte	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 7

Equipamento: Tubo de Repouso Referência(s): CB-601 Número de unidades: 1 Função: Consolidar a margarina Descrição e/ou características: Tubo com pratos perfurados Localização: Secção 600 Regime de funcionamento: Contínuo Fabricante: Waukesha Cherry-Burrell Modelo: Votator® Stainless Steel Quiescent Holding Unit 7''x36''	
--	--

Parâmetros Operacionais	
Caudal (kg/h)	2546.69
Temperatura entrada CA-601 (°C)	15
Pressão (bar):	30

Parâmetros de Pico	
Caudal (kg/h)	2900
Pressão (bar):	50

Acessórios em cada cilindro
Pratos perfurados Tubuladuras de entrada/saída Camisa externa de aquecimento Caixa de Suporte

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 8

Equipamento: Tubo de Repouso Referência(s): CB-602 Número de unidades: 1 Função: Consolidar a margarina Descrição e/ou características: Tubo com pratos perfurados Localização: Secção 600 Regime de funcionamento: Contínuo Fabricante: Waukesha Cherry-Burrell Modelo: Votator® Stainless Steel Quiescent Holding Unit 7''x36''	
--	--

Parâmetros Operacionais	
Caudal (kg/h)	4584.04
Temperatura entrada CA -601 (°C)	15
Pressão (bar):	50

Parâmetros de Pico	
Caudal (kg/h)	5200
Pressão (bar):	100

Acessórios em cada cilindro	
Pratos perfurados Tubuladuras de entrada/saída Camisa externa de aquecimento Caixa de Suporte	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 9

Equipamento: Tubo de Agitação Referência(s): CC-601 Número de unidades: 1 Função: Agitar a margarina Descrição e/ou características: Pinos no rotor agitam a margarina, enquanto que a circulação de água tépida na superfície exterior mantém a superfície interna limpa Localização: Secção 600 Regime de funcionamento: Contínuo Fabricante: Waukesha Cherry-Burrell Modelo: Votator® 18''x54'' Agitated Holding Unit	
---	--

Parâmetros Operacionais	
Caudal (kg/h)	2546.69
Temperatura entrada CA-601 (°C)	18
Pressão (bar):	30

Parâmetros de Pico	
Caudal (kg/h)	2900
Pressão (bar):	50

Acessórios cada cilindro	
Motor de 20 hp	
Eixo central com pinos	
Tubuladuras de entrada/saída	
Camisa externa de aquecimento	
Caixa de Suporte	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 10

Equipamento: Tubo de Agitação Referência(s): CC-602 Número de unidades: 1 Função: Agitar a margarina Descrição e/ou características: Pinos no rotor agitam a margarina, enquanto que a circulação de água tépida na superfície exterior mantém a superfície interna limpa Localização: Secção 600 Regime de funcionamento: Contínuo Fabricante: Waukesha Cherry-Burrell Modelo: Votator® 18''x54'' Agitated Holding Unit	
---	--

Parâmetros Operacionais	
Caudal (kg/h)	4584.04
Temperatura entrada CA-601 (°C)	18
Pressão (bar):	50

Parâmetros de Pico	
Caudal (kg/h)	5200
Pressão (bar):	100

Acessórios cada cilindro	
Motor de 20 hp Eixo central com pinos Tubuladuras de entrada/saída Camisa externa de aquecimento Caixa de Suporte	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 11

Equipamento: Tubo de Agitação Referência(s): CC-603 e CC-605 Número de unidades: 2 Função: Agitar o creme de mesa Descrição e/ou características: Pinos no rotor agitam o creme de mesa, enquanto que a circulação de água tépida na superfície exterior mantém a superfície interna limpa Localização: Secção 600 Regime de funcionamento: Contínuo Fabricante: Waukesha Cherry-Burrell Modelo: Votator® 18''x54'' Agitated Holding Unit	
--	--

Parâmetros Operacionais	
Caudal (kg/h)	679.12
Temperatura entrada CA-601 (°C)	8
Pressão (bar):	30

Parâmetros de Pico	
Caudal (kg/h)	5200
Pressão (bar):	50

Acessórios em cada cilindro	
Motor de 20 hp Eixo central com pinos Tubuladuras de entrada/saída Camisa externa de aquecimento Caixa de Suporte	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 12

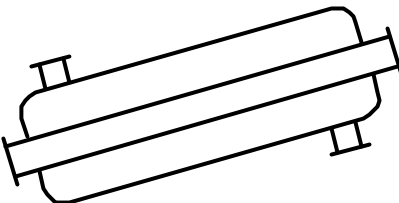
Equipamento: Tubo de Agitação Referência(s): CC-604 e CC-606 Número de unidades: 2 Função: Agitar o creme de mesa Descrição e/ou características: Pinos no rotor agitam o creme de mesa, enquanto que a circulação de água tépida na superfície exterior mantém a superfície interna limpa Localização: Secção 600 Regime de funcionamento: Contínuo Fabricante: Waukesha Cherry-Burrell Modelo: Votator® 18''x54'' Agitated Holding Unit	
--	--

Parâmetros Operacionais	
Caudal (kg/h)	679.12
Temperatura entrada CA-601 (°C)	8
Pressão (bar):	30

Parâmetros de Pico	
Caudal (kg/h)	820
Pressão (bar):	50

Acessórios cada cilindro	
Motor de 20 hp Eixo central com pinos Tubuladuras de entrada/saída Camisa externa de aquecimento Caixa de Suporte	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 13

Equipamento: Condensador Referência(s): CN-401 Número de unidades: 1 Função: Condensação parcial de água. Descrição e/ou características: Condensador de tubos concêntricos em que ocorre a condensação parcial da água presente corrente gasosa que sai do reactor de hidrogenação. Localização: Secção 400 Regime de funcionamento: Contínuo	 CN-401																
<table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th colspan="2" style="text-align: center;">Parâmetros Operacionais</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>Temperatura à entrada (°C):</td> <td style="text-align: right;">180</td> </tr> <tr> <td>Temperatura à saída (°C):</td> <td style="text-align: right;">50</td> </tr> <tr> <td>Pressão (bar):</td> <td style="text-align: right;">3</td> </tr> <tr> <td>Caudal de entrada (kg/h):</td> <td style="text-align: right;">2.04</td> </tr> <tr> <td>Caudal de condensado (kg/h):</td> <td style="text-align: right;">0.14</td> </tr> <tr> <td>Caudal gases saiem (kg/h):</td> <td style="text-align: right;">1.90</td> </tr> <tr> <td>Caudal de água refrig. (kg/h)</td> <td style="text-align: right;">200.2</td> </tr> </tbody> </table>		Parâmetros Operacionais		Temperatura à entrada (°C):	180	Temperatura à saída (°C):	50	Pressão (bar):	3	Caudal de entrada (kg/h):	2.04	Caudal de condensado (kg/h):	0.14	Caudal gases saiem (kg/h):	1.90	Caudal de água refrig. (kg/h)	200.2
Parâmetros Operacionais																	
Temperatura à entrada (°C):	180																
Temperatura à saída (°C):	50																
Pressão (bar):	3																
Caudal de entrada (kg/h):	2.04																
Caudal de condensado (kg/h):	0.14																
Caudal gases saiem (kg/h):	1.90																
Caudal de água refrig. (kg/h)	200.2																

Parâmetros de Pico	
Temperatura à entrada do condensador (°C):	220
Pressão (bar):	10
Caudal de água refrig. (kg/h)	246

Parâmetros de Dimensionamento	
Área de transferência (m ²):	1.10
U (W/m ² ·°C):	20
Comprimento (ft):	12

Tubo interno		Tubo externo	
Diâmetro externo (in.):	2	Tamanho nominal (in.)	2 1/2
Diâmetro interno (in.):	1.8	diâmetro externo (in.)	2.88
BWG:	12	diâmetro interno (in.)	2.323
Material de construção :	aço inox 316	Schedule number:	80
		Material de construção :	aço inox 316

Acessórios	
2 embocaduras no topo	Tubuladuras para 2 sensores
3 embocaduras no topo	Válvula de segurança
Suportes de apoio	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 14

Equipamento: Máquina embaladora
Referência(s): E-601
Número de unidades: 1
Função: Embalar a margarina industrial
Descrição e/ou características: Embalar em folha de alumínio ou HDPE a margarina industrial em barras de 5 e 10 kg
Localização: Secção 600
Regime de funcionamento: Contínuo



Parâmetros Operacionais

Temperatura da margari. (°C):	17
Caudal de entrada 205 (kg/h):	4584
Caudal de produto (kg/h):	4355
Caudal p/ refusão (kg/h):	229
Peso das barras (kg)	5 ou 10
Barras por minuto	14.5 ou 7.3
Precisão	± 0.5 %

Parâmetros de Pico

Temperatura máxima da margarina (°C):	30
Peso das barras (kg)	1 – 12.5
Barras por minuto	máx. 30
Altura da barra (mm)	60 - 230
Largura da barra (mm)	90 – 385
Comprimento da barra (mm)	172 - 500

Parâmetros Geométricos

Altura (m):	2.380
Largura (m):	1.537
Comprimento (m):	4.030

Acessórios

Suporte de rolos	Modem
------------------	-------

Denominação

Fabricante	Modelo
Gerstenberg & Agger A/S	FC-60

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 15

Equipamento: Máquina embaladora Referência(s): E-602 Número de unidades: 1 Função: Embalar a margarina culinária Descrição e/ou características: Embalar em folha de alumínio ou HDPE a margarina culinária em barras de 500 ou 1000 g Localização: Secção 600 Regime de funcionamento: Contínuo														
Parâmetros Operacionais <table> <tr><td>Temperatura da margari. (°C):</td><td>17</td></tr> <tr><td>Caudal de entrada (kg/h):</td><td>2547</td></tr> <tr><td>Caudal de produto (kg/h):</td><td>2520</td></tr> <tr><td>Caudal p/ refusão (kg/h):</td><td>127</td></tr> <tr><td>Peso das barras (kg)</td><td>0.5 ou 1</td></tr> <tr><td>Barras por minuto</td><td>80.7 ou 40.3</td></tr> <tr><td>Precisão</td><td>± 0.5 %</td></tr> </table>		Temperatura da margari. (°C):	17	Caudal de entrada (kg/h):	2547	Caudal de produto (kg/h):	2520	Caudal p/ refusão (kg/h):	127	Peso das barras (kg)	0.5 ou 1	Barras por minuto	80.7 ou 40.3	Precisão
Temperatura da margari. (°C):	17													
Caudal de entrada (kg/h):	2547													
Caudal de produto (kg/h):	2520													
Caudal p/ refusão (kg/h):	127													
Peso das barras (kg)	0.5 ou 1													
Barras por minuto	80.7 ou 40.3													
Precisão	± 0.5 %													
Parâmetros de Pico <table> <tr><td>Temperatura máxima da margarina (°C):</td><td>30</td></tr> <tr><td>Peso das barras (kg)</td><td>0.1 – 1.0</td></tr> <tr><td>Barras por minuto</td><td>máx. 90 (60 p/ 1 kg)</td></tr> <tr><td>Altura da barra (mm)</td><td>15 – 83</td></tr> <tr><td>Largura da barra (mm)</td><td>30 – 105</td></tr> <tr><td>Comprimento da barra (mm)</td><td>60 – 90</td></tr> </table>		Temperatura máxima da margarina (°C):	30	Peso das barras (kg)	0.1 – 1.0	Barras por minuto	máx. 90 (60 p/ 1 kg)	Altura da barra (mm)	15 – 83	Largura da barra (mm)	30 – 105	Comprimento da barra (mm)	60 – 90	
Temperatura máxima da margarina (°C):	30													
Peso das barras (kg)	0.1 – 1.0													
Barras por minuto	máx. 90 (60 p/ 1 kg)													
Altura da barra (mm)	15 – 83													
Largura da barra (mm)	30 – 105													
Comprimento da barra (mm)	60 – 90													
Parâmetros Geométricos <table> <tr><td>Altura (m):</td><td></td></tr> <tr><td>Largura (m):</td><td></td></tr> <tr><td>Comprimento (m):</td><td></td></tr> </table>		Altura (m):		Largura (m):		Comprimento (m):								
Altura (m):														
Largura (m):														
Comprimento (m):														
Acessórios <table> <tr><td>Suporte de taças</td><td></td></tr> </table>		Suporte de taças												
Suporte de taças														
Denominação <table> <tr> <th>Fabricante</th><th>Modelo</th></tr> <tr> <td>Benz & Hilgers</td><td>Multipack 8345</td></tr> </table>		Fabricante	Modelo	Benz & Hilgers	Multipack 8345									
Fabricante	Modelo													
Benz & Hilgers	Multipack 8345													

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 16

Equipamento: Máquina embaladora
Referência(s): E-603 e E-604
Número de unidades: 2
Função: Embalar os cremes
Descrição e/ou características: Embalar em taças de PP ou PE os cremes de mesa em unidades de 250 e 500 g. Cada unidade tem duas pinças de embalagem.
Localização: Secção 600
Regime de funcionamento: Contínuo



Parâmetros Operacionais

Temperatura da margari. (°C):	10
Caudal de entrada (kg/h):	680
Caudal produto (kg/h):	646
Caudal p/ refusão (kg/h):	34
Peso das embalagens (kg)	0.25 ou 0.5
Embalagens por minuto	43.1 ou 21.5
Precisão	± 0.5 %

Parâmetros de Pico

Temperatura máxima da margarina (°C):	20
Peso das embalagens (kg)	0.1 – 2.0
Embalagens por minuto	máx. 150
Altura da embalagem (mm)	máx. 140
Largura da embalagem (mm)	máx. 165
Comprimento da embalagem (mm)	máx. 165

Parâmetros Geométricos

Altura (m):	
Largura (m):	1.511
Comprimento (m):	

Acessórios

Suporte de taças

Denominação

Fabricante	Modelo
Benz & Hilgers	Copparapid 8270 (2 lanes)

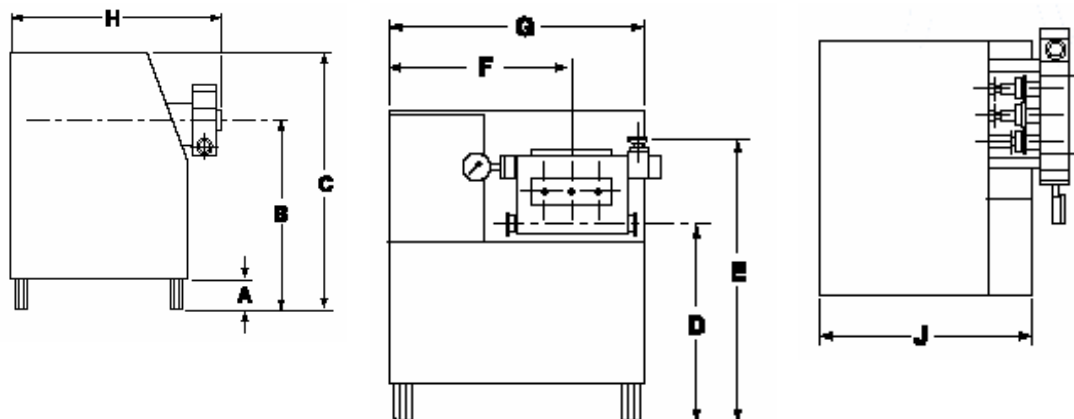
FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 17

Equipamento: Bomba de alta pressão Referência(s): HPP-601 Número de unidades: 1 Função: Bombear a emulsão para os cristalizadores Descrição e/ou características: Bomba de deslocamento positivo de pistão Localização: Secção 600 Regime de funcionamento: Contínuo	
Parâmetros Operacionais	
Temperatura (°C):	42
Caudal de entrada (kg/h):	2546.69
Pressão à entrada (bar)	5
Pressão à saída Bar)	30
Material de construção:	aço 316

Parâmetros de Pico	
Temperatura (°C):	47
Caudal de entrada (kg/h):	2900
Pressão à entrada (bar)	2
Pressão à saída Bar)	50

Parâmetros Geométricos	
Diâmetro do pistão (in.)	1.25

Dimensões:



A (in.)	4.75	F (in.)	29.13
B (in.)	34.75	G (in.)	42.00
C (in.)	46.88	H (in.)	42.04
D (in.)	31.00	J (in.)	30.50
E (in.)	42.94		

Acessórios	
Motor de 15 hp	Válvula de alívio
Denominação	
Fabricante	Modelo

Waukesha Cherry-Burrell

High Pressure Plunger Pump Model 1000

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 18

Equipamento: Bomba de alta pressão
Referência(s): HPP-602
Número de unidades: 1
Função: Bombear a emulsão para os cristalizadores
Descrição e/ou características: Bomba de deslocamento positivo de pistão
Localização: Secção 600
Regime de funcionamento: Contínuo



Parâmetros Operacionais

Temperatura (°C):	45.6
Caudal de entrada (kg/h):	4584.04
Pressão à entrada (bar)	5
Pressão à saída Bar)	40
Material de construção:	aço 316

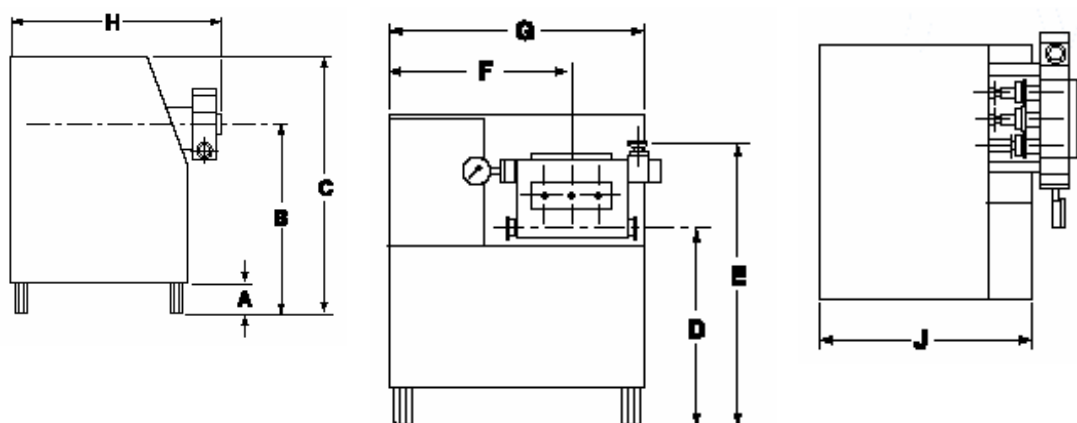
Parâmetros de Pico

Temperatura (°C):	47
Caudal de entrada (kg/h):	5200
Pressão à entrada (bar)	2
Pressão à saída Bar)	100

Parâmetros Geométricos

Diâmetro do pistão (in.) 1.875

Dimensões:



A (in.)	4.75	F (in.)	33.38
B (in.)	40.13	G (in.)	47.00
C (in.)	54.88	H (in.)	42.04
D (in.)	34.75	J (in.)	34.50
E (in.)	49.57		

Acessórios

Motor de 15 hp	Válvula de alívio
----------------	-------------------

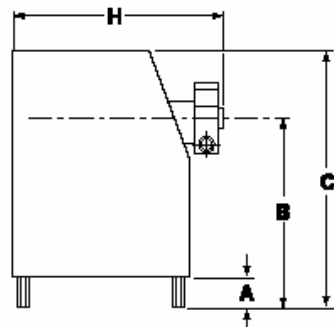
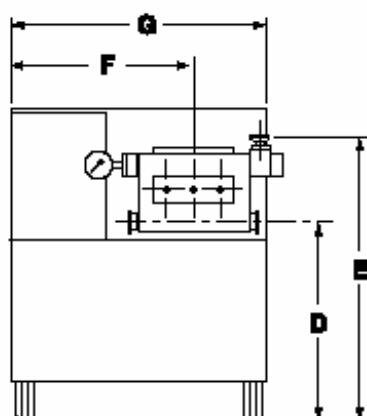
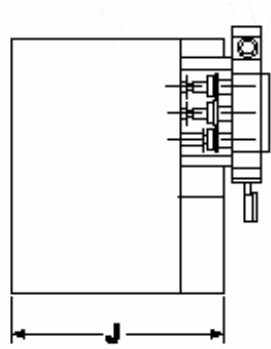
Denominação

Fabricante Waukesha Cherry-Burrell	Modelo High Pressure Plunger Pump Model 2000
--	--

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 19

Equipamento: Bomba de alta pressão Referência(s): HPP-603 e HPP-604 Número de unidades: 2 Função: Bombear a emulsão para os cristalizadores Descrição e/ou características: Bomba de deslocamento positivo de pistão Localização: Secção 600 Regime de funcionamento: Contínuo	
Parâmetros Operacionais	
Temperatura (°C):	43
Caudal de entrada (kg/h):	679.12
Pressão à entrada (bar)	5
Pressão à saída Bar)	30
Material de construção:	aço 316

Parâmetros de Pico	
Temperatura (°C):	30
Caudal de entrada (kg/h):	820
Pressão à entrada (bar)	2
Pressão à saída Bar)	50

Parâmetros Geométricos			
Diâmetro do pistão (in.)		0.875	
Dimensões:			
			
			
A (in.)	4.75	F (in.)	26.50
B (in.)	33.59	G (in.)	38.00
C (in.)	44.88	H (in.)	32.13
D (in.)	30.09	J (in.)	30.50
E (in.)	40.97		
Acessórios			
Motor de 15 hp		Válvula de alívio	
Denominação			

Fabricante Waukesha Cherry-Burrell	Modelo High Pressure Plunger Pump Model 500
--	---

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 20

Equipamento: Sistema de refrigeração de amónia Referência(s): Número de unidades: 4 Função: Produção de fluido refrigerante para os cristalizadores e misturadores M-605, M-611, M-616 e M-618 Descrição e/ou características: Tubo com pratos perfurados Localização: Secção 600 Regime de funcionamento: Contínuo Fabricante: Waukesha Cherry-Burrell Modelo: Votator® Stainless Steel Quiescent Holding Unit 7'x36''	
--	--

Parâmetros Operacionais
Calor retirado (J/h): Temperatura (°C): -18

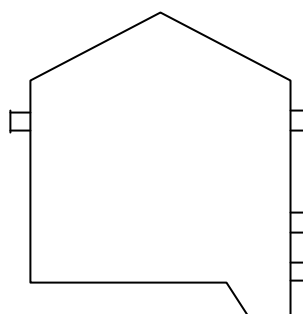
Parâmetros de Pico
Calor retirado (J/h):

Acessórios	
Compressor	Receptor de amónia
Condensador refrigerado a água	Separador de óleo

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº21

Identificação	
Equipamento	Tanque de armazenagem
Designação	T-101/T-102
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de óleos vegetais brutos
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 100

Condições Operatórias	
Fluido	Óleo bruto
Temperatura	60 °C
Pressão de operação	1 atm



Características do Equipamento			
Topo Tipo	cónico		
Volume total	2000		m ³
Diâmetro	13.7		m
Altura	13.7		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do invólucro	10		mm
Margem de Corrosão	5		

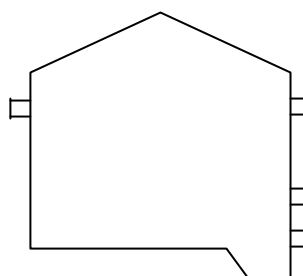
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m ²)	Q(m ³ h ⁻¹)
725	0.0508	0.0508	116	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº22

Identificação	
Equipamento	Tanque de armazenagem
Designação	T-104/T-106
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de óleos vegetais brutos
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 100

Condições Operatórias		
Fluido	Óleo bruto	
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento				
Topo Tipo	cónico			
Volume total	1000		m³	
Diâmetro	10.8		m	
Altura	14		m	
Material de construção	Aço Inox 304			
Espessura do invólucro	10		mm	
Margem de Corrosão	5			

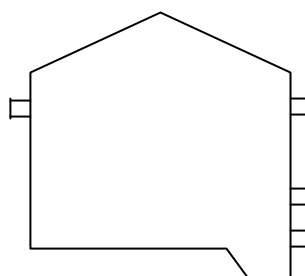
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h⁻¹)
288	0.0508	0.0508	45.8	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº23

Identificação	
Equipamento	Tanque de armazenagem
Designação	T-105/T-107
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de óleos vegetais brutos
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 100

Condições Operatórias		
Fluido	Óleo bruto	
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento				
Topo Tipo	cónico			
Volume total	500		m³	
Diâmetro	8.6		m	
Altura	11.1		m	
Material de construção	Aço Inox 304			
Espessura do invólucro	10		mm	
Margem de Corrosão	5			

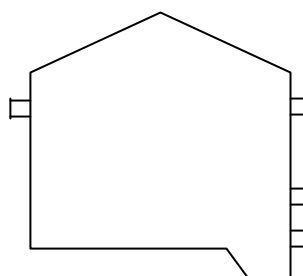
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m ²)	Q(m ³ h ⁻¹)
114	0.0508	0.0508	18.2	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº23

Identificação	
Equipamento	Tanque de armazenagem
Designação	T-103
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de óleos vegetais brutos
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 100

Condições Operatórias		
Fluido	Óleo bruto	
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento				
Topo Tipo	cónico			
Volume total	600		m³	
Diâmetro	9.1		m	
Altura	11.8		m	
Material de construção	Aço Inox 304			
Espessura do invólucro	10		mm	
Margem de Corrosão	5			

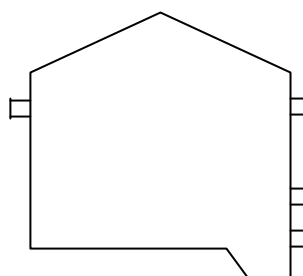
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m ²)	Q(m ³ h ⁻¹)
146	0.0508	0.0508	23.2	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº24

Identificação	
Equipamento	Tanque de armazenagem
Designação	T-201
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de óleos vegetais refinados
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 100

Condições Operatórias		
Fluido	Óleo refinado	
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento				
Topo Tipo	cónico			
Volume total	600		m³	
Diâmetro	9.1		m	
Altura	11.8		m	
Material de construção	Aço Inox 304			
Espessura do invólucro	10		mm	
Margem de Corrosão	5			

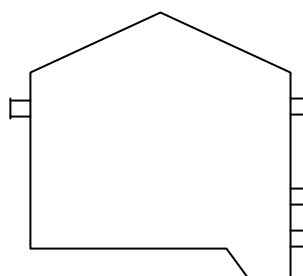
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m ²)	Q(m ³ h ⁻¹)
146	0.0508	0.0508	23.2	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº24

Identificação	
Equipamento	Tanque de armazenagem
Designação	T-201/204
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de óleos vegetais refinados
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 200

Condições Operatórias		
Fluido	Óleo refinado	
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento				
Topo Tipo	cónico			
Volume total	250		m³	
Diâmetro	6.8		m	
Altura	8.8		m	
Material de construção	Aço Inox 304			
Espessura do invólucro	10		mm	
Margem de Corrosão	5			

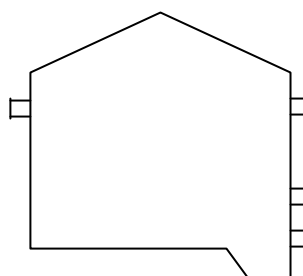
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m ²)	Q(m ³ h ⁻¹)
45.3	0.0508	0.0508	7.23	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº26

Identificação	
Equipamento	Tanque de armazenagem
Designação	T-202
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de óleos vegetais refinados
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 200

Condições Operatórias		
Fluido	Óleo	
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento				
Topo Tipo		cónico		
Volume total	500		m ³	
Diâmetro	8.6		m	
Altura	11.1		m	
Material de construção		Aço Inox 304		
Espessura do invólucro	10		mm	
Margem de Corrosão	5			

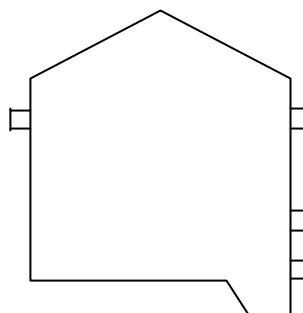
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m ²)	Q(m ³ h ⁻¹)
114	0.0508	0.0508	18.2	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº27

Identificação	
Equipamento	Tanque de armazenagem
Designação	T-203
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de óleos vegetais refinados
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 200

Condições Operatórias		
Fluido	Óleo	
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento				
Topo Tipo	cónico			
Volume total	2000		m³	
Diâmetro	13.7		m	
Altura	13.7		m	
Material de construção	Aço Inox 304			
Espessura do invólucro	10		mm	
Margem de Corrosão	5			

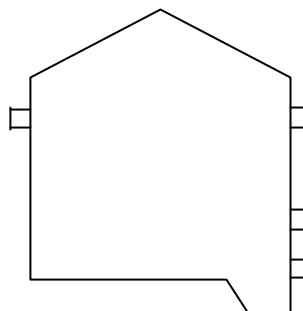
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m ²)	Q(m ³ h ⁻¹)
725	0.0508	0.0508	116	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº28

Identificação	
Equipamento	Tanque de armazenagem
Designação	T-401
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de óleos vegetais hidrogenados
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 400

Condições Operatórias		
Fluido	Óleo	
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento				
Topo Tipo		cónico		
Volume total	1000		m³	
Diâmetro	10.8		m	
Altura	14.0		m	
Material de construção		Aço Inox 304		
Espessura do invólucro	10		mm	
Margem de Corrosão	5			

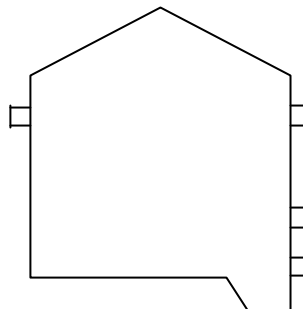
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m ²)	Q(m ³ h ⁻¹)
288	0.0508	0.0508	45.9	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº29

Identificação	
Equipamento	Tanque de armazenagem
Designação	T-402
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de óleos vegetais hidrogenados
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 400

Condições Operatórias		
Fluido	Óleo	
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento				
Topo Tipo		cónico		
Volume total	500		m³	
Diâmetro	8.6		m	
Altura	11.11		m	
Material de construção		Aço Inox 304		
Espessura do invólucro	10		mm	
Margem de Corrosão	5			

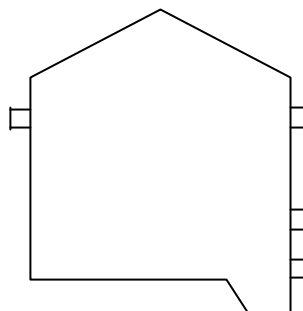
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m ²)	Q(m ³ h ⁻¹)
114	0.0508	0.0508	18.2	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº30

Identificação	
Equipamento	Tanque de armazenagem
Designação	T-403/404
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de óleos vegetais hidrogenados
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 400

Condições Operatórias		
Fluido	óleo	
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento				
Topo Tipo		cónico		
Volume total	75		m³	
Diâmetro	4.6		m	
Altura	5.9		m	
Material de construção		Aço Inox 304		
Espessura do invólucro	10		mm	
Margem de Corrosão	5			

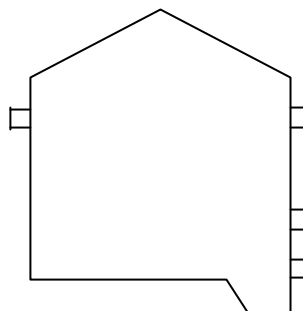
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m ²)	Q(m ³ h ⁻¹)
9.1	0.0508	0.0508	1.45	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº31

Identificação	
Equipamento	Tanque de arma zenagem
Designação	T-501
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de óleos vegetais interesterificados
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 500

Condições Operatórias		
Fluido	óleo	
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento				
Topo Tipo		cónico		
Volume total	1000		m³	
Diâmetro	10.8		m	
Altura	14.0		m	
Material de construção		Aço Inox 304		
Espessura do invólucro	10		mm	
Margem de Corrosão	5			

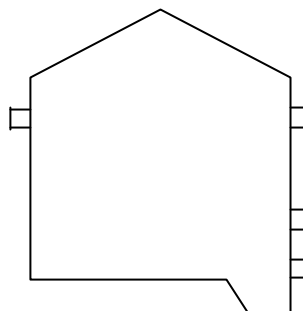
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m ²)	Q(m ³ h ⁻¹)
287.6	0.0508	0.0508	45.9	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº32

Identificação	
Equipamento	Tanque de armazenagem
Designação	T-502/503
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de óleos vegetais interesterificados
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 500

Condições Operatórias		
Fluido	óleo	
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento				
Topo Tipo		cónico		
Volume total	50		m³	
Diâmetro	4		m	
Altura	5.1		m	
Material de construção		Aço Inox 304		
Espessura do invólucro	10		mm	
Margem de Corrosão	5			

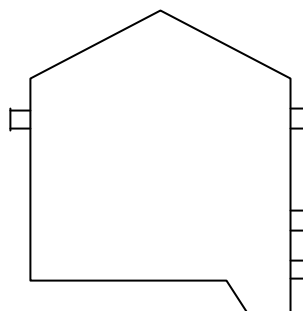
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m ²)	Q(m ³ h ⁻¹)
5.3	0.0508	0.0508	0.85	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº33

Identificação	
Equipamento	Tanque de armazenagem
Designação	T-404
Número de Unidades	1
Função	Armazenagem de água quente para as lavagens do óleos
Características	Tanque cilíndrico com topo cónico
Localização	Zona 400

Condições Operatórias		
Fluido	óleo	
Temperatura	90	°C
Pressão de operação	1	atm
Caudal mássico	2077	kg/h
Tempo de Retenção	24	h



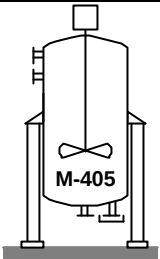
Características do Equipamento			
Topo Tipo	cónico		
Volume total	50		m ³
Diâmetro	4		m
Altura	5.1		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do invólucro	10		mm
Margem de Corrosão	5		

Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m ²)	Q(m ³ h ⁻¹)
5.3	0.0508	0.0508	0.85	146

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	8	in
Sensor de nível	2	in
Porta de acesso	25	in
Purga	1	in
Sensor de temperatura	1	in

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº34

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-405
Número de Unidades	1
Função	Tanque de solução 3N de NaOH
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 400

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	85	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	7	dias	
Caudal de Entrada	176	Kgh ⁻¹	

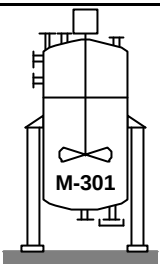
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	50		m ³
Diâmetro	4		m
Altura	5.1		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	1	in
Saída de líquido	1	in
Sensor de nível	5	cm
Porta de acesso	100	cm
Purga	1	in
Sensor de temperatura	5	cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.2 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana -parede		0.039 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	115 rpm
Diâmetro da turbina		0.65 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		1.17 m	Potência de agitação	11.2 W
			Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³ h⁻¹)
4.3	0.0508	0.0508	0.68	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº35 A

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-301
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura de óleos
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 300

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	90	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	dias	
Caudal de Entrada	6276	Kgh ⁻¹	

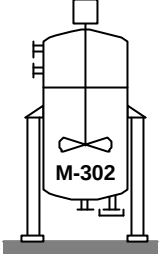
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	55		m ³
Diâmetro	3.6		m
Altura	3.1		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	1	in
Saída de líquido	1	in
Sensor de nível	5	cm
Porta de acesso	100	cm
Purga	1	in
Sensor de temperatura	5	cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.2 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.039 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	115 rpm
Diâmetro da turbina		1.19 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		1.04 m	Potência de agitação	11.2 kW
Altura das pás		0.24 m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³ h⁻¹)
15.2	0.0508	0.0508	2.5	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº35 B

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-302
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura de óleos
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 300

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	90	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	dias	
Caudal de Entrada	6276	Kgh ⁻¹	

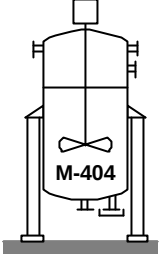
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	55		m ³
Diâmetro	3.6		m
Altura	3.1		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras			
Tubuladura		Diâmetros	
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Porta de acesso	100		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.2 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.039 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	115 rpm
Diâmetro da turbina		1.19 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		1.04 m	Potência de agitação	11.2 kW
Altura das pás		0.24 m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h ⁻¹)
15.2	0.0508	0.0508	2.5	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº36

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-404
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura do óleos com NaOH
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 400

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	90	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	dias	
Caudal de Entrada	235	Kgh ⁻¹	

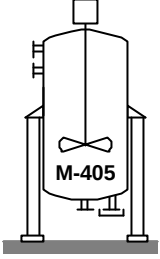
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	1.2		m ³
Diâmetro	3.6		m
Altura	3.1		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	1	in
Saída de líquido	1	in
Sensor de nível	5	cm
Purga	1	in
Sensor de temperatura	5	cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.2 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.039 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	115 rpm
Diâmetro da turbina		1.19 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		1.04 m	Potência de agitação	11.2 kW
Altura das pás		0.24 m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h ⁻¹)
15.2	0.0508	0.0508	2.5	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº37

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-405
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura de água com NaOH
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 400

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	90	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	dias	
Caudal de Entrada	235	Kgh ⁻¹	

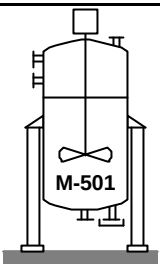
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	2		m ³
Diâmetro	1.2		m
Altura	1.02		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras			
Tubuladura		Diâmetros	
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.12 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.12 m
N.º de turbinas	1	Velocidade de rotação		100 rpm
Diâmetro da turbina	0.39 m	Inclinação das pás		45 °
Distância ao fundo	0.34 m	Potência de agitação		3.7 kW
Altura das pás	0.077 m	Material de construção		aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h⁻¹)
1.7	0.0508	0.0508	0.27	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº38

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-501
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura do óleos com água
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 500

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	90	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	dias	
Caudal de Entrada	1378	Kgh ⁻¹	

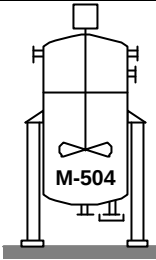
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	13		m ³
Diâmetro	2.1		m
Altura	1.83		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras			
Tubuladura		Diâmetros	
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Porta de acesso	100		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.21 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana -parede		0.042 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	115 rpm
Diâmetro da turbina		0.7 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.61 m	Potência de agitação	2.2 kW
Altura das pás		0.7 m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³ h⁻¹)
5.42	0.0508	0.0508	0.864	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº39

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-504
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura do óleos com NaOH
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 500

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	90	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	dias	
Caudal de Entrada	1660	Kgh ⁻¹	

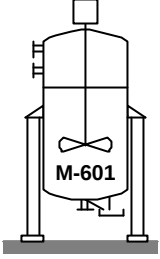
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	16		m ³
Diâmetro	2.2		m
Altura	1.95		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras		
Tubuladura		Diâmetros
Entrada de líquido	1	in
Saída de líquido	1	in
Sensor de nível	5	cm
Porta de acesso	100	cm
Purga	1	in
Sensor de temperatura	5	cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.22 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.045 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	125 rpm
Diâmetro da turbina		0.74 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.65 m	Potência de agitação	3.7kW
Altura das pás		0.15 m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h ⁻¹)
6.14	0.0508	0.0508	1	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº40

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-601
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura de aditivo com água
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	24	h	
Caudal de Entrada	161	Kgh ⁻¹	

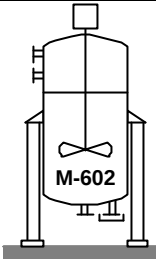
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	4.65		m ³
Diâmetro	1.5		m
Altura	1.29		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras			
Tubuladura		Diâmetros	
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.15 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.03 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	175rpm
Diâmetro da turbina		0.49 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.43 m	Potência de agitação	1.5kW
Altura das pás		0.99 m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h ⁻¹)
15.2	0.0508	0.0508	2.5	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº41

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-602
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura do aditivo com água
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	5	dias	
Caudal de Entrada	14.5	Kgh ⁻¹	

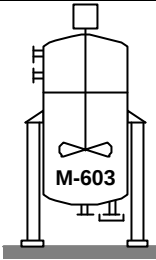
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	2.1		m ³
Diâmetro	1.1		m
Altura	1		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras			
Tubuladura		Diâmetros	
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.11 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana -parede		0.023 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	420 rpm
Diâmetro da turbina		0.38 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.33 m	Potência de agitação	1.5kW
Altura das pás		0.076 m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h ⁻¹)
2.7	0.0508	0.0508	0.25	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº42

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-603
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura dos aditivos com água
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	5	dias	
Caudal de Entrada	8	Kgh ⁻¹	

Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	1.2		m ³
Diâmetro	1.1		m
Altura	1		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

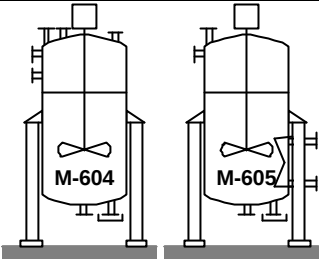
Tubuladuras			
Tubuladura		Diâmetros	
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.093 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.019 m
N.º de turbinas	1	Velocidade de rotação		420rpm
Diâmetro da turbina	0.31 m	Inclinação das pás		45 °
Distância ao fundo	0.27 m	Potência de agitação		1.5kW
Altura das pás	0.062 m	Material de construção		aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h⁻¹)
1.1	0.0508	0.0508	0.17	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº43

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-604/605
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura dos aditivos com água
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		
Fluido		
Temperatura	25	°C
Pressão de operação	1	atm
Tempo de Residência	8	h
Caudal de Entrada	483	Kgh ⁻¹



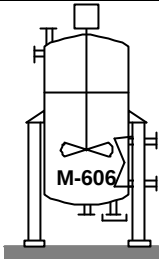
Características do Equipamento		
Tipo de tanque	misturador	
Volume total	5	m ³
Diâmetro	1	m
Altura	1.3	m
Material de construção	Aço Inox 304	
Espessura do material	10	mm

Tubuladuras		
Tubuladura		Diâmetros
Entrada de líquido	1	in
Saída de líquido	1	in
Sensor de nível	5	cm
Porta de acesso	50	cm
Purga	1	in
Sensor de temperatura	5	cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.15 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.030 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	175 rpm
Diâmetro da turbina		0.5 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.43m	Potência de agitação	1.5kW
Altura das pás		0.099 m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³ h⁻¹)
2.7	0.0508	0.0508	0.43	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº44

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-606
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura dos aditivos com água
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	h	
Caudal de Entrada	5594	Kgh ⁻¹	

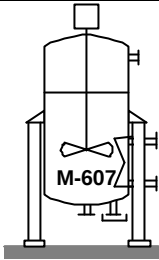
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	54		m ³
Diâmetro	1.5		m
Altura	2.93		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	2	in
Saída de líquido	2	in
Sensor de nível	5	cm
Porta de acesso	100	cm
Purga	1	in
Sensor de temperatura	5	cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.33 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.067 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	84rpm
Diâmetro da turbina		1.1 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		1	Potência de agitação	11.2kkW
Altura das pás		0.22 m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h ⁻¹)
1.1	0.0508	0.0508	2.2	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº45

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-607
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura dos aditivos com água
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	h	
Caudal de Entrada	127.3	Kgh ⁻¹	

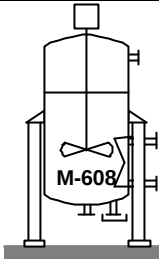
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	1		m ³
Diâmetro	1.5		m
Altura	0.83		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras			
Tubuladura		Diâmetros	
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.095 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana -parede		0.019m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	350rpm
Diâmetro da turbina		0.32 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.28	Potência de agitação	1.5kW
Altura das pás		0.063 m	Material de construção	aço inox316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h ⁻¹)
1.1	0.0508	0.0508	2.7	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº46

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-608
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura dos aditivos com água
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	h	
Caudal de Entrada	229	Kgh ⁻¹	

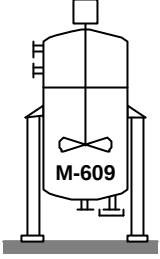
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	2		m ³
Diâmetro	1.5		m
Altura	0.83		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras			
Tubuladura	Diâmetros		
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Porta de acesso	20		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.095 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.019m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	350rpm
Diâmetro da turbina		0.32 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.28	Potência de agitação	1.5kW
Altura das pás		0.063 m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h ⁻¹)
1.1	0.0508	0.0508	2.7	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº47

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-609
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura dos aditivos com água
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	5	dias	
Caudal de Entrada	4.3	Kgh ⁻¹	

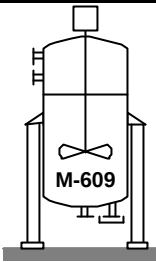
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	1		m ³
Diâmetro	0.9		m
Altura	0.66		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras			
Tubuladura		Diâmetros	
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.076 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.015 m
N.º de turbinas	1	Velocidade de rotação		420 rpm
Diâmetro da turbina	0.25 m	Inclinação das pás		45 °
Distância ao fundo	0.22m	Potência de agitação		1.5kW
Altura das pás	0.05m	Material de construção		aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h⁻¹)
0.71	0.0508	0.0508	0.11	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº48

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-609
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura dos aditivos com água
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	5	dias	
Caudal de Entrada	4.3	Kgh ⁻¹	

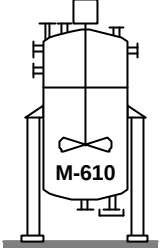
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	1		m ³
Diâmetro	0.9		m
Altura	0.66		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras			
Tubuladura		Diâmetros	
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.076 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.015 m
N.º de turbinas	1	Velocidade de rotação		420 rpm
Diâmetro da turbina	0.25 m	Inclinação das pás		45 °
Distância ao fundo	0.22m	Potência de agitação		1.5kW
Altura das pás	0.05m	Material de construção		aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h⁻¹)
0.71	0.0508	0.0508	0.11	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº49

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-610
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura dos aditivos
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	h	
Caudal de Entrada	226	Kgh ⁻¹	

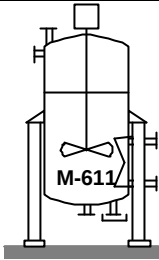
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	2		m ³
Diâmetro	1.1		m
Altura	1		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras			
Tubuladura		Diâmetros	
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Porta de acesso	50		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.12 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.023 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	175 rpm
Diâmetro da turbina		0.38 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.033m	Potência de agitação	1.5kW
Altura das pás		0.076m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h ⁻¹)
1.63	0.0508	0.0508	0.22	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº50

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-611
Número de Unidades	1
Função	Tanque das fases aquosa e oleosa
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	h	
Caudal de Entrada	350	Kgh ⁻¹	

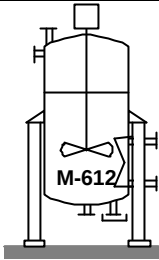
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	6		m ³
Diâmetro	1.3		m
Altura	1.6		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	1	in
Saída de líquido	1	in
Sensor de nível	5	cm
Porta de acesso	50	cm
Purga	1	in
Sensor de temperatura	5	cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.16 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.033 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	84 rpm
Diâmetro da turbina		0.54 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.48m	Potência de agitação	11.2kW
Altura das pás		0.11m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h ⁻¹)
2.2	0.0508	0.0508	0.52	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº51

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-612
Número de Unidades	1
Função	Tanque de mistura fase aquosa e oleosa
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	h	
Caudal de Entrada	650	Kgh ⁻¹	

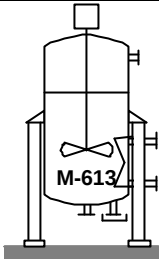
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	2		m ³
Diâmetro	1.1		m
Altura	1		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	22	cm
Saída de líquido	22	cm
Sensor de nível	5	cm
Porta de acesso	20	cm
Purga	22	cm
Sensor de temperatura	5	cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.12 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.023 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	175 rpm
Diâmetro da turbina		0.38 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.033m	Potência de agitação	1.5kW
Altura das pás		0.076m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³ h⁻¹)
1.63	0.0508	0.0508	0.22	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº52

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-613
Número de Unidades	1
Função	Tanque de refundidos
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	h	
Caudal de Entrada	53	Kgh ⁻¹	

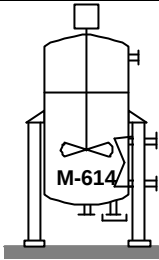
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	1		m ³
Diâmetro	0.7		m
Altura	0.62		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras			
Tubuladura		Diâmetros	
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Porta de acesso	20		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.07 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.014 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	420 rpm
Diâmetro da turbina		00.23 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.18 m	Potência de agitação	1.5kW
Altura das pás		0.04m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³ h⁻¹)
2.18	0.0508	0.0508	0.09	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº53

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-614
Número de Unidades	1
Função	Tanque de refundidos
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	h	
Caudal de Entrada	34	Kgh ⁻¹	

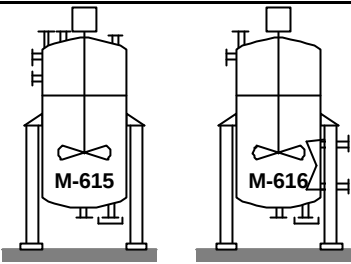
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	0.33		m ³
Diâmetro	0.6		m
Altura	1		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras			
Tubuladura		Diâmetros	
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.12 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.023 m
N.º de turbinas	1	Velocidade de rotação		175 rpm
Diâmetro da turbina	0.81 m	Inclinação das pás		45 °
Distância ao fundo	0.18	Potência de agitação		1.5kW
Altura das pás	0.53m	Material de construção		aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h⁻¹)
1.63	0.0508	0.0508	0.22	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº54

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-615/616
Número de Unidades	1
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	h	
Caudal de Entrada	697	Kgh ⁻¹	

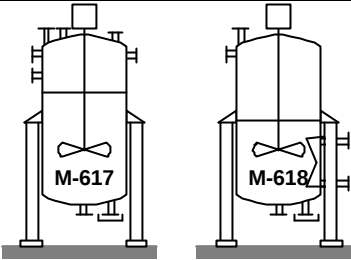
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	7		m ³
Diâmetro	1.7		m
Altura	1.46		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras			
Tubuladura		Diâmetros	
Entrada de líquido	1		in
Saída de líquido	1		in
Sensor de nível	5		cm
Porta de acesso	50		cm
Purga	1		in
Sensor de temperatura	5		cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.17 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.033 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	155 rpm
Diâmetro da turbina		0.56 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.5 m	Potência de agitação	1.5kW
Altura das pás		0.11	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h ⁻¹)
0.6	0.0508	0.0508	0.55	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº55

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-617/618
Número de Unidades	1
Função	Tanque de refundidos
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	
Tempo de Residência	8	h	
Caudal de Entrada	387	Kgh ⁻¹	

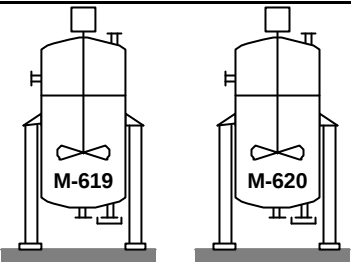
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	4		m ³
Diâmetro	1.4		m
Altura	1.46		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras		
Tubuladura		Diâmetros
Entrada de líquido	1	in
Saída de líquido	1	in
Sensor de nível	5	cm
Porta de acesso	50	cm
Purga	1	in
Sensor de temperatura	5	cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.17 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.033 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	155 rpm
Diâmetro da turbina		0.56 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.49 m	Potência de agitação	1.5kW
Altura das pás		0.11	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³ h ⁻¹)
2.33	0.0508	0.0508	0.55	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº56

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-619/920
Número de Unidades	1
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	

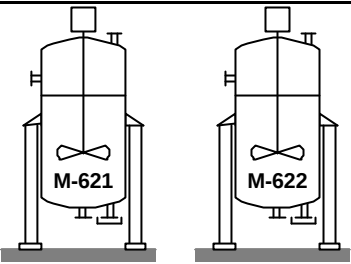
Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	1		m ³
Diâmetro	0.9		m
Altura	0.78		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	1	in
Saída de líquido	1	in
Sensor de nível	5	cm
Purga	1	in
Sensor de temperatura	5	cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.09 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.02 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	101 rpm
Diâmetro da turbina		0.3 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.26 m	Potência de agitação	3.7kW
Altura das pás		0.06	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h ⁻¹)
0.02	0.0508	0.0508	0.16	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº57

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-621/622
Número de Unidades	1
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias			
Fluido			
Temperatura	25	°C	
Pressão de operação	1	atm	

Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	0.13		m ³
Diâmetro	0.5		m
Altura	0.4		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

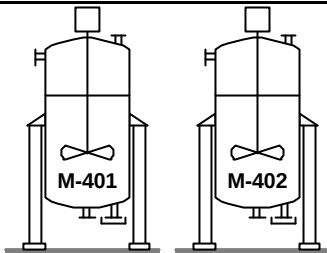
Tubuladuras		
Tubuladura		Diâmetros
Entrada de líquido	1	in
Saída de líquido	1	in
Sensor de nível	5	cm
Purga	1	in
Sensor de temperatura	5	cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.05 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.009 m
N.º de turbinas	1	Velocidade de rotação		104 rpm
Diâmetro da turbina	0.15 m	Inclinação das pás		45 °
Distância ao fundo	0.13 m	Potência de agitação		1.5kW
Altura das pás	0.03 m	Material de construção		aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³h⁻¹)
0.004	0.0508	0.0508	0.44	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº58

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-401/402
Número de Unidades	1
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		
Fluido		
Temperatura	25	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	50		m ³
Diâmetro	0.3		m
Altura	0.5		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

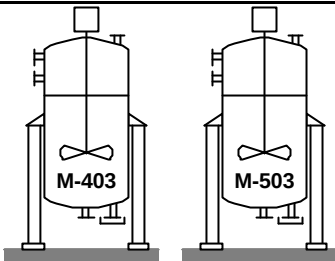
Tubuladuras		
Tubuladura	Diâmetros	
Entrada de líquido	22	cm
Saída de líquido	22	cm
Sensor de nível	5	cm
Porta de acesso	100	cm
Purga	22	cm
Sensor de temperatura	5	cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.06 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.01 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	420rpm
Diâmetro da turbina		0.2 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.2 m	Potência de agitação	8.87W
Altura das pás		0.04 m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³ h⁻¹)
0.05	0.0508	0.0508	1	146

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº58

Identificação	
Equipamento	Misturador
Designação	M-403/503
Número de Unidades	1
Características	Tanque cilíndrico com base elipsoidal e topo plano
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		
Fluido		
Temperatura	25	°C
Pressão de operação	1	atm



Características do Equipamento			
Tipo de tanque	misturador		
Volume total	13		m ³
Diâmetro	1.5		m
Altura	1.8		m
Material de construção	Aço Inox 304		
Espessura do material	10		mm

Tubuladuras		
Tubuladura		Diâmetros
Entrada de líquido	22	cm
Saída de líquido	22	cm
Sensor de nível	5	cm
Porta de acesso	100	cm
Purga	22	cm
Sensor de temperatura	5	cm

Acessórios				
Agitador		Largura Chicanas		0.2 m
Turbina com 6 pás inclinadas a 45°		Distância chicana-parede		0.04 m
N.º de turbinas		1	Velocidade de rotação	115 rpm
Diâmetro da turbina		0.7 m	Inclinação das pás	45 °
Distância ao fundo		0.6 m	Potência de agitação	1.5kW
Altura das pás		0.13 m	Material de construção	aço inox 316
1 embocadura de entrada		1 tubuladura para sensor		
1 embocadura de saída		1 sensor de nível		
Serpentina				
Comprimento(m)	Distância à parede (m)	Diâmetro(m)	A(m²)	Q(m³ h⁻¹)
0.7	0.0508	0.0508	9	146

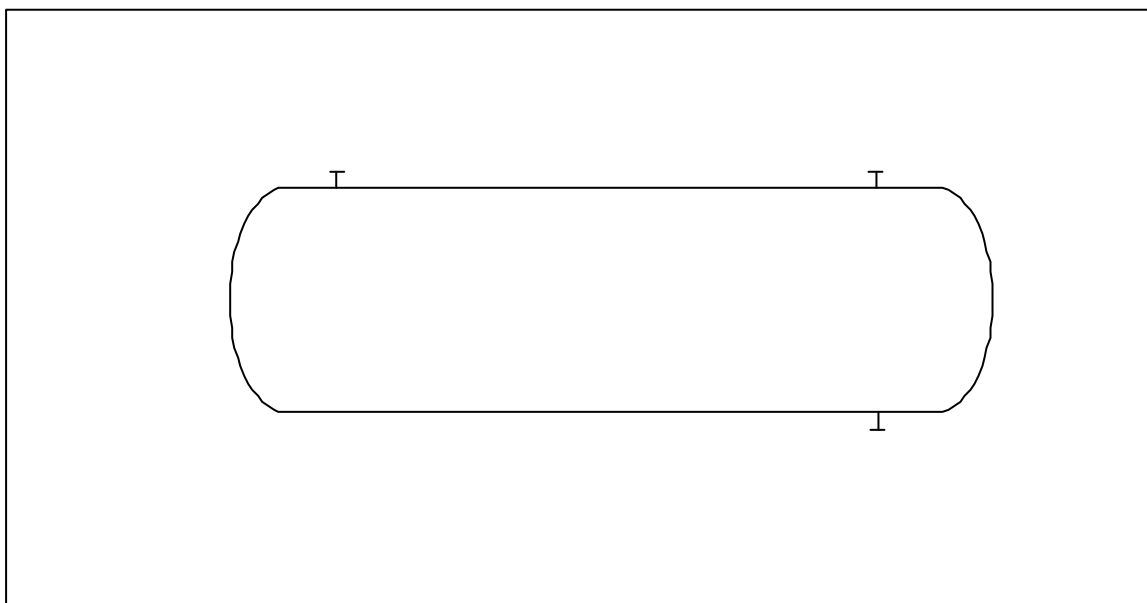
FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº59

Identificação	
Equipamento	Decantador
Designação	DC-501
Número de Unidades	1
Função	Separação das fases aquosa e orgânica (óleo) após neutralização
Características	Tanque decantador horizontal
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias		
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	bar
	Fase Aquosa	Fase Orgânica
Caudal mássico (kg h⁻¹)	307	1354
Densidade (kg m⁻³)	1025	956
Viscosidade (Pa.s)	1x10 ⁻³	85x10 ⁻³

Dimensões		
Volume total	8.35	m ³
Diâmetro	1.42	m
Comprimento	4.82	m
Material de construção	Aço AISI 304	
Espessura do material	10	mm
Margem de Corrosão	5	mm

Tubuladuras e Chicanas		
		Diâmetros
Tubuladura A (entrada de líquido)	4	in
Tubuladura B (saída de fase orgânica)	3	in
Tubuladura C (saída de fase aquosa)	3	in



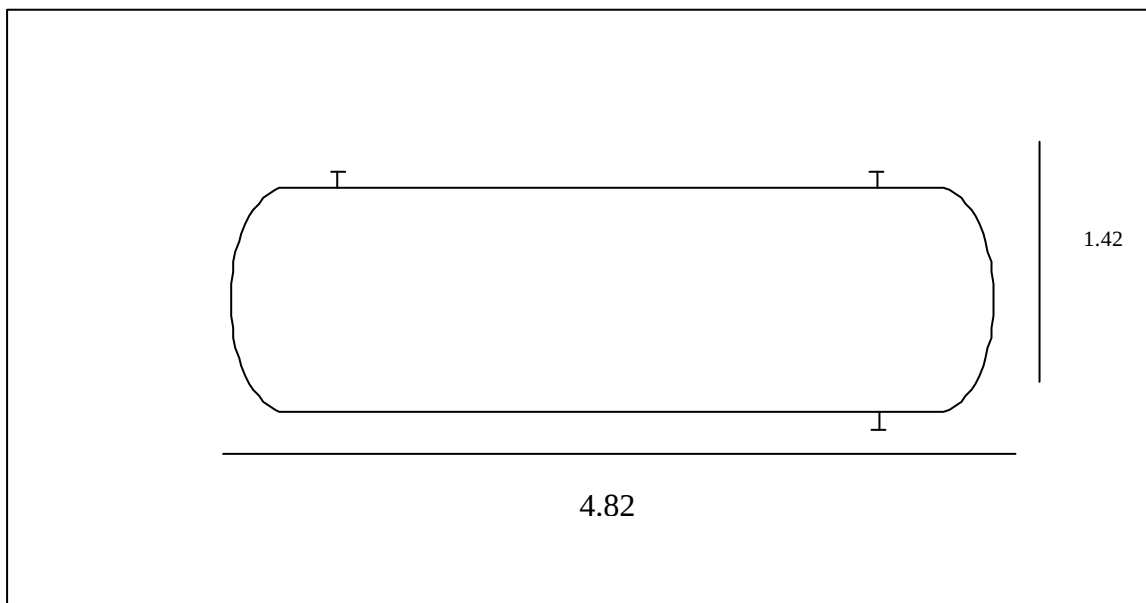
FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº60

Identificação	
Equipamento	Decantador
Designação	DC-401
Número de Unidades	1
Função	Separação das fases aquosa e orgânica (óleo) após neutralização
Características	Tanque decantador horizontal
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 400

Condições Operatórias		
Temperatura	60	°C
Pressão de operação	1	bar
	Fase Aquosa	Fase Orgânica
Caudal mássico (kg^h⁻¹)	376	1746
Densidade (kgm⁻³)	1015	915
Viscosidade(Pa.s)	1x10 ⁻³	85x10 ⁻³

Dimensões		
Volume total	8.05	m ³
Diâmetro	1.40	m
Comprimento	4.76	m
Material de construção	Aço AISI 304	
Espessura do material	10	mm
Margem de Corrosão	5	mm

Tubuladuras e Chicanas		
		Diâmetros
Tubuladura A (entrada de líquido)	4	in
Tubuladura B (saída de fase orgânica)	3	in
Tubuladura C (saída de fase aquosa)	3	in

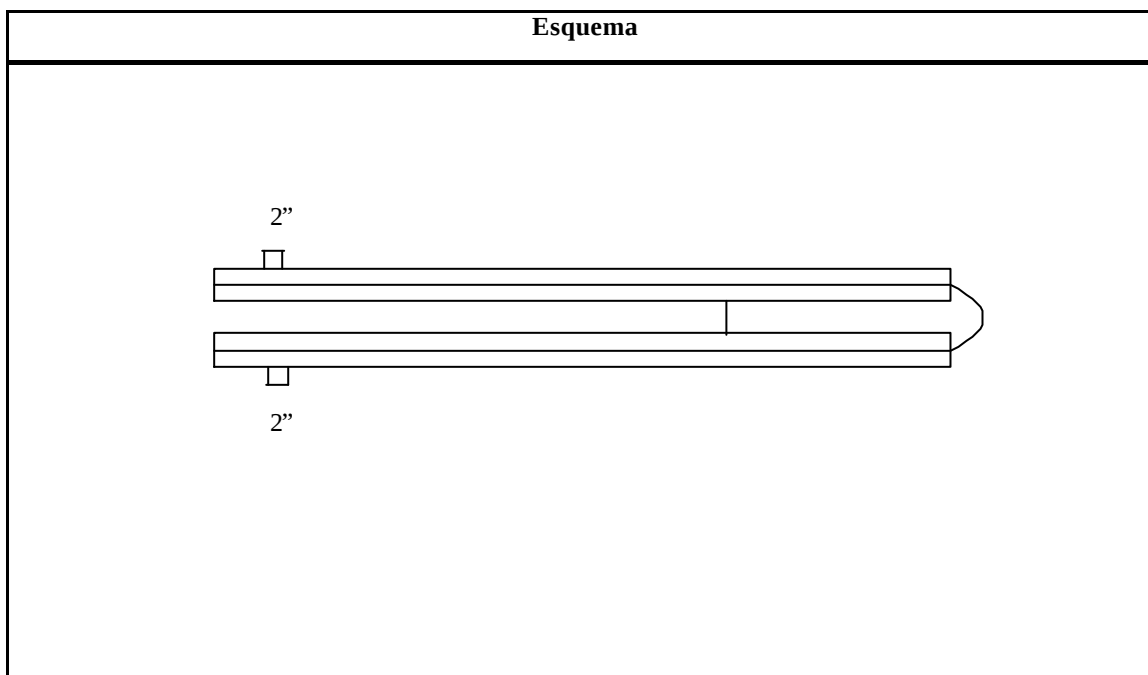


FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº61

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PC-401
Número de Unidades	1
Função	Pré-aquecimento da corrente de entrada e arrefecimento da corrente de base do reactor R-401
Características	Permutador de múltiplos tubos concêntricos em série
Localização	Zona 400

Condições Operatórias					
		Coroa – óleo lavado		Tubo – óleo hidrogenado	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		294	295	289	297
Temperatura	°C	50	118	180	125
Pressão	bar	1	1	3	3
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	1764		1760	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{lm}(°C)	F
68.7	375	2.6		68.3	1

Características do Equipamento				
Orientação : horizontal			Tubos	
		Interior		Exterior
Tipo	-	Liso		Liso
Material de Construção	-	AISI 304		AISI 304
Diâmetro Interno	in	3		4
Comprimento	ft		12	
Nº de tubos	-		3	
Tubuladuras	in		2	

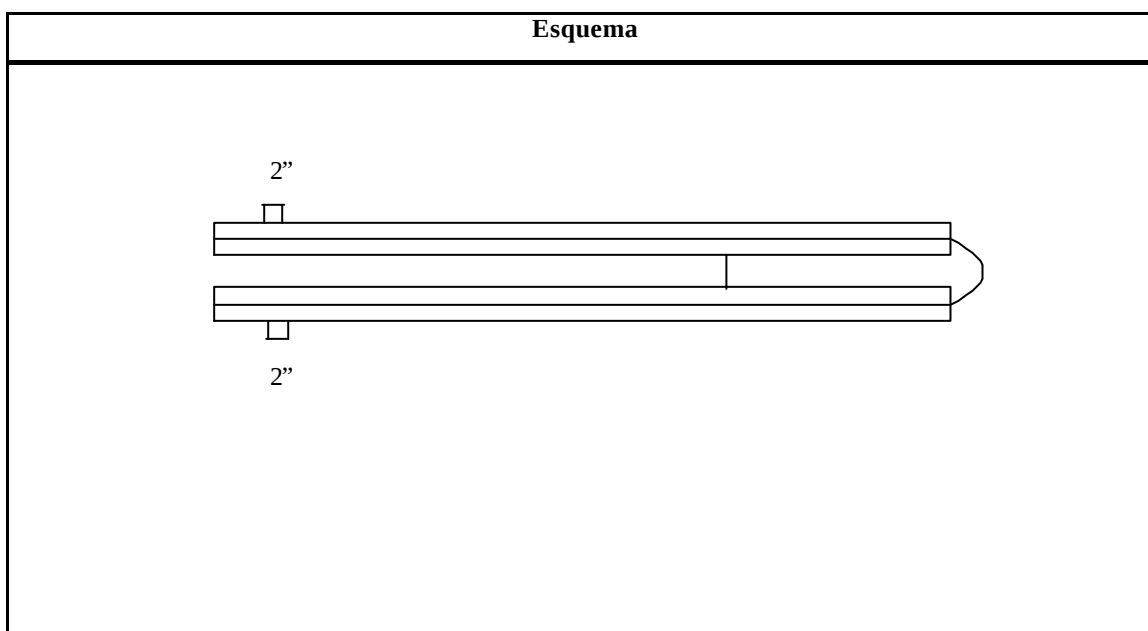


FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº62

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PC-402
Número de Unidades	1
Função	Pré-aquecimento da corrente de entrada e arrefecimento da corrente de base do reactor R-401
Características	Permutador de múltiplos tubos concêntricos em série
Localização	Zona 400

Condições Operatórias					
		Tubo Interior – óleo lavado		Coroa Circular – STM	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		294	295	-	-
Temperatura	°C	50	118	180	125
Pressão	bar	1	1	3	3
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	1764		1760	
DH(kW)		127		24.5	
Uo(W.m⁻².K)		350		F	
Ao(m²)		14.8		1	

Características do Equipamento				
Orientação : horizontal		Tubos		
		Interior		Exterior
Tipo	-	Liso		Liso
Material de Construção	-	AISI 304		AISI 304
Diâmetro Interno	in	3		4
Comprimento	ft		12	
Nº de tubos	-		17	
Tubuladuras	in		2	

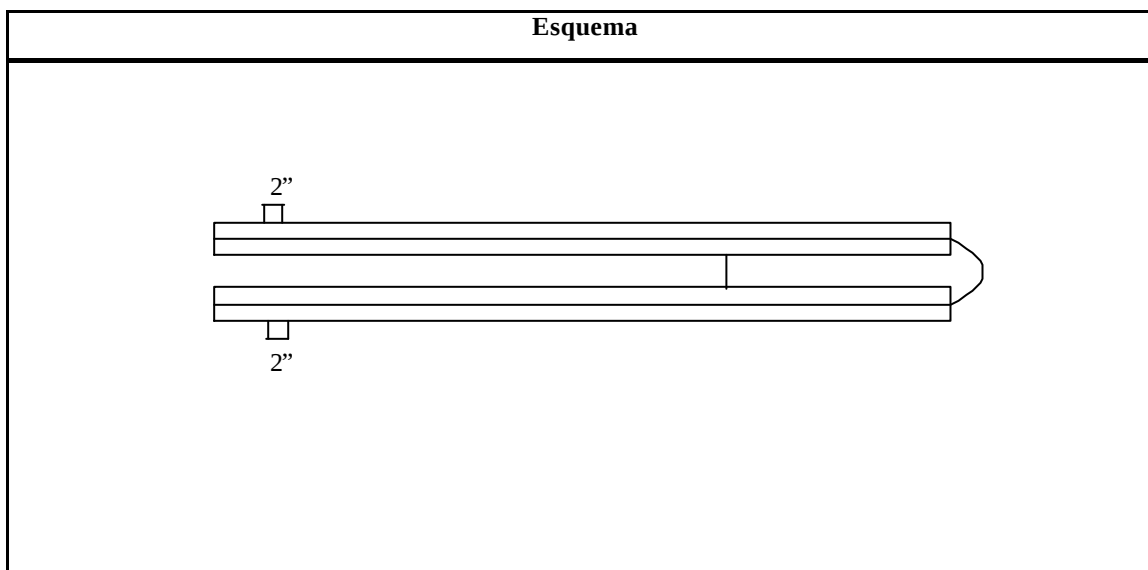


FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº63

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PC-403
Número de Unidades	1
Função	Arrefecimento do óleo antes da operação de filtração
Características	Permutador de múltiplos tubos concêntricos em série
Localização	Zona 400

Condições Operatórias					
		Tubo Interior – óleo hidrogenado		Coroa Circular – CW	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		289	297	-	-
Temperatura	°C	125	90	27	32
Pressão	bar	1	1	3	3
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	1760		14620	
DH(kW)	Uo(W.m².K)	Ao(m²)		DT_{ln}(°C)	F
85.3	350	3.2		77	1

Características do Equipamento				
Orientação : horizontal		Tubos		
		Interior		Exterior
Tipo	-	Liso		Liso
Material de Construção	-	AISI 304		AISI 304
Diâmetro Interno	in	3		4
Comprimento	ft		12	
Nº de tubos	-		4	
Tubuladuras	in		2	

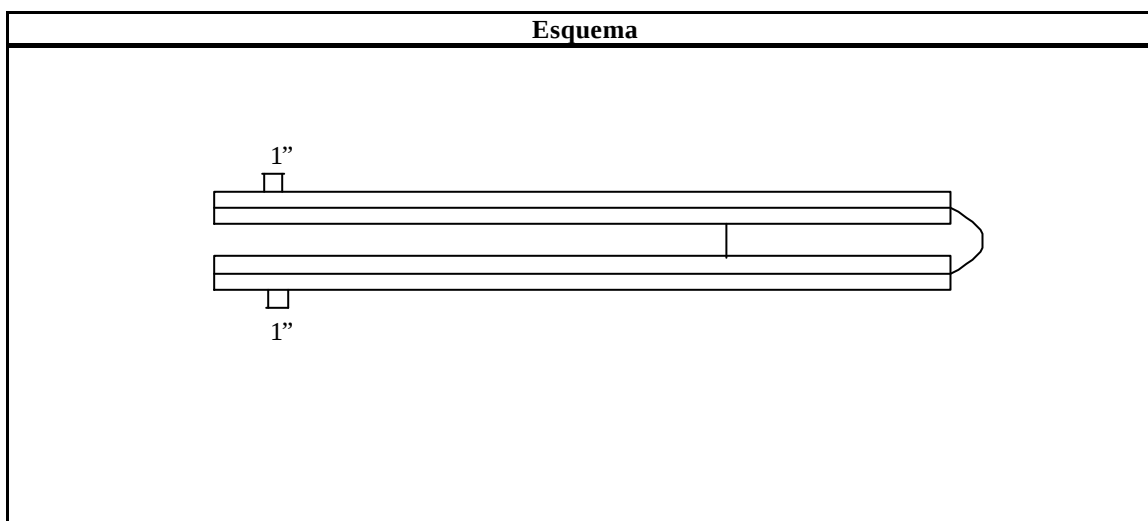


FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº64

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PC-404
Número de Unidades	1
Função	Aquecimento do hidrogénio
Características	Permutador de múltiplos tubos concêntricos em série
Localização	Zona 400

Condições Operatórias					
		Coroa Circular – H ₂		Tubo Interior – STM	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		298	74	-	-
Temperatura	°C	25	180	204	148
Pressão	bar	3	3	4	4
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹		1760		29.4
DH(kW)					
5.29					
Uo(W.m².K)					
83.3					
Ao(m²)					
1.04					
DT_{ln}(°C)					
60.6					
F					
1					

Características do Equipamento				
Orientação : horizontal		Tubos		
		Interior		Exterior
Tipo	-	Liso		Liso
Material de Construção	-	AISI 304		AISI 304
Diâmetro Interno	in	1 ^{1/4}		1 ^{1/2}
Comprimento	ft		12	
Nº de tubos	-		3	
Tubuladuras	in		2	

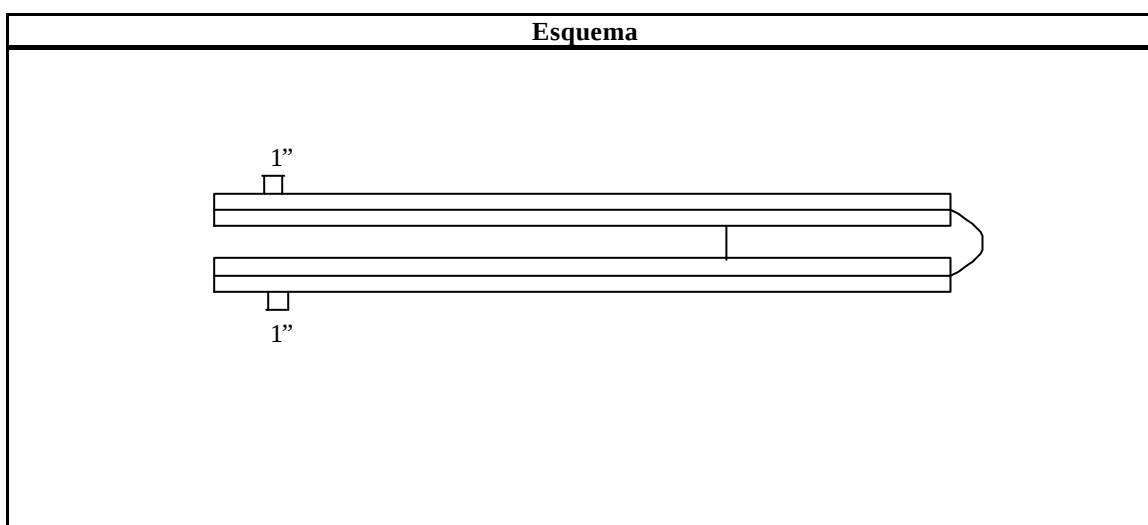


FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº65

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PC-501
Número de Unidades	1
Função	Aquecimento do óleo antes do reaktor de interesterificação
Características	Permutador de múltiplos tubos concêntricos em série
Localização	Zona 500

Condições Operatórias					
		Coroa Circular – óleo		Tubo Interior – STM	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		290	292	-	-
Temperatura	°C	60	90	204	148
Pressão	bar	1	1	4	4
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	1373.6		721	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{ln}(°C)	
41.7	333	1.25		100.04	
				F	
				1.0	

Características do Equipamento				
Orientação : horizontal			Tubos	
		Interior		Exterior
Tipo	-	Liso		Liso
Material de Construção	-	AISI 304		AISI 304
Diâmetro Interno	in	3		4
Comprimento	ft		12	
Nº de tubos	-		1	
Tubuladuras	in		2	

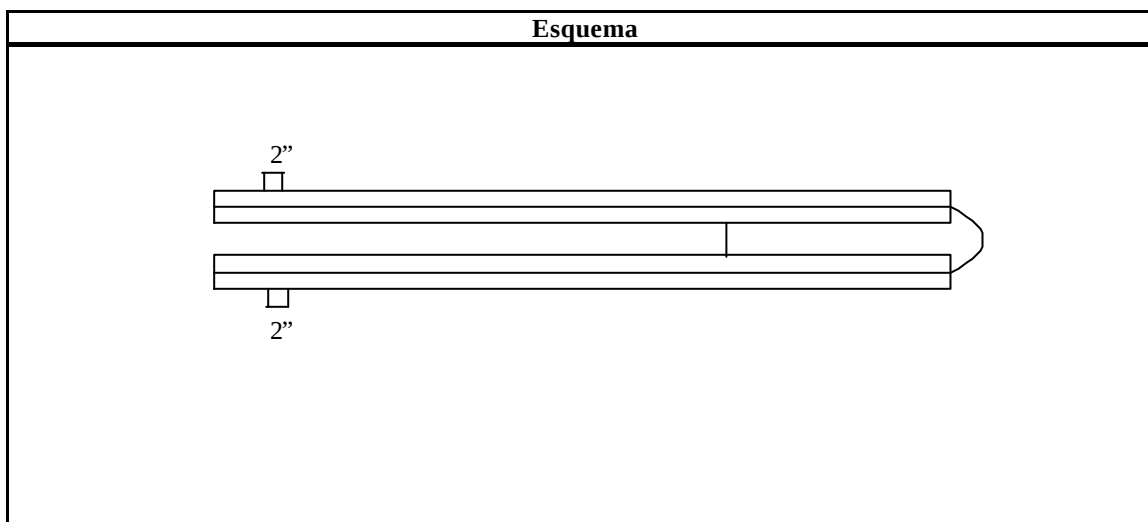


FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº66

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PC-601/602
Número de Unidades	2
Função	Arrefecimento da mistura óleo/fase aquosa antes da operação de cristalização
Características	Permutador de múltiplos tubos concêntricos em série
Localização	Zona 600

Condições Operatórias				
		Tubo Interior – óleo lavado		Coroa Circular – CW
		Entrada	Saída	Entrada Saída
Temperatura	°C	60	41	21 32
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	800		757
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)	DT_{lm}(°C)	F
15.8	315	4.8	10.5	1.0

Características do Equipamento				
Orientação : horizontal		Tubos		
		Interior	Exterior	
Tipo	-	Liso	Liso	
Material de Construção	-	AISI 304	AISI 304	
Diâmetro Interno	in	3	4	
Comprimento	ft	12		
Nº de tubos	-	5		
Tubuladuras	in	2		



FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº67

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PP-601
Número de Unidades	1
Função	Pasteurização
Características	Permutador de calor de placas
Localização	Zona 600

Condições Operatórias					
		F. Aquosa		Água Quente	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		177	178	-	-
Temperatura	°C	71	83	85	79
Pressão	bar	1	1	1	1
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	199.8		4115.5	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{ln}(°C)	
28.6	333.3	19.87		4.33	

Características do Equipamento		
Área de transferência por placa	0.05	m ²
No de placas	397	-
Espessura de 1 placa	0.001	M
Material de construção	AISI 304	
Suporte	Sim	
Tubuladuras		
Embocaduras de entrada	2	
Embocaduras de saída	2	
Tubuladura termopar	1	
Tubuladura de sensor de pressão	1	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº68

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PP-602
Número de Unidades	1
Função	Pasteurização
Características	Permutador de calor de placas
Localização	Zona 600

Condições Operatórias					
		F. Aquosa		F. Aquosa	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		177	178	-	-
Temperatura	°C	83	32	20	71
Pressão	bar	1	1	1	1
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	199.8		199.8	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{lm}(°C)	
6.75	375	1.5		12	

Características do Equipamento		
Área de transferência por placa	0.05	m ²
No de placas	29	-
Espessura de 1 placa	0.001	m
Material de construção	AISI 304	
Suporte	sim	
Tubuladuras		
Embocaduras de entrada	2	
Embocaduras de saída	2	
Tubuladura termopar	1	
Tubuladura de sensor de pressão	1	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº69

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PP-603
Número de Unidades	1
Função	Pasteurização
Características	Permutador de calor de placas
Localização	Zona 600

Condições Operatórias					
		F. Aquosa		Água Refrigerada	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		177	178	-	-
Temperatura	°C	32	10	7	23
Pressão	bar	1	1	1	1
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	199.8		665.7	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{lm}(°C)	
12.37	375	3.66		9	

Características do Equipamento		
Área de transferência por placa	0.05	m ²
No de placas	73	-
Espessura de 1 placa	0.001	m
Material de construção	AISI 304	
Suporte	sim	
Tubuladuras		
Embocaduras de entrada	2	
Embocaduras de saída	2	
Tubuladura termopar	1	
Tubuladura de sensor de pressão	1	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº70

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PP-604
Número de Unidades	1
Função	Pasteurização
Características	Permutador de calor de placas
Localização	Zona 600

Condições Operatórias					
		F. Aquosa		Água Quente	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		267	268	-	-
Temperatura	°C	71	83	85	79
Pressão	bar	1	1	1	1
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	159.8		5925	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{ln}(°C)	
41.3	333	28.6		4.33	

Características do Equipamento		
Área de transferência por placa	0.05	m ²
No de placas	317	-
Espessura de 1 placa	0.001	m
Material de construção	AISI 304	
Suporte	sim	
Tubuladuras		
Embocaduras de entrada	2	
Embocaduras de saída	2	
Tubuladura termopar	1	
Tubuladura de sensor de pressão	1	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº71

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PP-605
Número de Unidades	1
Função	Pasteurização
Características	Permutador de calor de placas
Localização	Zona 600

Condições Operatórias					
		F. Aquosa		F. Aquosa	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		267	268	-	-
Temperatura	°C	83	32	20	71
Pressão	bar	1	1	1	1
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	159.8		159.8	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{ln}(°C)	
9.71	375	2.16		12	

Características do Equipamento		
Área de transferência por placa	0.05	m ²
No de placas	43	-
Espessura de 1 placa	0.001	m
Material de construção	AISI 304	
Suporte	sim	
Tubuladuras		
Embocaduras de entrada	2	
Embocaduras de saída	2	
Tubuladura termopar	1	
Tubuladura de sensor de pressão	1	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº72

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PP-606
Número de Unidades	1
Função	Pasteurização
Características	Permutador de calor de placas
Localização	Zona 600

Condições Operatórias					
		F. Aquosa		Água Refrigerada	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		267	268	-	-
Temperatura	°C	32	10	7	23
Pressão	bar	1	1	1	1
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	159.8		958.4	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{ln}(°C)	
17.8	375	9		5.28	

Características do Equipamento		
Área de transferência por placa	0.05	m ²
No de placas	105	-
Espessura de 1 placa	0.001	m
Material de construção	AISI 304	
Suporte	sim	
Tubuladuras		
Embocaduras de entrada	2	
Embocaduras de saída	2	
Tubuladura termopar	1	
Tubuladura de sensor de pressão	1	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº73

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PP-607
Número de Unidades	1
Função	Pasteurização
Características	Permutador de calor de placas
Localização	Zona 600

Condições Operatórias					
		F. Aquosa		Água Quente	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		286	287	-	-
Temperatura	°C	71	83	85	79
Pressão	bar	1	1	1	1
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	349.8		1919	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{lm}(°C)	
13.37	333	9.27		4.33	

Características do Equipamento		
Área de transferência por placa	0.05	m ²
No de placas	185	-
Espessura de 1 placa	0.001	m
Material de construção	AISI 304	
Suporte	sim	
Tubuladuras		
Embocaduras de entrada	2	
Embocaduras de saída	2	
Tubuladura termopar	1	
Tubuladura de sensor de pressão	1	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO N74

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PP-608
Número de Unidades	1
Função	Pasteurização
Características	Permutador de calor de placas
Localização	Zona 600

Condições Operatórias					
		F. Aquosa		F. Aquosa	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		286	287	-	-
Temperatura	°C	83	32	20	71
Pressão	bar	1	1	1	1
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	349.8		349.8	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{ln}(°C)	
3.15	375	0.7		12	

Características do Equipamento		
Área de transferência por placa	0.05	m ²
No de placas	14	-
Espessura de 1 placa	0.001	m
Material de construção	AISI 304	
Suporte	sim	
Tubuladuras		
Embocaduras de entrada	2	
Embocaduras de saída	2	
Tubuladura termopar	1	
Tubuladura de sensor de pressão	1	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº75

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PP-609
Número de Unidades	1
Função	Pasteurização
Características	Permutador de calor de placas
Localização	Zona 600

Condições Operatórias					
		F. Aquosa		Água Refrigerada	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		286	287	-	-
Temperatura	°C	32	10	7	23
Pressão	bar	1	1	1	1
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	349.8		310.8	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{lm}(°C)	
5.77	375	1.71		9	

Características do Equipamento		
Área de transferência por placa	0.05	m ²
No de placas	34	-
Espessura de 1 placa	0.001	m
Material de construção	AISI 304	
Suporte	sim	
Tubuladuras		
Embocaduras de entrada	2	
Embocaduras de saída	2	
Tubuladura termopar	1	
Tubuladura de sensor de pressão	1	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº76

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PP-610
Número de Unidades	1
Função	Pasteurização
Características	Permutador de calor de placas
Localização	Zona 600

Condições Operatórias					
		F. Aquosa		Água Quente	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		277	278	-	-
Temperatura	°C	71	83	85	79
Pressão	bar	1	1	1	1
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	599.8		3294.6	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{ln}(°C)	
22.95	333	15.9		4.33	

Características do Equipamento		
Área de transferência por placa	0.05	m ²
No de placas	318	-
Espessura de 1 placa	0.001	m
Material de construção	AISI 304	
Suporte	sim	
Tubuladuras		
Embocaduras de entrada	2	
Embocaduras de saída	2	
Tubuladura termopar	1	
Tubuladura de sensor de pressão	1	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº77

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PP-611
Número de Unidades	1
Função	Pasteurização
Características	Permutador de calor de placas
Localização	Zona 600

Condições Operatórias					
		F. Aquosa		F. Aquosa	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		277	278	-	-
Temperatura	°C	83	32	20	71
Pressão	bar	1	1	1	1
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	599.8		599.8	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{ln}(°C)	
5.4	375	1.2		12	

Características do Equipamento		
Área de transferência por placa	0.05	m ²
No de placas	24	-
Espessura de 1 placa	0.001	m
Material de construção	AISI 304	
Suporte	sim	
Tubuladuras		
Embocaduras de entrada	2	
Embocaduras de saída	2	
Tubuladura termopar	1	
Tubuladura de sensor de pressão	1	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº78

Identificação	
Equipamento	Permutador de Calor
Designação	PP-612
Número de Unidades	1
Função	Pasteurização
Características	Permutador de calor de placas
Localização	Zona 600

Condições Operatórias					
		F. Aquosa		Água Refrigerada	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		277	278	-	-
Temperatura	°C	32	10	7	23
Pressão	bar	1	1	1	1
Caudal Mássico	kg.h ⁻¹	599.8		532.9	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{ln}(°C)	
9.9	375	2.93		9	

Características do Equipamento		
Área de transferência por placa	0.05	m ²
No de placas	58	-
Espessura de 1 placa	0.001	m
Material de construção	AISI 304	
Suporte	sim	
Tubuladuras		
Embocaduras de entrada	2	
Embocaduras de saída	2	
Tubuladura termopar	1	
Tubuladura de sensor de pressão	1	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº79

Identificação	
Equipamento	Ejector
Designação	EJ-401
Número de Unidades	1
Função	Estabelecer condições de vácuo no misturador M-403
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 400

Condições Operatórias				
		Propulsão	Sucção	Descarga
Gás		Vapor (seco)	Ar(%)Orgânicos(%)	-
Massa Molar	gmol ⁻¹	18	150	-
Temperatura	°C	143,56	95	-
Pressão	Bar	4	0.015	1
Caudal	Kgh ⁻¹	14,78	0.933	-

Construção/Material	
Material de Construção	AISI 304
Pressão máxima de trabalho	10 bar

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº80

Identificação	
Equipamento	Ejector
Designação	EJ-501
Número de Unidades	1
Função	Estabelecer condições de vácuo no spray dryer SD-501
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias				
		Propulsão	Sucção	Descarga
Gás		Vapor (seco)	Ar(%)Orgânicos(%)	-
Massa Molar	gmol ⁻¹	18	150	-
Temperatura	°C	143,56	90	-
Pressão	bar	4	0.020	1
Caudal	kgh ⁻¹	216,001	1,0	-

Construção/Material	
Material de Construção	AISI 304
Pressão máxima de trabalho	10 bar

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº81

Identificação	
Equipamento	Ejector
Designação	EJ-502
Número de Unidades	1
Função	Estabelecer condições de vácuo no reactor R-501
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias				
		Propulsão	Sucção	Descarga
Gás		Vapor (seco)	Ar(%)Orgânicos(%)	-
Massa Molar	gmol ⁻¹	18	150	-
Temperatura	°C	143,56	90	-
Pressão	Bar	4	0.020	1
Caudal	kg h ⁻¹	496,8	2,3	-

Construção/Material	
Material de Construção	AISI 304
Pressão máxima de trabalho	10 bar

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº82

Identificação	
Equipamento	Ejector
Designação	EJ-504
Número de Unidades	1
Função	Estabelecer condições de vácuo no misturador M-503
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias				
		Propulsão	Sucção	Descarga
Gás		Vapor (seco)	Ar(%)Orgânicos(%)	-
Massa Molar	gmol ⁻¹	18	150	-
Temperatura	°C	143,56	95	-
Pressão	Bar	4	0.015	1
Caudal	Kgh ⁻¹	13,95	0.881	-

Construção/Material	
Material de Construção	AISI 304
Pressão máxima de trabalho	10 bar

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº83

Identificação	
Equipamento	Ejector
Designação	EJ-503
Número de Unidades	1
Função	Estabelecer condições de vácuo no misturador M-501
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias				
		Propulsão	Sucção	Descarga
Gás		Vapor (seco)	Ar(%)Orgânicos(%)	-
Massa Molar	gmol ⁻¹	18	150	-
Temperatura	°C	143,56	95	-
Pressão	Bar	4	0.020	1
Caudal	Kgh ⁻¹	518,4	2,4	-

Construção/Material	
Material de Construção	AISI 304
Pressão máxima de trabalho	10 bar

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº84

Identificação	
Equipamento	Ejector
Designação	EJ-301
Número de Unidades	1
Função	Estabelecer condições de vácuo na coluna de stripping CD-301
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 300

Condições Operatórias				
		Propulsão	Sucção	Descarga
Gás		Vapor (seco)	Ar(%)Orgânicos(%)	-
Massa Molar	gmol ⁻¹	18	18	-
Temperatura	°C	143,56	52,4	-
Pressão	Bar	4	0.003	0,050
Caudal	kgh ⁻¹	14,78	169,1477	-

Construção/Material	
Material de Construção	AISI 304
Pressão máxima de trabalho	10 bar

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº85

Identificação	
Equipamento	Condensador
Designação	CN-301
Número de Unidades	1
Função	Condensação do vapor de água da corrente
Características	Condensador horizontal de caixa e tubos
Localização	Zona 300

Condições Operatórias					
		Caixa – vapor de água		Tubos –água fria	
		Entrada	Saída	Entrada	Saída
Nº Corrente		325	326	Água de arrefecimento	
Temperatura	°C	119,25	32	25	32
Pressão	Bar	0,05	0,05	1	1
Caudal Mássico	ton.h ⁻¹	590,47		52160,46	
Massa Específica	kg.m ⁻³	0,0027		997	
Calor Específico	kJ.kg ⁻¹ .K ⁻¹	1,900		4,1868	
Viscosidade	Pa.s	0.00461		1	
Cond. Térmica	W.m ⁻¹ K ⁻¹	0.13		0,393	
DH(kW)	Uo(W.m⁻².K)	Ao(m²)		DT_{lm}(°C)	
424,66	970	14,94		31,81	
				F	
				0,92	

Características do Equipamento			
Orientação : horizontal			
Caixa		Tubos	
Tipo	Chapa lisa	Tipo	Lisos
Material de Construção	AISI 304	Material de Construção	AISI 304
Diâmetro Interno (in)	12	Diâmetro Externo (in)	1
Nº de passagens	1	BWG	16
Chicanas:		Comprimento (ft)	16
- tipo	Segmentada	Arranjo	Quadrangular
- % de corte	25	Passo (in)	1,25
- número	3	Nº de passagens	2
- mat.de construção	AISI 304	Nº de tubos	38
Tubuladuras (in)	6	Tubuladuras	8

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº86

Identificação	
Equipamento	Separador gás-líquido
Designação	SGL-301
Número de Unidades	1
Função	Separação dos condensados de ffa, aldeídos e cetonas e vestígios de óleo
Características	Separador gás-líquido vertical
Localização	Zona 300

Condições Operatórias		
Temperatura	°C	51,9
Pressão	Bar	0,003
Caudal de Alimentação	Kg.h ⁻¹	36190,65
Caudal de gás no topo	Kg.h ⁻¹	152,04
Caudal de líquido na base	Kg.h ⁻¹	36038,6
Densidade da alimentação	Kg.m ⁻³	83,0
Densidade do gás	Kg.m ⁻³	0,00184
Tempo de residência	min	120

Características do Equipamento		
Orientação : vertical		
Material de Construção	Aço Inoxidável AISI 304	
Diâmetro (m)	1,01	
Altura de líquido (cm)	50	
Espessura (mm)	12	
Comprimento (m)	2,9	
Capacidade (m³)	1,60	
Demister	Material de construção	Aço Inoxidável AISI 304
	Espessura (in)	4

Acessórios do Equipamento	
Janela de inspecção	
Porta de homem	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº87

Identificação	
Equipamento	Separador gás-líquido
Designação	SGL-302
Número de Unidades	1
Função	Separação da água condensada
Características	Separador gás-líquido vertical
Localização	Zona 300

Condições Operatórias		
Temperatura	°C	32
Pressão	Bar	0,05
Caudal de Alimentação	Kg.h ⁻¹	590,47
Caudal de gás no topo	Kg.h ⁻¹	5,9
Caudal de líquido na base	Kg.h ⁻¹	584,57
Densidade da alimentação	Kg.m ⁻³	997
Densidade do gás	Kg.m ⁻³	0,0034
Tempo de residência	min	20

Características do Equipamento		
Orientação : vertical		
Material de Construção	Aço Inoxidável AISI 304	
Diâmetro (m)	3,96	
Altura de líquido (cm)	0,011	
Espessura (mm)	12	
Comprimento (m)	2,41	
Capacidade (m³)	29,68	
Demister	Material de construção	Aço Inoxidável AISI 304
	Espessura (in)	4

Acessórios do Equipamento	
Janela de inspecção	
Porta de homem	

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº88

Identificação	
Equipamento	Bomba de vácuo
Designação	BV-301
Número de Unidades	1
Função	Estabelecimento de vácuo na coluna CD-301
Características	Bomba de anel líquido
Localização	Zona 300

Condições Operatórias		
Temperatura	°C	51,9
Pressão	Bar	0,050
Caudal mássico	Kg.h ⁻¹	95,5
Caudal volumétrico	m ³ .h ⁻¹	2549,25
Fluido aspirado		Ar

Características do Equipamento	
Material de Construção	Aço Inoxidável AISI 304
Velocidade de rotação:	3500 rpm
Potência do motor:	75 KW

Acessórios do Equipamento	
	Válvulas de corte à entrada e à saída
	Tubuladuras para sensor de pressão

Utilidades	
	Electricidade

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº89

Identificação	
Equipamento	Bomba de vácuo
Designação	BV-302
Número de Unidades	1
Função	Estabelecimento de vácuo no desarejador DS-301
Características	Bomba de anel líquido
Localização	Zona 300

Condições Operatórias		
Temperatura	°C	80
Pressão	Bar	0,050
Caudal mássico	Kg.h ⁻¹	14,9
Caudal volumétrico	m ³ .h ⁻¹	262,37
Fluído aspirado		Ar

Características do Equipamento	
Material de Construção	Aço Inoxidável AISI 304
Velocidade de rotação:	1000 rpm
Potência do motor:	3000 W

Acessórios do Equipamento
Válvulas de corte à entrada e à saída
Tubuladuras para sensor de pressão

Utilidades
Electricidade

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº90

Identificação	
Equipamento	Caldeira
Designação	CA-1
Número de Unidades	1
Função	Produzir vapor de aquecimento para a coluna DS-301
Regime de funcionamento	Contínuo
Localização	Utilidades

Condições Operatórias		
Caudal de vapor	Kg.h ⁻¹	32880,45
Pressão do vapor	Bar	60
Consumo de gás natural	Kg.h ⁻¹	1147,33

Acessórios do Equipamento	
	Queimador
	Chaminé

Utilidades	
	Gás natural

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº90

Identificação	
Equipamento	Caldeira
Designação	CA-2
Número de Unidades	1
Função	Produzir vapor de stripping e agitação para a coluna DS-301 e vapor para os ejectores
Regime de funcionamento	Contínuo
Localização	Utilidades

Condições Operatórias		
Caudal de vapor	Kg.h ⁻¹	1534,8
Pressão do vapor	Bar	4
Consumo de gás natural	Kg.h ⁻¹	86,5

Acessórios do Equipamento	
	Queimador
	Chaminé

Utilidades	
	Gás natural

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº92

Identificação	
Equipamento	Desarejador
Designação	DS-301
Número de Unidades	1
Função	Separação dos gases presentes na mistura
Características	Desarejador de spray
Localização	Zona 300

Condições Operatórias		
Temperatura	°C	80
Pressão	Bar	0,05
Caudal de Alimentação	Kg.h ⁻¹	6177,31
Caudal de gás no topo	Kg.h ⁻¹	14,9
Caudal de líquido na base	Kg.h ⁻¹	6176,7
Densidade da alimentação	Kg.m ⁻³	890
Densidade do gás	Kg.m ⁻³	0,049
Tempo de residência	min	20

Características do Equipamento	
	Orientação : horizontal
Material de Construção	Aço Inoxidável AISI 304
Diâmetro (m)	1,04
Altura de líquido (m)	0,7
Espessura (mm)	12
Comprimento (m)	3
Capacidade (m³)	2,36
Tubuladuras	8

Acessórios do Equipamento	
	Válvulas de controlo
	Janela de inspecção
	Porta de homem

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº93

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-101/ B-103/ B-105
Número de Unidades	3
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 100

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg^h⁻¹)	73800		
Densidade (kgm⁻³)	902		
Altura manométrica (m)	50		
NPSH disponível (m)	5.5		
Potência necessária (kW)	14		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº94

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-102/ B-104/ B-106
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 100

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	10000		
Densidade (kg m^{-3})	902		
Altura manométrica (m)	50		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	1.89		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº95

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-301/ B-302/ B-303/ B-304
Número de Unidades	4
Função	Bombear a fase aquosa e o óleo para a constituição da emulsão
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 300

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	6276		
Densidade (kg m^{-3})	902		
Altura manométrica (m)	50		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	1.19		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº96

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-305
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 300

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	5581		
Densidade (kg m^{-3})	903		
Altura manométrica (m)	50		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	1.6		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº97

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-306
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 300

Condições Operatórias			Construção/Material	
Pressão à entrada	1	bar	Material do corpo da bomba	AISI 304
Pressão à saída	1	Bar	Base	Sim
			Acoplamento	Sim
			Motor	Sim
			Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg^h⁻¹)	675			
Densidade (kgm⁻³)	903			
Altura manométrica (m)	50			
NPSH disponível (m)	4.5			
Potência necessária (kW)	1.6			

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº98

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-307
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 300

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	36000		
Densidade (kg m^{-3})	903		
Altura manométrica (m)	50		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	6.28		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº99

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B- 403
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 400

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	2122		
Densidade (kg m^{-3})	877		
Altura manométrica (m)	50		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.186		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº100

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-404
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 400

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg^h⁻¹)	1746		
Densidade (kgm⁻³)	877		
Altura manométrica (m)	50		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.153		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº101

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-407
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 400

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	3074		
Densidade (kg m^{-3})	877		
Altura manométrica (m)	50		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.27		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº102

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-408
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 400

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	685		
Densidade (kg m^{-3})	903		
Altura manométrica (m)	50		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.06		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº103

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-409
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 400

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	758		
Densidade (kg m^{-3})	903		
Altura manométrica (m)	50		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.07		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº104

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-410
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 400

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	94		
Densidade (kg m^{-3})	934		
Altura manométrica (m)	50		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.008		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº105

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-411
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 400

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	264.3		
Densidade (kg m^{-3})	880		
Altura manométrica (m)	50		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.02		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº106

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-501
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	1370		
Densidade (kg m^{-3})	877		
Altura manométrica (m)	20		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.001		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº107

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-503
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	5.5		
Densidade (kg m⁻³)	880		
Altura manométrica (m)	20		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.005		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº108

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-504
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	81.2		
Densidade (kg m^{-3})	880		
Altura manométrica (m)	20		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.007		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº109

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-505
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	1370		
Densidade (kg m^{-3})	877		
Altura manométrica (m)	20		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.12		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº110

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-506
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	205		
Densidade (kg m^{-3})	880		
Altura manométrica (m)	20		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.15		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº111

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-507
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	1660		
Densidade (kg m^{-3})	877		
Altura manométrica (m)	20		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.15		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº112

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-508
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	1354		
Densidade (kg m^{-3})	880		
Altura manométrica (m)	20		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.01		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº113

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-511
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	1452		
Densidade (kg m^{-3})	880		
Altura manométrica (m)	20		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.013		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº114

Identificação	
Equipamento	Bomba Centrífuga
Designação	B-512
Número de Unidades	1
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 500

Condições Operatórias		Construção/Material	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg^h⁻¹)	569		
Densidade (kgm⁻³)	903		
Altura manométrica (m)	20		
NPSH disponível (m)	4.5		
Potência necessária (kW)	0.05		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº115

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-601
Número de Unidades	2
Função	Bombear solução de soro de leite do misturador M-601
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	20	°C	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	162.0		
Densidade (kg m⁻³)	1000		
Altura manométrica (m)	25.10		
Potência necessária (kW)	0.014		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº116

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-602
Número de Unidades	2
Função	Bombear solução de sorbato de potássio do misturador M-602
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	20	°C	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	14.5		
Densidade (kg m⁻³)	1000		
Altura manométrica (m)	25.10		
Potência necessária (kW)	0.0012		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº117

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-603
Número de Unidades	2
Função	Bombear solução de ácido cítrico do misturador M-603
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	20	Material do corpo da bomba	AISI 304
	°C	Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	8.0		
Densidade (kg m⁻³)	1000		
Altura manométrica (m)	25.10		
Potência necessária (kW)	0.0007		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº118

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-604
Número de Unidades	2
Função	Bombear fase aquosa do misturador M-604
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	20	°C	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	483.40		
Densidade (kg m⁻³)	1000		
Altura manométrica (m)	25.10		
Potência necessária (kW)	0.041		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº119

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-605
Número de Unidades	2
Função	Bombear fase aquosa do misturador M-615
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	20	Material do corpo da bomba	AISI 304
	°C	Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	696.0		
Densidade (kg m⁻³)	1000		
Altura manométrica (m)	25.10		
Potência necessária (kW)	0.0595		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº120

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-606
Número de Unidades	2
Função	Bombear fase aquosa do misturador M-610
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	20	Material do corpo da bomba	AISI 304
	°C	Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	225.7		
Densidade (kg m⁻³)	1000		
Altura manométrica (m)	25.10		
Potência necessária (kW)	0.0193		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº121

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-607
Número de Unidades	2
Função	Bombear fase aquosa do misturador M-617
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	20	Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	387.0		
Densidade (kg m⁻³)	1000		
Altura manométrica (m)	25.10		
Potência necessária (kW)	0.033		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 122

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-608
Número de Unidades	2
Função	Bombear fase aquosa de alginato de potássio do misturador M-609
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	20	Material do corpo da bomba	AISI 304
	°C	Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	4.30		
Densidade (kg m⁻³)	1000		
Altura manométrica (m)	25.10		
Potência necessária (kW)	0.00037		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº 123

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-609
Número de Unidades	2
Função	Bombear do misturador de refusão M-607
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	42	°C	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg^h⁻¹)	127.30		
Densidade (kgm⁻³)	1000		
Altura manométrica (m)	25.10		
Potência necessária (kW)	0.00483		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº124

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-610
Número de Unidades	2
Função	Bombear do misturador de refusão M-608
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	45.6	°C	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	229.20		
Densidade (kg m⁻³)	1000		
Altura manométrica (m)	25.10		
Potência necessária (kW)	0.0056		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº125

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-611
Número de Unidades	2
Função	Bombear do misturador de refusão M-614
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	43	°C	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h^{-1})	34.0		
Densidade (kg m^{-3})	1000		
Altura manométrica (m)	25.10		
Potência necessária (kW)	0.00063		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº126

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-612
Número de Unidades	2
Função	Bombear do misturador de refusão M-614
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	43	Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	34.0		
Densidade (kg m⁻³)	1000		
Altura manométrica (m)	25.10		
Potência necessária (kW)	0.00063		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº127

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-401
Número de Unidades	2
Função	Bombear mistura reaccional do reactor R-401
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	180	°C	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	1769		
Densidade (kg m⁻³)	820		
Altura manométrica (m)	26.55		
Potência necessária (kW)	0.160		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº128

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-402
Número de Unidades	2
Função	Bombear mistura reaccional para o filtro FP-401
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	90	°C	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	1769		
Densidade (kg m⁻³)	820		
Altura manométrica (m)	113.38		
Potência necessária (kW)	0.682		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº129

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-406
Número de Unidades	2
Função	
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	95	°C	
		Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	1764		
Densidade (kg m⁻³)	874		
Altura manométrica (m)	25.84		
Potência necessária (kW)	0.155		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº130

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-502
Número de Unidades	2
Função	Bombear mistura reaccional do reactor R-501
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	90	Material do corpo da bomba	AISI 304
	°C	Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg h⁻¹)	1370		
Densidade (kg m⁻³)	878		
Altura manométrica (m)	22.65		
Potência necessária (kW)	0.120		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº131

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-510
Número de Unidades	2
Função	
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	°C	Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
Caudal mássico (kg ^h ⁻¹)	1366	Tensão	AC380V
Densidade (kg ^m ⁻³)	874		
Altura manométrica (m)	22.58		
Potência necessária (kW)	0.120		

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº132

Identificação	
Equipamento	Bomba de Diafragma
Designação	B-513
Número de Unidades	2
Função	
Regime de Funcionamento	Contínuo
Localização	Zona 600

Condições Operatórias		Construção/Material	
Temperatura	°C	Material do corpo da bomba	AISI 304
		Base	Sim
		Acoplamento	Sim
		Motor	Sim
		Tensão	AC380V
Caudal mássico (kg^h⁻¹)	307		
Densidade (kgm⁻³)	874		
Altura manométrica (m)	22.65		
Potência necessária (kW)	0.027		

Folha de Especificação N°133

Filtro de prensa

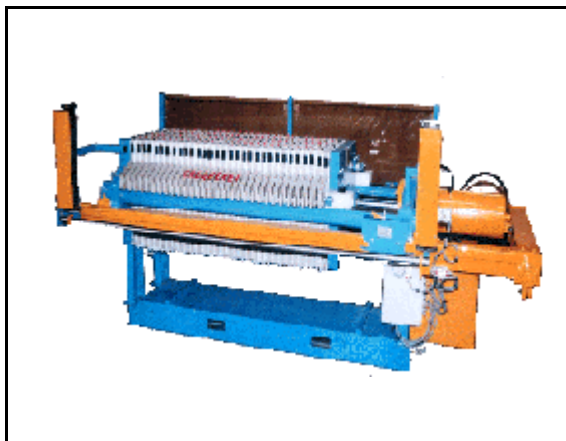
Designação: FP-401/402

N° de unidades: 2

Descrição: filtro de prensa

Função: filtrar os sólidos em suspensão do efluente do reactor R-401

Localização : interior, Zona 400



CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS

Dimensões das placas: quadradas 0,470 m²

N° de placas: 6 + 2 terminais

Espessura do bolo: 0.025 m

Área total de filtração: 2,78 m²

Material filtrante: polipropileno

Material de construção: Aço inox (AISI 304)

PARÂMETROS OPERACIONAIS

Temperatura: 90°C

Pressão máxima: 15 bar

Duração dos ciclos: 9 h

Fecho: 1 h

Filtração: 6 h

Limpeza: 2 h

Sistema de abertura: Manual

ACESSÓRIOS

Tubagens

FOLHA DE ESPECIFICAÇÃO Nº134

Filtro de prensa

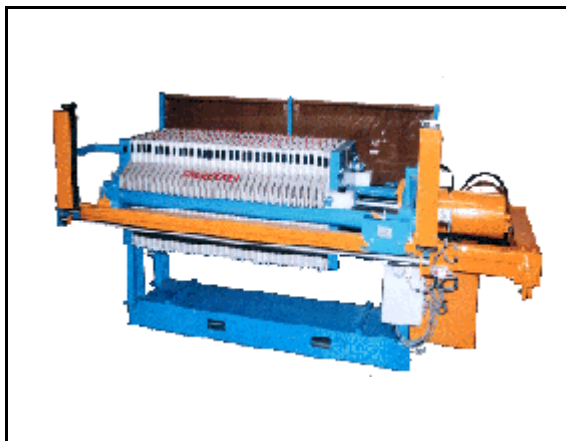
Designação: FP-403/404

Nº de unidades: 2

Descrição: filtro de prensa

Função: filtrar os sólidos em suspensão do efluente do misturador M-403

Localização : interior, Zona 400



CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS

Dimensões das placas: quadradas 0,630 m²

Nº de placas: 11+ 2 terminais

Espessura do bolo: 0.025 m

Área total de filtração: 8,76 m²

Material filtrante: polipropileno

Material de construção: Aço inox (AISI 304)

PARÂMETROS OPERACIONAIS

Temperatura: 90°C

Pressão máxima: 15 bar

Duração dos ciclos: 9 h

Fecho: 1 h

Filtração: 6 h

Limpeza: 2 h

Sistema de abertura: Manual

ACESSÓRIOS

Tubagens

Folha de Especificação N°135

Filtro de prensa

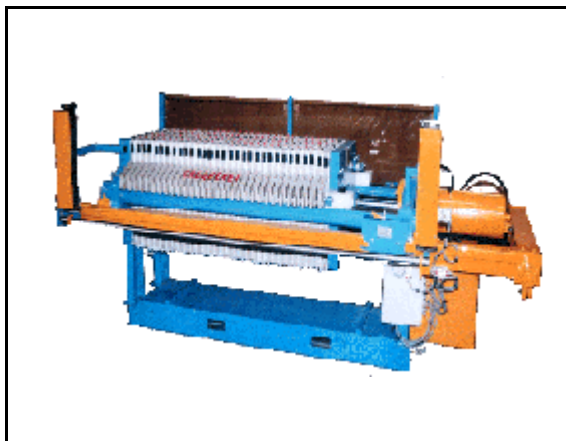
Designação: FP-501.502

N° de unidades: 2

Descrição: filtro de prensa

Função: filtrar os sólidos em suspensão do efluente do misturador M-501

Localização : interior, Zona 500



CARACTERÍSTICAS TÉCNICAS

Dimensões das placas: quadradas 0,470 m²

N° de placas: 16 + 2 terminais

Espessura do bolo: 0.025 m

Área total de filtração: 7,06 m²

Material filtrante: polipropileno

Material de construção: Aço inox (AISI 304)

PARÂMETROS OPERACIONAIS

Temperatura: 95°C

Pressão máxima: 15 bar

Duração dos ciclos: 9 h

Fecho: 1 h

Filtração: 6 h

Limpeza: 2 h

Sistema de abertura: Manual

ACESSÓRIOS

Tubagens

20. Layout

24.1 Considerações gerais

A instalação de um processo industrial não possui uma forma ideal. Assim é mais uma reunião de diversos conhecimentos empíricos decorrentes da experiência de diversas empresas químicas. Um dos princípios básicos é utilizar a disposição mais económica possível de para que a operação seja o mais bem sucedida possível, adequada às especificações de segurança e com custos de manutenção aceitáveis.

A sistematização de diversos conceitos conduziu ao surgimento de duas formas de *layout* possíveis, o *layout* agrupado e o *layout* em linha.[1] O primeiro tal como o nome indica consiste em agrupar os equipamentos por grupos de semelhança. Assim as bombas, permutadores de calor e torres semelhantes ficariam agrupados numa área separada de modo a facilitar a manutenção e a operação. Este sistema é mais económico em unidades de grande dimensão com número elevado de cada um destes equipamentos.

O *layout* em linha é constituído pelos equipamentos distribuídos de acordo com a sua posição no diagrama de fluxos do processo. Este tipo é mais usado em unidades de pequena dimensão ou no caso de apresentarem um reduzido número de bombas e permutadores de calor.

A configuração razoável deve ser encontrada de forma a minimizar o custo de forma conveniente e adequada à operação. Deste modo na prática, é adoptada uma configuração intermédia entre os dois tipos anteriores.

Os objectivos principais a ter em conta serão: segurança, economia, impacto ambiental, especificidades do processo e eventualidade de um processo de expansão futuro. Como se pode observar os objectivos de segurança e economia são na maior parte dos casos antagónicos, uma vez que um processo para ser seguro tem de obedecer a uma distância mínima entre equipamentos, o que do ponto de vista económico é drástico dado que mais espaço entre equipamentos significa maior gasto em terrenos, que o estritamente necessário.

O processo de construção de um *layout* inclui o estudo do diagrama de controlo e instrumentação, as folhas de especificação dos equipamentos e a planta do terreno onde se pretende instalar a unidade de processo

Numa situação real de projecto o *layout* é conduzido de forma interactiva entre as várias áreas da engenharia: química, mecânica, electrotécnica e civil. O projecto circula

entre os diversos grupos de engenharia que vão propondo as suas alterações e só quando todos estiverem em concordância se parte para a etapa de implantação do *layout*. No entanto não há projectos infalíveis, sendo portanto necessário fazer alterações *in loco* aquando da instalação de equipamentos.

24.2. Pontos Essenciais

A disposição dos equipamentos é realizada tendo por base alguns tópicos essenciais.

As primeiras informações a recolher incluem dados sobre a topografia do terreno, direcção predominante dos ventos, localização das fontes de utilidades externas (linhas de alta/média tensão; esteiras exteriores que já possam existir, acessibilidades –rodo e ferrovia, etc.) e caracterização dos vizinhos.

A direcção do vento determina a localização relativa de vários equipamentos: equipamentos que possam derramar substâncias inflamáveis devem ser colocados em *downwind*, de modo que o vento não arraste os seus vapores sobre a fábrica onde uma fonte de ignição poderá despoletar uma explosão. As torres de arrefecimento devem ser colocadas de modo a que os vapores sejam forçados para o exterior. Em posição *upwind* devem ficar todas as unidades que constituírem uma fonte de ignição e ainda mais acima as instalações onde trabalham pessoas.

A disposição geral dos equipamentos deve atender às necessidades de montagem, operação, manutenção, segurança e ampliação. Assim os equipamentos montados no local devem ter acesso facilitado a máquinas de grandes dimensões, locais de amostragem assim como válvulas manuais devem ser situadas em locais e a alturas convenientes, os equipamentos que careçam de desmontagem e manutenção devem estar cobertos, as coberturas superiores como telheiros, edifícios fechados ou semi-fechados devem providenciar uma altura de 3m acima da bainha lateral dos topos dos tanques e os edifícios devem conter saídas e percursos de emergência.

A ampliação da unidade deve ser tida em conta, tendo os equipamentos de ficar localizados de modo a que seja fácil a sua integração numa futura ampliação da unidade fabril ficando disponíveis no layout áreas livres assim como devem ser sobredimensionadas as estérias de tubagem.

As áreas processuais são desenhadas em primeiro lugar sendo os equipamentos dispostos de forma grupada por categorias e consumos de utilidades ou seguindo o fluxo de matéria ao longo do processo.

A elevação dos equipamentos deve ser tida em conta uma vez que é honerosa, donde que essencialmente deve ser tido em conta o NPSH requerido pelas bombas.

Os parques de tanques e os armazéns de materiais não explosivos devem ser localizados *upwind* ficando os que não se inserem nesta categoria em posição neutra. A definição de posição neutra é aquela que permite evitar qualquer derrame ou fuga do seu conteúdo que se espraie pela fábrica, onde as fontes de ignição são de variada ordem, e simultaneamente os preserve da acção dispersora do vento na eventualidade do desastre ter origem noutro ponto da fábrica.

Os tanques de matérias perigosas devem distar no mínimo de 75m das outras peças de equipamento e 70m dos limites da fábrica.

Os serviços auxiliares devem ser colocados de modo a minimizar o tempo gasto pelo pessoal ao deslocar-se entre os edifícios. As posições relativas dos edifícios, das salas e departamentos interiores devem ser ditadas pela frequência das relações de trabalho entre os sectores.

Os edifícios administrativos e os laboratórios, onde trabalham bastantes pessoas, devem ser colocados num local afastado do processo e junto à entrada principal da fábrica para evitar deslocação de pessoas desnecessária nas áreas de processo.

O edifício administrativo deve albergar os departamentos de direcção e gestão da fábrica bem como os departamentos financeiro, comercial, marketing e relações públicas da empresa. Poderá ainda ser o local onde se prestarão os serviços auxiliares aos trabalhadores: apoio médico, jurídico, comercial, social(cantina e associativismo) e onde têm lugar os laboratórios de controle de qualidade e de I&D.

A indústria química possui laboratórios para o controle da qualidade do produto final e das matérias primas, o apoio a clientes (estudos de aplicação do produto final) e a investigação e desenvolvimento. Este trabalho em geral é repartido por dois ou três laboratórios: um pequeno laboratório para análises rápidas no edifício de controle, o laboratório de controle de qualidade e o laboratório de I&D. No caso de produtos alimentares existe ainda um outro laboratório em geral denominado de sala de provas.

Os laboratórios de controle de qualidade e de I&D contém para além das salas do laboratórios, uma área de serviço de apoio com gabinetes, biblioteca, um pequeno

auditório e serviço de utilidades. No caso dos laboratórios serem no mesmo edifício estes serviços serão centralizados num mesmo piso.

As salas de controlo estão em geral localizadas junto das unidades de processamento para mais fácil acesso dos operários, no entanto no caso de processos potencialmente perigosos podem ter de ser colocadas a uma distância mais segura.

O edifício de controlo compreende para além das sala de controlo, um pequeno laboratórios de análises, a sala de máquinas e processadores e uma sala de apoio aos operários. Este edifício sustenta toda a unidade produtiva por isso deve ser cuidadosamente estudado o seu projecto de construção civil (paredes reforçadas, tecto suportado independentemente das paredes, etc.), e operar ligeiramente pressurizado para evitar a entrada de gases ou vapores inflamáveis.

As linhas de controle devem ser o mais curtas possíveis de modo que este deve ficar próximo de um esteira principal.

Os vestiários são centralizados ou junto à entrada no caso de unidades com muitos trabalhadores por turno espalhados por diversos departamentos.

A cantina ou bar poderá ser parte integrante do edifício administrativo ou constituir um outro isolado. No entanto devem estar próximos um do outro.

O apoio médico pode ser prestado no edifício administrativo ou noutra, sendo que em algumas fábricas as instalações deste departamento compreendem uma sala de espera, um gabinete médico e uma enfermaria.

Algumas unidades processuais dada a perigosidade dos produtos que manuseiam possuem unidades de bombeiros.

O edifício de manutenção dos equipamentos situa-se, na maioria dos casos numa posição lateral e discreta dado que apenas tem de estar disponível para o acesso a veículos de grandes dimensões.

A portaria situa-se na entrada principal e deve ter três lados no interior da vedação e o quarto voltado para o exterior, por forma a que sejam visíveis a linha dianteira da vedação e a rua principal da fábrica. Este edifício compreende habitualmente a câmara de recepção, armários com equipamento de segurança para os visitantes, um WC, um sistema de controle de alarmes, o sistema electrónico de controlo de entradas e saídas dos trabalhadores e o dispositivo de barra elevatória para controlo das entradas e saídas de veículos.

As ruas devem ser alcatroadas, com 3m para cada uma das faixas de rodagem e 1.5 m de berma. O sistema de ruas deve apresentar uma estrutura em rede, com uma circular e sem becos. Cada local deve ter no mínimo dois percursos alternativos de acesso.

Deve existir um parque de estacionamento coberto ou não cuja capacidade depende do número de trabalhadores por turno. O estacionamento deve ser realizado de marcha atrás por razões de rápida evacuação.

As esteiras de tubagens superficiais ou em valas de superfície são uma solução muito mais económica que a condução elevada dos tubos. No entanto são um obstáculo no cruzamento das ruas que delimitam cada uma das zonas da fábrica. Assim o cruzamento deve ser desnivelado e os tubos feitos passar por um túnel em betão sob a estrada. Nas áreas processuais as tubagens devem ser conduzidas pelos limites dos talhões e só incorrer no seu interior até aos equipamentos quando necessário de forma a que a área livre envolvente não seja completamente inoperacionalizada.

Os sistemas colectores de águas residuais domésticas e industriais e de águas pluviais bem como o seu tratamento também têm de ser pensados a este nível. Quando necessária a estação de tratamento de águas residuais deve situar-se afastada da própria fábrica.

Neste estudo tem-se ainda em conta os sistemas de implementação da instrumentação e os sistemas de distribuição de utilidades.

24.3 Traçado da Instalação

A unidade de processo da SOMARG com capacidade para produzir 60000 toneladas por ano de margarina será instalada defronte da *ADP* para facilitar o acesso do hidrogénio por *pipeline* e também porque é nessa zona do parque que se encontram os lotes vagos. Estes lotes são planos.

O contrato de arrendamento com a *Quimiparque* inclui a ligação às redes de fornecimento de água potável e industrial e à de saneamento de água pluvial, doméstica e industrial. Garante também o fornecimento de electricidade e telecomunicações (da responsabilidade do cliente). Os lotes são arrendados já com as infra estruturas necessárias.

24.3.1 Traçado Global

O traçado global desta unidade de produção foi realizado com o que foi dito anteriormente, tendo em conta os factores da secção 20.1 para a disposição das ruas e distâncias de segurança.

Legenda da Figura 24.1:

-  Área administrativa e de Apoio aos trabalhadores
-  Portaria
-  Margarinaría
-  *Stripping*, Hidrogenação, Interesterificação
-  Refinaria
-  Parque de tanques
-  Área para Expansão e Zona de Tratamento de Efluentes

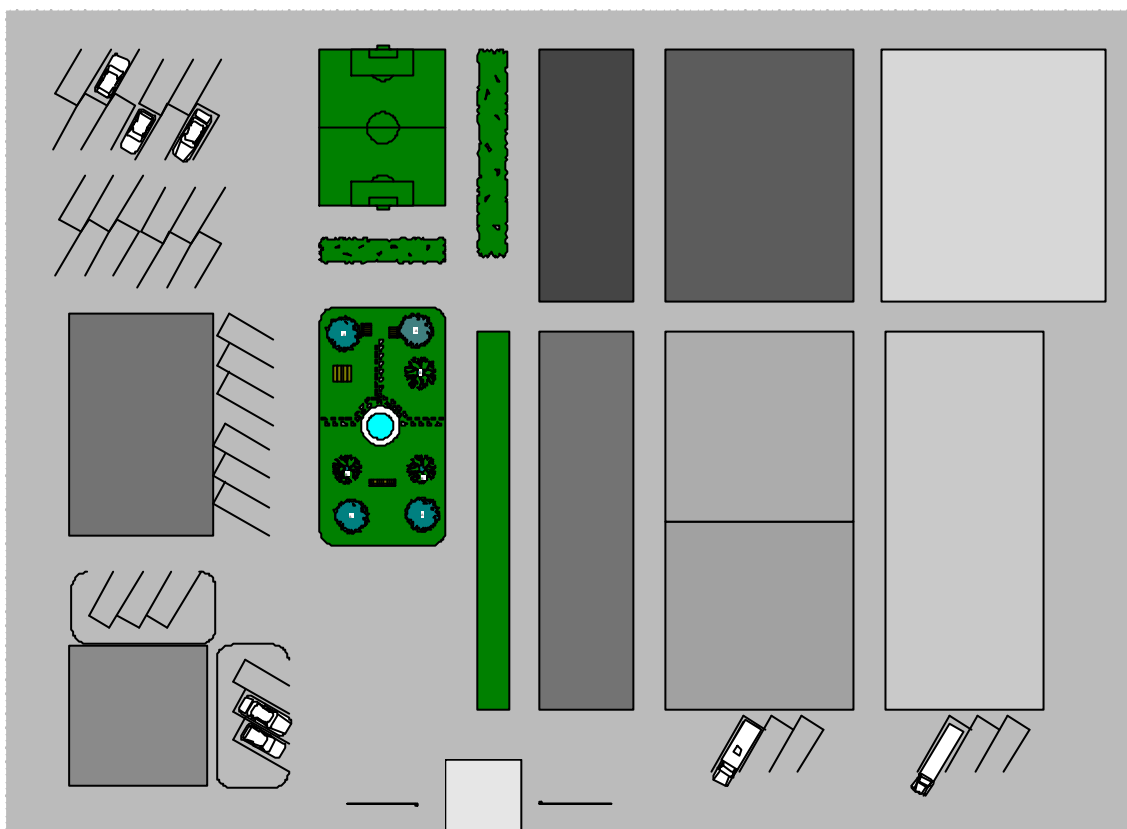
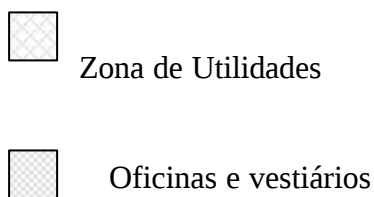


Figura 20.1 - Distribuição espacial das diferentes áreas na unidade industrial.

No desenho da instalação existe uma distância à vedação em torno do lote de 10m excepto no lado da entrada em que a distância é 2.5m. As zonas a cinza mais escuro correspondem a arruamentos com passeios em torno de todas as áreas.

24.3.2. Traçados Zonais

O traçado por zonas indica a disposição das principais peças de equipamento assim como dos edifícios e das esteiras de tubos principais em cada uma das zonas.

24.3.2.1. Parque de Tanques

As quantidades de matéria prima necessárias são elevadas, por isso tem-se um número elevado de tanques.

Algumas matérias primas são guardadas em vários tanques de menor capacidade em substituição de um de elevada capacidade de modo a facilitar as operações pois pode estar a ser utilizada matéria prima de um tanque enquanto outro está a ser descarregado ou carregado. Este facto permite uma melhor gestão de *stock*.

No parque de tanques estes encontram-se afastados entre si 3 metros e afastados do zona de processo de 30 m. De notar que neste parque se encontram os tanques destinados aos óleos brutos e aos óleos após refinação, estando estes dois conjuntos distanciados 4m um do outro e 8m dos limites do parque.

O parque de tanques das matérias primas tem de dimensões 40 x 65m² enquanto o dos produtos tem de dimensões 26 x 56 m².

24.3.2.2. Áreas de Processo

O número de áreas de processo desta instalação industrial é elevado, assim optou-se por agrupar os equipamentos ao longo da linha de produção.

Para além do dimensionamento de cada equipamento, torna-se também necessário determinar a área ocupada. Neste caso recorre-se à definição de *footprint* e de *atravancamento*. O primeiro consiste em analisar a área projectada na vertical de cada equipamento e o segundo refere-se ao volume do paralelepípedo que consegue circunscrever o equipamento, tendo em conta que poderão existir peças móveis passíveis de serem projectadas para fora.

Coluna de stripping- Para a distribuição de espaço referente a uma coluna de destilação é fundamental terem-se presentes algumas noções: por razões de economia e de fácil suporte, as tubagens devem subir ou descer imediatamente após as embocaduras [6] e ir paralelamente e tão perto quanto possível da torre em si; as portas *d'Homem* e as plataformas da coluna devem situar-se no lado oposto das tubagens por forma a não haver obstruções por parte das tubagens; tendo em conta a complexidade que envolve este tipo de equipamentos, devem-se primeiro distribuir as colunas e só depois o restante equipamento.

Permutadores de calor- normalmente as tubagens dos permutadores de calor não são complicadas, assim desde que não afecte o funcionamento nem o custo do permutador, pode-se manipular o projecto mecânico do permutador com vista à diminuição dos custos das tubagens.

Nas indústrias químicas e petroquímicas a localização do permutador depende da localização das colunas de destilação.

Os permutadores devem estar imediatamente adjacentes a outra peça de equipamento.

Bombas- há a ter em conta que para líquidos que estejam muito próximos da saturação pode ser necessário elevar a base das colunas ou enterrar as bombas para evitar o fenómeno da cavitação. Tendo em conta que este procedimento é dispendioso só deve ser utilizado caso seja estritamente necessário.

Zona de Hidrogenação e Interesterificação e Margarinaria

Após a distribuição das diversas peças de equipamento nesta área, obtiveram-se as respectivas áreas, apresentadas nas tabelas seguintes,

Tabela 20.1: Áreas ocupadas pelo equipamento da zona reaccional.

Equipamento	Área ocupada (m²)
Reacções	150

Tabela 20.2: Áreas ocupadas pelo equipamento da zona reaccional.

Equipamento	Área ocupada (m²)
margarinaria	250

A cada um dos reactores referidos anteriormente está associado um permutador de calor situado próximo da alimentação aos reactores. Estes permutadores de calor estão assentes numa plataforma.

O permutador de calor associado ao de hidrogenação tem de dimensões 3.7m de comprimento e 0.9 m de largura e o associado ao transesterificador tem 3.7m de comprimento e 0.7 m de largura.

A distância entre 2 reactores é de 7.5 m [1], a distância de um reactor a uma bomba é de 0.6 m na horizontal e a distância de um permutador de calor a um reactor é de 1 m na vertical.

Considerou-se ainda uma distância de segurança de 15 metros à volta desta zona. A zona de reacção ocupa uma área de 19 x 10m².

Zona de Stripping

Após a distribuição das diversas peças de equipamento nesta área, obtiveram-se as respectivas áreas ocupadas apresentadas na tabela seguinte.

O espaçamento entre colunas de destilação é de 3 m [1], distância medida a partir da plataforma e dos suportes de cada uma delas. Contudo, tendo em conta que os condensadores das colunas de destilação têm aproximadamente 3.7 m de comprimento, considera-se razoável uma distância de 5 m entre duas colunas de destilação.

Em relação às bombas, estas foram colocadas próximas da coluna.

Considerou-se ainda que existe uma distância de segurança, de 15 m, em redor da zona de stripping.

A área total ocupada pela zona de stripping corresponde a 39 x 10 m².

Estradas e acessos

As estradas permitem o fácil acesso a todas as áreas da unidade industrial, quer de pessoas, equipamento, transportes. O ideal é que todas as unidades possuam acessos por todos os lados.

As estradas com dois sentidos têm 6m de largura.

Internamente a instalação fabril é percorrida por estradas de betão de 3.5 metros de largura para livre circulação de veículos. Externamente, toda a instalação é percorrida por estradas, também de betão com 6 m de largura.

Área Administrativa

Nesta área estão incluídos os laboratórios de qualidade, a sala de controlo e o edifício administrativo.

Os laboratórios de controlo, fundamentais para qualquer planta devem ser considerados aquando da estimativa dos custos.

Os vestiários devem estar localizados perto da entrada dos funcionários.

A sala de controlo permite controlar, actuar e gravar todas as fases do processo.

Este conjunto administrativo situa-se no lado do vento predominante, e perto da portaria, permitindo uma evacuação eficiente dos trabalhadores e facilitando o acesso de clientes e fornecedores. Encontra-se a 40 m do parque de tanques das matérias primas e a 30 m da zona de utilidades.

Na parte da frente desta zona encontra-se um parque de estacionamento com lugares de 5 metros de comprimento e 3 de largura e distribuídos ao longo da frente do edifício administrativo.

Recorre-se a empresas subcontratadas para assegurar os serviços de vigilância e limpeza.

Laboratórios

Os laboratórios, parte fundamental da unidade para assegurar a qualidade, estão localizados na área administrativa, a fim de não serem atingidos por chamas, gases ou qualquer outra situação de perigo.

Cada técnico terá um gabinete de dimensões $6 \times 5 \text{ m}^2$; o laboratório terá $8 \times 6 \text{ m}^2$ e a casa de banho $2 \times 6 \text{ m}^2$. Desta forma o edifício referente ao laboratório ocupará uma área total de 140 m^2 .

Sala de Controlo

A sala de controlo irá situar-se junto ao laboratório na zona administrativa. A sua proximidade ao processo permite-lhe actuar com maior facilidade face a algum contratempo.

Normalmente a sala de controlo é pressurizada evitando assim a entrada de gases inflamáveis. Por outro lado possui portas de aço, anti fogo, e paredes com 1.2 m de espessura.

A sala de controlo ocupa uma área de $19 \times 6 \text{ m}^2$.

Edifício administrativo

Denomina-se por edifício administrativo o edifício englobando a recepção, o refeitório, o escritório do contabilista e do administrador, biblioteca e sala de primeiros socorros.

Na tabela seguinte encontram-se discriminados os espaços atribuídos a cada componente deste edifício:

Tabela 20.3: Áreas ocupadas por cada sector presente no edifício administrativo

Divisão	Área /m²
Rés-do-chão	
Recepção	6 x 8
Biblioteca	6 x 8
Refeitório	6 x 10
Sala de primeiros socorros	4 x 6
Vestiários	3 x 8
Casa de banho	4 x 6
Casa de banho	6 x 6
1º Andar	
Gabinete do Contabilista	6 x 10
Gabinete do Director Industrial	6 x 10
Gabinete do Engº de Processo	4 x 6
Casa de banho	2 x 8

O edifício administrativo ocupa portanto uma área de 20 x 23 m².

Zona das Utilidades

A localização da zona de utilidades é bastante importante para precaver situação de risco ou outra emergência, não pondo em risco a acessibilidade do vapor de água, electricidade, água da rede para uso geral, bomba de incêndio, combustível para a caldeira e linha de azoto .

A unidade de produção de vapor é constituída por uma caldeira e um reservatório de água tratada e por razões de segurança encontra-se distanciada das outras unidades de 15 m. O armazenamento de água para o caso de algum incêndio é feito na bacia de água da torre de arrefecimento, estando este reservatório ligado à casa das bombas. Aqui encontram-se duas bombas centrífugas uma com um motor eléctrico e outra a diesel, para o caso de não haver electricidade. Contudo esta bomba só será activada em situações de emergência. O funcionamento permanente é assegurado por outra bomba mais pequena. O sistema é assim controlado para que face a uma variação de pressão,

correspondendo a uma abertura de uma boca de incêndio dentro da instalação industrial, a bomba de maior potência entre em funcionamento.

Recorre-se a um compressor para garantir a produção de ar comprimido usado na instalação industrial.

A rede de incêndio que é mantida a uma pressão entre 2 e 3 bar, possui uma disposição em anel para manter a pressão aquando do uso de algumas bocas de incêndios, na zona de produção encontram-se 10, em cada parque de tanques 4, na zona administrativa 4 e na zona de utilidades também 4 bocas de incêndio.

O posto de electricidade está isolado da restante zona de utilidades.

Qualquer unidade industrial terá de ter uma oficina, onde se processam pequenas reparações, e um armazém onde hajam peças em duplicado ou para arranjo.

Tendo em conta que nas oficinas se realizam trabalhos de soldadura e outros que envolvem faísca, é fundamental afastá-la da zona de processo.

A oficina e o armazém de peças vão estar situados no mesmo edifício, ocupando uma área de 30 x 26 m². Esta área também inclui uma casa de banho.

Áreas de Expansão e de não Edificação

Por razões estratégicas considera-se uma determinada área para expansões futuras a qual foi considerada de 100% da área de edificação.

Os valores das diferentes áreas de expansão encontram-se na tabela seguinte:

Tabela 20.2: Valores referentes a expansões futuras.

Zona	Área ocupada (m²)	Área expandida (m²)
Sala de controlo	19 x 6	19 x 12
Laboratório	10 x 14	20 x 14
Parque de armazenagem das matérias primas	67 x 67	-
Parque de armazenagem dos produtos	81 x 67	-
Zona de reacção +margarinaria	39x40	39x40
Zona de stripping	39 x 10	39 x 20

Entrada da fábrica

A entrada da fábrica faz-se pela portaria, junto ao portão principal. É na portaria que se encontra o material de segurança para os visitantes: capacetes, óculos, luvas, máscara e sapatos. Também deve existir casa de banho, alarme conectado à fábrica. Junto a esta portaria está uma báscula, a qual permite controlar o peso dos camiões quando carregados de produto, de dimensão 4 x 20 m.

A portaria tem uma área de 40 m².

Bibliografia

- [1] House, F. F.; “An Engineer’s Guide to Process-Plant Layout”; Chemical Engineering; 120-128; July 28, 1969.
- [2] Kern, Robert; “How to manage plant design to obtain minimum cost”; Chemical Engineering; 130-136; May 23, 1977.
- [3] Meissner, R. E.; Shelton, D. C.; “Plant Layout – Part 1 Minimizing Problems in Plant Layout”; Chemical Engineering; 81-85; April, 1992.
- [4] Spitzgo, C. R.; “Guidelines for overall chemical-plant layout”; Chemical Engineering; 103-107; September 27, 1976.
- [5] Coulson, J. M.; Richardson, J. F.; “Tecnologia Química – Uma Introdução ao Projecto em Tecnologia Química”; Volume VI; (1ª edição); Fundação Calouste Gulbenkian; Lisboa; 1989.
- [6] Kirk-Othmer; “Encyclopedia of Chemical Technology”; Volume 15; 2nd ed; John Wiley & Sons, Inc.; New York; 1969.
- [7] Kern, Robert; “Specifications are the key to successful plant design”; Chemical Engineering; 123-129; July 4, 1977.
- [8] Kern, Robert; “Arranging the housed chemical process plant”; Chemical Engineering; 123-130; July 17, 1978.
- [9] Baasel, W. D.; “Preliminary Chemical Engineering Plant Design”; 2nd ed.; Van Nostrand Reinhold; New York; 1990.

25. Avaliação Financeira do Projecto

O projecto de indústria química apresentado neste documento trata-se de uma aplicação concreta de uma infra-estrutura preparada para a produção de bens e desenvolvimento de uma actividade económica que traga mais valias substanciais, capazes de gerar rendimentos. A implementação e execução do projecto sugerido neste documento, deve ser correctamente avaliada e ponderados os respectivos factores de decisão. A análise é realizada sob várias perspectivas, proporcionando dados concretos sobre o seu (in)sucesso.

A componente de *Avaliação Técnica* debruça-se sobre as questões de engenharia, planificação, desenho e dimensionamento das instalações e equipamentos necessários à implementação da instalação industrial. Nesta fase é possível estimar os custos de investimento, custo da construção e custos operativos do projecto.

A *Avaliação Comercial* garante uma abordagem mais economicista da actividade a desenvolver, identificando condições de aquisição de bens e serviços necessários à operação da instalação; por outro lado, garante uma avaliação das condições de compra, venda e distribuição durante a fase de exploração do projecto. Esta avaliação foi já iniciada no Volume I deste projecto, onde se indentificou a característica, dimensão e potencial do mercado, incluindo clientes, fornecedores e competidores. Nesta segunda fase, pretende-se estimar as quantidades de vendas, os respectivos preços e definir contabilisticamente a fase de exploração da instalação industrial.

Por fim, a *Avaliação Financeira* do projecto é um documento fundamental de trabalho, que fornece os indicadores necessários para apoiar a tomada de decisão por parte dos investidores e possíveis financiadores. Esta secção é por si só essencial para se aferir a rentabilidade do projecto proposto.

25.1 Planeamento do Projecto

Neste capítulo serão descritas as diversas fases de implementação do projecto, com identificação do plano de investimento, respectivo plano de financiamento e plano de exploração da unidade. Analisando as necessidades técnicas e económicas do projecto, será possível estimar os custos inerentes a todo o processo.

25.1.1. Estimativa de Investimento

Para a implementação da indústria é necessário estimar e definir o investimento a realizar em equipamentos e correspondentes fundos para a iniciação da exploração e manutenção de operação da fábrica.

O capital de investimento inicial é, assim, definido pela componente de *Capital Fixo de Investimento*, que se refere à aquisição e instalação dos equipamentos, serviços, instalações e utilidades necessários à implementação do próprio processo de produção; e também é definido pelo Capital Circulante que, grosso modo, representa o capital necessário para o dar início ao funcionamento da instalação até à concretização de receitas.

$$\text{Investimento Total} = \text{Capital Fixo} + \text{Capital Circulante} \quad (25.1-1)$$

25.1.1.1 Capital Fixo

Esta parcela da equação anterior, engloba o capital necessário para a aquisição e instalação de todo o equipamento, incluindo as utilidades e serviços, respectivas infra-estruturas e também todo o equipamento essencial à fluência do processo como tubagens, instrumentação, instalações diversas.

O Capital Fixo é definido pela soma da componente de Custos Directos (aquisição e instalação do equipamento, utilidades e serviços), sendo a outra componente Custos Indirectos (encargos não-materiais).

Tal como é objectivo deste trabalho, a estimativa de custos para este tipo de projecto de indústria química, baseia-se na obtenção de valores para as principais peças de equipamento necessárias ao processo, sendo os restantes custos estimados por projecção de factores em função do custo de equipamento base. Sendo este um método de estimativas, a sua certeza ou grau de confiança depende da qualidade e correspondência dos dados obtidos.

25.1.1.2 Custos Fixos Directos

Neste capítulo pretende-se obter-se uma estimativa dos preços de todo o equipamento principal, dimensionado para este processo, recorrendo a alguns dados obtidos juntos dos próprios fornecedores e por outro lado utilizando as referências bibliográficas, registadas na bibliografia. Há ainda registar a excelente colaboração das empresas já instaladas com equipamentos idênticos, cuja contribuição foi fundamental. Os valores apresentados estão actualizados a 2002, e incluem IVA à taxa actual de 19%.

Na anterior tabela vêm descritos os principais equipamentos constituintes do processo. No entanto, é necessário descrever duas situações especiais registadas no decorrer de dimensionamento e desenho da instalação, que se referem à questão da Zona 200 da Refinação de Óleos Brutos e da Zona 300 de Desodorização de Óleos Refinados.

Em relação à Zona 200 de Refinação de Óleos Brutos, como já referido noutro capítulo, não se realizou o seu dimensionamento, pelo que recorreu-se à bibliografia [10] que descreve o tipo de instalação, com respectivos equipamentos e utilidades, fornecendo ainda dados de exploração e produção. Os custos relativos a esta instalação representam os custos globais de aquisição, instalação e arranque do equipamento pelo que não se encontram discriminados neste trabalho, sendo considerados como um todo, e o seu valor total é somado directamente no valor dos Custos Totais de Investimento em Capital Fixo representados numa tabela apresentada mais à frente neste trabalho.

A Zona 300 de Desodorização de Óleos Refinados, é uma estrutura algo complexa, sob o ponto de vista do dimensionamento e do estimar de um valor para o seu custo. O dimensionamento foi realizado, como já apresentado num capítulo anterior, todavia o custo de todo o equipamento constituinte da coluna de desodorização e materiais incorporados, foi obtido por informação directa do responsável da FIMA, S.A., que possui uma instalação idêntica no seu processo. Assim, o valor de custo apresentado reflecte todo o equipamento envolvido nesta operação, tal como sugerido pela fonte *S.A. Extraction De Smet N.V.*.

Tabela 25.1.1.1-1 Custo equipamento base

Equipamento	Designação	Fonte	Quantidade	Preço unitário (€)	Preço total (€)	
Reactores	R-401	[1]	1	43.276	43.276	
	R-501	[1]	1	22.276	22.276	
				Sub-Total	65.552	
Colunas de Desodorização	CD-301	Fima	1	4.426.694	4.426.694	
				Sub-Total	4.426.694	
Permutadores de Calor	PC-401	Arsopi	1	6.668	6.668	
	PC-402	Arsopi	1	18.932	18.932	
	PC-403	Arsopi	1	6.668	6.668	
	PC-404	Arsopi	1	3.035	3.035	
	PP-601	Arsopi	1	3.695	3.695	
	PP-602	Arsopi	1	781	781	
	PP-603	Arsopi	1	1.343	1.343	
	PP-604	Arsopi	1	4.580	4.580	
	PP-605	Arsopi	1	983	983	
	PP-606	Arsopi	1	1.666	1.666	
	PP-607	Arsopi	1	2.334	2.334	
	PP-608	Arsopi	1	494	494	
	PP-609	Arsopi	1	842	842	
	PP-610	Arsopi	1	3.220	3.220	
	PP-611	Arsopi	1	683	683	
	PP-612	Arsopi	1	1.160	1.160	
	PC-601,2	Arsopi	2	9.634	19.267	
					Sub-Total	76.350
	Tanques	T-101,2	Arsopi	2	209.561	419.123
T-103		Arsopi	1	101.762	101.762	
T-104,6		Arsopi	2	138.259	276.518	
T-105,7		Arsopi	2	91.217	182.434	
T-201		Arsopi	1	50.857	50.857	
T-202		Arsopi	1	91.217	91.217	
T-203		Arsopi	1	209.561	209.561	
T-301		Arsopi	1	91.217	91.217	
T-302		Arsopi	1	13.562	13.562	
T-401		Arsopi	1	138.259	138.259	
T-402		Arsopi	1	91.217	91.217	
T-403,4		Arsopi	2	16.802	33.604	
T-501		Arsopi	1	13.562	13.562	
T-502		Arsopi	1	138.259	138.259	
T-503		Arsopi	1	13.562	13.562	
T-504		Arsopi	1	13.562	13.562	
				Sub-Total	1.878.275	
Decantadores	DC-401	Arsopi	1	17.508	17.508	
	DC-501	Arsopi	1	17.508	17.508	

				Sub-Total	35.016
Filtros Prensa	FP-401,2	[1]	2	19.576	39.152
	FP-403,4	[1]	2	26.438	52.876
	FP-501,2	[1]	2	23.948	47.896
				Sub-Total	139.924
Misturadores	M-301	<i>Arsopi</i>	1	9.788	9.788
	M-302	<i>Arsopi</i>	1	9.244	9.244
	M-401	<i>Arsopi</i>	1	131	131
	M-402	<i>Arsopi</i>	1	457	457
	M-403	<i>Arsopi</i>	1	3.641	3.641
	M-404	<i>Arsopi</i>	1	1.201	1.201
	M-501	<i>Arsopi</i>	1	3.692	3.692
	M-502	<i>Arsopi</i>	1	385	385
	M-503	<i>Arsopi</i>	1	3.155	3.155
	M-504	<i>Arsopi</i>	1	4.182	4.182
	M-505	<i>Arsopi</i>	1	6.735	6.735
	M-601	<i>Arsopi</i>	1	2.005	2.005
	M-602	<i>Arsopi</i>	1	1.237	1.237
	M-603	<i>Arsopi</i>	1	884	884
	M-604	<i>Arsopi</i>	1	2.081	2.081
	M-605	<i>Arsopi</i>	1	2.081	2.081
	M-606	<i>Arsopi</i>	1	8.677	8.677
	M-607	<i>Arsopi</i>	1	792	792
	M-608	<i>Arsopi</i>	1	1.209	1.209
	M-609	<i>Arsopi</i>	1	792	792
	M-610	<i>Arsopi</i>	1	1.201	1.201
	M-611	<i>Arsopi</i>	1	1.532	1.532
	M-612	<i>Arsopi</i>	1	2.322	2.322
	M-613	<i>Arsopi</i>	1	798	798
	M-614	<i>Arsopi</i>	1	798	798
	M-615	<i>Arsopi</i>	1	2.547	2.547
	M-616	<i>Arsopi</i>	1	2.547	2.547
	M-617	<i>Arsopi</i>	1	1.820	1.820
	M-618	<i>Arsopi</i>	1	1.820	1.820
	M-619	<i>Arsopi</i>	1	809	809
	M-620	<i>Arsopi</i>	1	809	809
	M-621	<i>Arsopi</i>	1	200	200
	M-622	<i>Arsopi</i>	1	200	200
				Sub-Total	79.775
Gasómetro	G-401	[1]	1	33.939	33.939
				Sub-Total	33.939
Bombas Doseadoras	BD-601	<i>Grundfos</i>	2	238	477
	BD-602	<i>Grundfos</i>	2	56	112
	BD-603	<i>Grundfos</i>	2	39	79
	BD-604	<i>Grundfos</i>	2	460	920

	BD-605	Grundfos	2	573	1.146
	BD-606	Grundfos	2	292	583
	BD-607	Grundfos	2	403	806
	BD-608	Grundfos	2	27	54
	BD-609	Grundfos	2	127	254
	BD-610	Grundfos	2	139	277
	BD-611	Grundfos	2	37	74
	BD-612	Grundfos	2	32	64
				Sub-Total	4.846
Equipamento de cristalização	CA-601,2,3		1	120.000	120.000
	CA-604,5,6		1	120.000	120.000
	CA-607,8,9		1	120.000	120.000
	CA-611,12,13		1	120.000	120.000
	CA-610,14	Waukesha	1	120.000	120.000
	CB-601,2	Cherry-Burrell	2	74.100	148.200
	CC-601,2,3,4,5,6		6	53.500	321.000
	CI-601,2,3,4		4	11.900	47.600
	SW-601,2,3,4,5		5	6.100	30.500
	Extras		1	29.850	29.850
				Sub-Total	1.177.150
Embaladoras	E-601,2	OS GOOD	2	30.700	61.400
	E-603,4	INC.	2	70.000	140.000
				Sub-Total	201.400
Ejectores	EJ-401	[4]	1	28.500	28.500
	EJ-501	[4]	1	28.500	28.500
	EJ-502	[4]	1	28.500	28.500
	EJ-503	[4]	1	28.500	28.500
	EJ-504	[4]	1	28.500	28.500
				Sub-Total	142.500
Condensadores	CN-401	[2]	1	9.634	9.634
				Sub-Total	9.634
Caldeira		[4]	1	75.000	75.000
				Sub-Total	75.000
Bombas	B-101	Grundfos	2	31.404	62.808
	B-102	Grundfos	2	9.445	18.889
	B-103	Grundfos	2	31.404	62.808
	B-104	Grundfos	2	9.445	18.889
	B-105	Grundfos	2	31.404	62.808
	B-106	Grundfos	2	9.445	18.889
	B-301	Grundfos	2	7.155	14.311
	B-302	Grundfos	2	7.155	14.311
	B-303	Grundfos	2	7.155	14.311
	B-304	Grundfos	2	7.155	14.311
	B-305	Grundfos	2	6.676	13.351
	B-306	Grundfos	2	1.878	3.755

	B-307	Grundfos	2	20.398	40.795
	B-401	Grundfos	2	3.136	6.271
	B-402	Grundfos	2	7.484	14.968
	B-403	Grundfos	2	2.350	4.699
	B-404	Grundfos	2	2.090	4.180
	B-405	[1]	2	494	988
	B-406	Grundfos	2	3.076	6.153
	B-407	Grundfos	2	2.939	5.877
	B-408	Grundfos	2	1.189	2.379
	B-409	Grundfos	2	1.215	2.431
	B-410	Grundfos	2	149	297
	B-411	Grundfos	2	674	1.348
	B-412	Grundfos	2	268	536
	B-413	Grundfos	2	305	611
	B-501	Grundfos	2	428	857
	B-502	Grundfos	2	663	1.326
	B-503	Grundfos	2	66	132
	B-504	Grundfos	2	332	664
	B-505	Grundfos	2	1.806	3.613
	B-506	Grundfos	2	2.304	4.608
	B-507	Grundfos	2	2.032	4.064
	B-508	Grundfos	2	1.797	3.595
	B-509	[1]	2	564	1.128
	B-510	Grundfos	2	663	1.326
	B-511	Grundfos	2	1.869	3.738
	B-512	Grundfos	2	1.064	2.129
	B-513	Grundfos	2	271	542
	BAP-601,2,3,4	Waukesha Cherry- Burrell	4	48.900	195.600
Sub-Total					634.298
Refrigeração	RG-601,2,3,4	Waukesha Cherry- Burrell	4	74.800	299.200
Sub-Total					299.200
Spray-Dryer	SD-501	Fima	1	17.337	17.337
Sub-Total					17.337
Total (€)					9.296.889

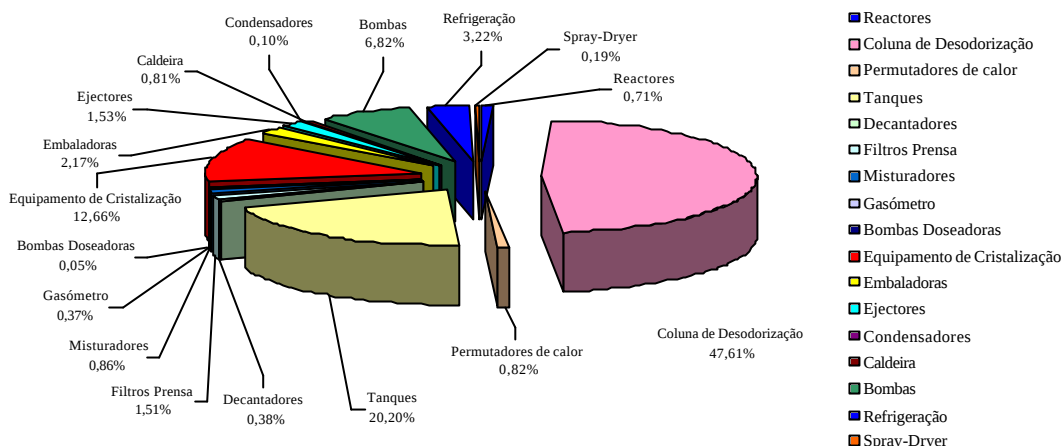


Figura 25.1.1.1.-1 Distribuição percentual dos custos de equipamento base

Na tabela apresentada anteriormente apresentam-se apenas os preços de aquisição do equipamento, pelo não está contemplado o custo de instalação. Este pode ser determinado como uma percentagem do preço de aquisição [1], com coeficientes especificando o tipo de equipamento, como representado na tabela seguinte.

Tabela 25.1.1.1-2 Custos de aquisição e instalação do equipamento base (€)

Equipamento	Custo do Equipamento	% do Custo do Equipamento [1]	Custo da Instalação	Custo Total
Reactores	65.552 €	45%	29.499 €	95.051 €
Coluna de Desodorização	4.426.694 €	60%	2.656.016 €	7.082.710 €
Permutadores de Calor	76.350 €	45%	34.358 €	110.708 €
Tanques	1.878.275 €	45%	845.224 €	2.723.498 €
Decantadores	35.016 €	45%	15.757 €	50.773 €
Filtros Pensa	139.924 €	65%	90.951 €	230.875 €
Misturadores	79.775 €	30%	23.933 €	103.708 €
Gasómetro	33.939 €	45%	15.273 €	49.212 €
Bombas Doseadoras	4.846 €	60%	2.907 €	7.753 €
Equipamento de Cristalização	1.177.150 €	45%	529.718 €	1.706.868 €
Embaladoras	201.400 €	30%	60.420 €	261.820 €
Ejectores	142.500 €	45%	64.125 €	206.625 €
Condensadores	9.634 €	45%	4.335 €	13.969 €
Caldeira	75.000 €	45%	33.750 €	108.750 €
Bombas	634.298 €	45%	285.434 €	919.731 €
Refrigeração	299.200 €	45%	134.640 €	433.840 €
		Total	4.826.338 €	14.105.890 €

Os custos obtidos para os valores da instalação, são estimativas calculadas por utilização das percentagens sugeridas na bibliografia [1], sendo de referir que não foi possível obter a correspondente percentagem para todos os equipamentos pelo que, com alguma sensibilidade e bom senso, foram estimadas percentagens para os restantes equipamentos. Refere-se novamente a situação da Zona 200, cujo custo de instalação não está discriminado mas encontra-se contabilizado no custo total de implementação da Refinaria de Óleos Brutos.

Os custos inerentes aos serviços e utilidades são também estimados por percentagens dos custos fixos totais, obtendo-se valores indicativos dos respectivos custos [1].

O arrendamento dos terrenos para a instalação do projecto, como já referido em capítulos anteriores, foi realizado com a *Quimiparque* no Barreiro, com uma área coberta de 6000 m² e uma área descoberta de 9000 m², com um custo mensal de 4,7 €/m² e 3,15 €/m². Durante o período de investimento (equivalente a 18 meses) o custo de arrendamento prefaz um valor de 1.034.100 €. Estes dados estão representados na tabela 25.1.1.1-4.

Relativamente aos edifícios e infraestruturas de serviços, esta parcela de investimento não foi contabilizada, pois o *Quimiparque* dispõe de edifícios já construídos e prontos a utilizar, não havendo assim necessidade de construção, da nossa parte, da quase totalidade dos edifícios considerados neste projecto. No entanto, foi mantida uma parcela correspondente à preparação do local, prevenindo qualquer necessidade de intervenção no local.

Tabela 25.1.1.1-3 Custos das Utilidades e Serviços [1]

Utilidades e Serviços	% Custo Fixos Totais	Custo (euros)
Distribuição de Vapor	1,0%	518.575 €
Fornecimento de água, arrefecimento e bombagem	2,0%	1.037.150 €
Tratamento de água de arrefecimento	1,5%	777.863 €
Distribuição de água de arrefecimento	0,9%	466.718 €
Subestações eléctricas	1,5%	777.863 €
Distribuição de electricidade	1,0%	518.575 €
Fornecimento e distribuição de gás	0,3%	155.573 €
Refrigeração e distribuição	1,0%	518.575 €
Compressão de ar e distribuição	1,0%	518.575 €
Tratamento de efluentes industriais	1,5%	777.863 €
Tratamento de efluentes domésticos	0,5%	259.288 €
Comunicações	0,3%	155.573 €
Armazenamento de matéria prima	1,0%	518.575 €
Armazenamento de produto acabado	1,5%	777.863 €
Inertização dos tanques de óleo bruto	1,0%	518.575 €
Sistema de Protecção de Incêndios	0,5%	259.288 €
Instalações de Segurança	0,4%	207.430 €
Total		8.763.921 €

Assim, compilando os valores já obtidos, os custos fixos directos de investimento são:

Tabela 25.1.1.1-4 Custos Fixos Directos de Investimento

Custo Fixo	% Custo Equipamento [1]	Custo (euros)
Aquisição do equipamento base	-	9.296.889 €
Instalação de equipamento	-	4.826.338 €
Instrumentação e Controlo	20%	1.859.378 €
Tubagens	40%	3.718.756 €
Isolamento Térmico	2%	185.938 €
Equipamento e materiais eléctricos	15%	1.394.533 €
Preparação do local	5%	464.844 €
Utilidades e Serviços	<i>vide</i> Tabela 24.3.	8.763.921 €
Aluguer de terrenos	-	1.034.100 €
Total		31.544.696 €

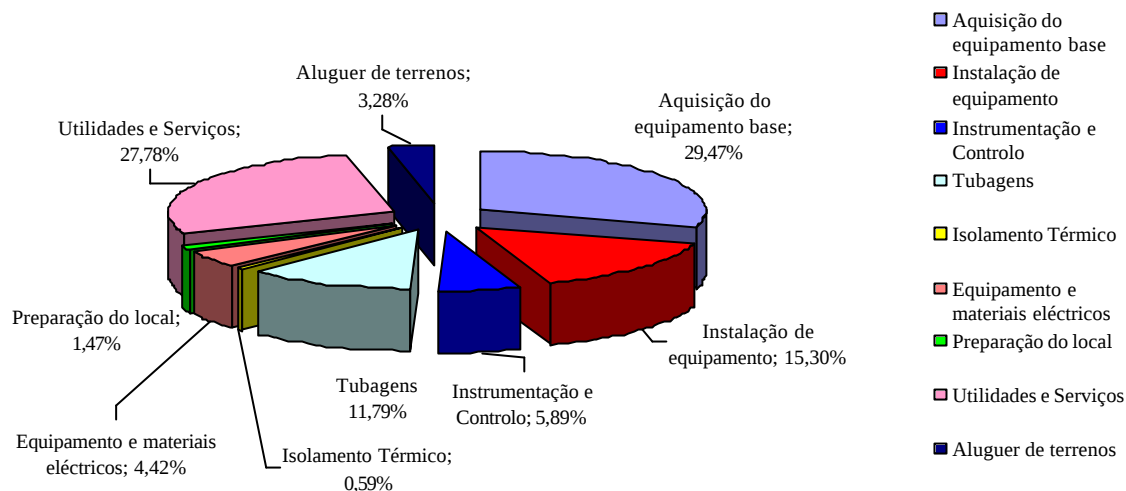


Figura 25.1.1.1-2 Distribuição percentual dos Custos Fixos Directos de Investimento

25.1.1.3 Custos Fixos Indirectos

Os custos fixos indirectos, ou também designados de incorpóreos, do investimento são estimados com recurso a percentagens do custo de aquisição do equipamento base e/ou dos custos fixos totais [1]. Assim, na tabela 25.1.1.2-1 vêm registados os respectivos valores.

Tabela 25.1.1.2-1 Custos Fixos Indirectos de Investimento

Custo Fixo	% Custos Fixos Totais [1]	Custo
Serviços de Engenharia e Supervisão	25%	2.324.222 €
Despesas de construção	3%	1.555.726 €
Honorários do Empreiteiro	2%	1.037.150 €
Provisões para Contingências	9%	4.667.177 €
Despesas de Arranque	11%	5.704.327 €
Total		15.288.602 €

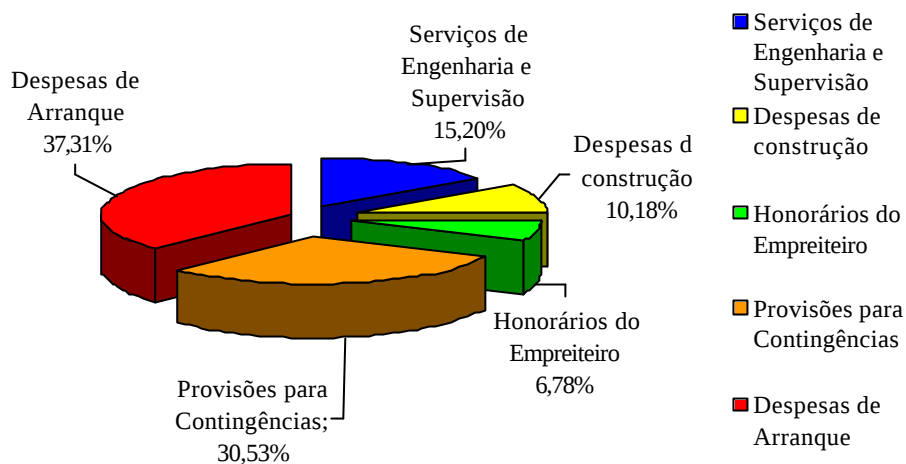


Figura 25.1.1.2-1 Distribuição percentual do Custos Indirectos

25.1.1.4 Estimativa do Capital Fixo de Investimento

Calculados e estimados todos os custos que englobam o capital fixo de investimento, é agora necessário compilar todos os dados e estabelecer algumas considerações sobre estes. Utilizou-se um método de pesquisa detalhada de todos os principais equipamentos instalados, estimando todos os outros custos associados como uma percentagem deste valor, ou como percentagem dos custos fixos totais. Trata-se de um método de previsão de custos com algum erro associado, mas que permite obter resultados passíveis de um bom tratamento de análise económica e financeira global do projecto.

Tabela 25.1.1.3-1 Custos Fixos de Investimento

Custos Directos	Custo
Equipamento base e instalação	14.105.890 €
Tubagem	3.718.756 €
Isolamento Térmico	185.938 €
Utilidades e serviços	8.763.921 €
Instrumentação e controlo	1.859.378 €
Instalação eléctrica	1.394.533 €
Preparação do local	464.844 €
Aluguer do terreno	1.034.100 €
Sub-Total	31.527.359 €

Custos Indirectos	Custo
Serviços de Engenharia e Supervisão	2.324.222 €
Despesas de construção	1.555.726 €
Honorários do Empreiteiro	1.037.150 €
Provisões para Contingências	4.667.177 €
Despesas de Arranque	5.704.327 €
Sub-Total	15.288.602 €
Custo Fixo de Investimento da Refinaria de Óleos (Zona 200)	5.041.557 €
Total do Investimento em Capital Fixo	51.857.518 €

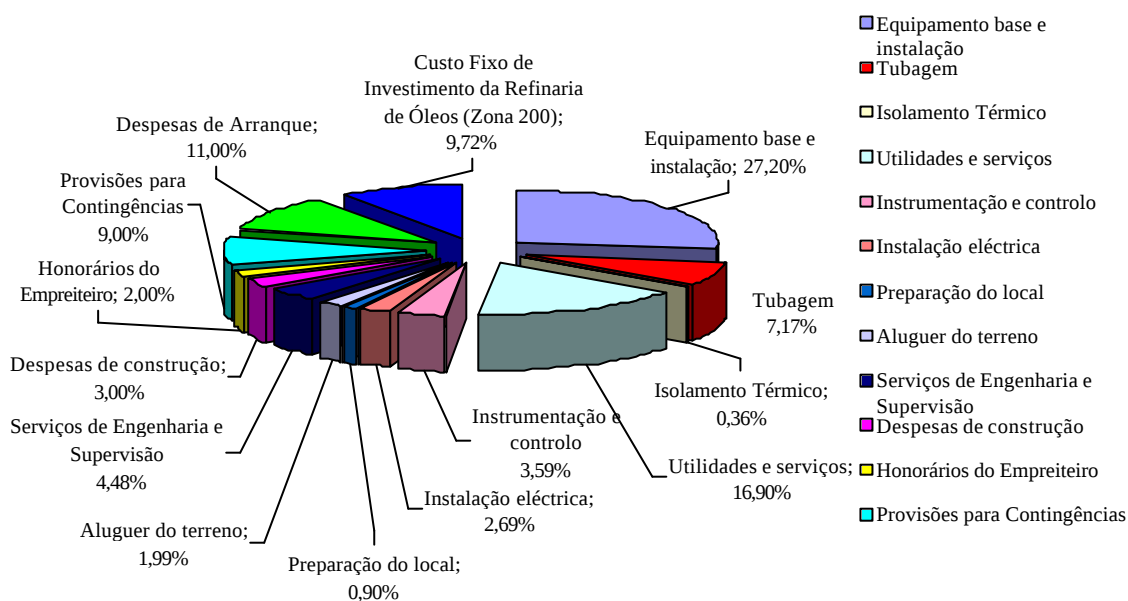


Figura 25.1.1.3-1 Distribuição percentual dos Custos de Investimento em Capital Fixo

25.1.1.5 Comparação da Estimativa de Capital Fixo com outros Métodos

a) Factores de Lang

Este método estima os custos fixos de investimento, através do valor de aquisição do equipamento base, utilizando um factor multiplicativo que no caso deste projecto, uma indústria que processa basicamente fluidos, o factor será de 4,7[1]. Assim o custo total de investimento é de 43.568.500 €.

25.1.2 Capital Circulante

Esta parcela de investimento é o capital adicional para iniciar o arranque da unidade industrial e da sua própria manutenção de funcionamento durante o período que dura até ao início de recebimento de capitais provenientes das vendas. Este capital não é amortizado, podendo ser recuperado no final do projecto. Podemos identificar alguns custos mais significativos, que serão analisados mais pormenorizadamente.

25.1.2.1. Matérias Primas e subsidiárias

Em relação às matérias primas e subsidiárias vamos considerar, a quantidade necessária para 40 dias de autonomia de funcionamento da instalação fabril, para uma capacidade de produção de 60 000 ton de margarina. As matérias primas essenciais deste processo, cujo custo é relevante sob o ponto de vista económico, são os óleos de Palma, Palmiste e Soja, assim como alguns dos aditivos.

Em relação ao hidrogénio H_2 , como o seu fornecimento é feito por *pipeline*, não se considerou o seu armazenamento, e como tal este custo não é contabilizado nesta secção. Apenas se regista uma pequena reserva estratégica de 4 dias, cujo custo se considerou desprezável para esta análise.

Considerou-se ainda o custo dos catalisadores da reacção de hidrogenação e de interesterificação. Apesar de não serem considerados matérias primas, dada a sua frequente substituição, considerou-se que o seu custo, para efeitos de análise económica, deveria ser considerado nesta secção.

Assim, a tabela 25.1.2.1-1 traduz os custos associados à manutenção de matérias primas e subsidiárias para uma autonomia de 40 dias de produção.

Tabela 25.1.2.1-1 Custos de matérias primas e subsidiárias

Matérias Primas	Autonomia (dias)	Stock (ton)	Preço (€/ton)	Custo Total (€)
Óleo de Palma	40	487,74	400	195.097
Óleo de Palmiste	40	1122,58	450	505.161
Óleo de Soja	40	4450,32	550	2.447.677
Água	40	5517,54	0,4935	2.723
Sub-Total (€)				3.150.658
Aditivos		Stock (kg 10⁻³)	Preço (€/kg)	
Lecitina	40	6,02	1,6	9.632
NaOH	40	24,21	0,25	6.054
Ácido Cítrico	40	21,33	0,9	19.193
Beta-caroteno	40	0,39	240	92.903
Alginato de potássio	40	1,24	6	7.432
Sorbato de Potássio	40	3,87	4,305	16.665
Monoglicéridos	40	6,02	3,5	21.070
Aroma	40	0,77	25	19.355
Sal	40	116,13	0,39	45.290
Soro de Leite	40	46,45	0,45	20.903
Vitamina E	40	0,71	42	29.729
Vitamina A	40	1,01	63	63.406
Vitamina D	40	1,55	56	86.710
Sub-Total (€)				438.342
Diversos				
Terras de Branqueamento	40	119,93	0,174	20.868
Terras de Lavagem	40	24,64	0,174	4.287
Carvão activado	40	9,24	0,5772	5.333
Sub-Total (€)				30.488
Total I (€)				3.619.489
Catalisadores				
Catalisador da Hidrogenação 20%Ni	40	0,19	9	1.699
Metóxido de Sódio	40	3,94	2,214	8.733
Sub-Total (€)				10.432
Total final (€)				3.629.921

25.1.2.2. Produtos em vias de fabrico

No presente projecto e, dadas as características do processo, não existem produtos em vias de fabrico, exceptuando aqueles que estão a ser processados em determinado instante, pois a própria duração do processo é bastante curta. Assim, considerou-se desprezável esta parcela do capital circulante.

25.1.2.3. Crédito concedido a clientes

Nesta secção considera-se o período que decorre desde que a encomenda foi transacionada e seu efectivo pagamento, podendo definir-se também como prazo médio de recebimento. Este período depende de diversas condicionantes como o tipo de produto, os hábitos comerciais instalados e a própria conjuntura económica.

Em particular, para este projecto, considerou-se um prazo médio de recebimento de 60 dias, valor este que foi previsto e estimado na análise de mercado efectuada no Volume I deste projecto de indústrias químicas, ponderado com a conjuntura económica, visto trata-se de produtos de venda directa ao público e, como tal, sujeitos a algumas flutuações de consumo.

Considerou-se ainda os diferentes tipos de margarina produzidos, o seu respectivo preço e quantidade produzida (*vide* PIQ Volume I), pois esta parcela de custos tem um peso económico considerável no estimar do Capital de Maneio.

Tabela 25.1.2.3-1 Custos do crédito concedido a clientes

Produto	Prazo médio de recebimento	Stock (kg 10 ⁻³)	Preço (€/kg)	Custo Total (€)
Margarina de Mesa	60	929,03	3,3	3.065.806
Margarina <i>light</i>	60	929,03	3,75	3.483.871
Margarina culinária	60	3483,87	1,83	6.375.484
Margarina industrial	60	6270,97	1,51	9.469.161
Total final				22.394.323 €

25.1.2.4. Crédito obtido dos fornecedores

O crédito obtido dos fornecedores , são condições de pagamento de matérias primas, serviços e mão de obra. Neste caso, considerou-se um período de pagamento inferior ao considerado no crédito concedido a clientes, de 30 dias. A decisão poderá ser arriscada, mas considerou-se que sob o ponto de vista da empresa 30 dias são os necessários para liquidar este tipo de despesa, aguentando um esforço maior na questão o crédito concedido a clientes.

Esta parcela de custos vem descontada no capital circulante, dado que os bens embora já tenham sido entregues pelo fornecedor, ainda não foi realizado o seu pagamento.

Tabela 25.1.2.4-1 Custo do crédito obtido dos fornecedores

Produto	Fonte	Stock (ton)	Preço (€/ton)	Custo Total
Óleo de Palma		365,81	400	146.323
Óleo de Palmiste	30	841,94	450	378.871
Óleo de Soja	30	3337,74	550	1.835.758
Água	30	4138,15	0,4935	2.042
			Sub-Total (€)	2.362.994
Aditivos		Stock (kg 10 ⁻³)	Preço (€/kg)	
Lecitina	30	4,52	1,6	7.224
NaOH	30	18,16	0,25	4.540
Ácido Cítrico	30	15,99	0,9	14.394
Beta-caroteno	30	0,29	240	69.677
Alginato de Potássio	30	0,93	6	5.574
Sorbato de Potássio	30	2,90	4,305	12.498
Monoglicéridos	30	4,52	3,5	15.803
Aroma	30	0,58	25	14.516
Sal	30	87,10	0,39	33.968
Soro de Leite	30	34,84	0,45	15.677
Vitamina E	30	0,53	42	22.297
Vitamina A	30	0,75	63	47.555
Vitamina D	30	1,16	56	65.032
			Sub-Total (€)	328.757
Diversos				
Terras de				
Branqueamento	30	89,95	0,174	15.651
Terras de Lavagem	30	18,48	0,174	3.215
Carvão activado	30	6,93	0,58201	4.033
			Sub-Total (€)	22.900
			Total I(€)	2.714.650
Catalisadores				
Catalisador da				
Hidrogenação 20%Ni	30	0,14	9	1.275
Metóxido de Sódio	30	2,96	2,214	6.549
			Sub-Total (€)	7.824
			Total final (€)	2.722.474

25.1.2.5 Stock de produto acabado

Após a conclusão dos produtos e, dado que a sua saída não é imediata das instalações deste projecto para o circuito comercial, considerou-se um período de armazenamento máximo de 30 dias. Assim, considerando as despesas de produção e manutenção destes produtos é possível obter um custo por tonelada de margarina produzida (calculado numa secção mais dianteira deste capítulo). Nesta fase de análise económica, formulou-se estes custos para uma produção total de margarina, i.e. não se discriminaram os diversos tipos de margarina em produção, obtendo-se um custo médio.

Tabela 25.1.2.5-1 Custo de manutenção de Stock de produto acabado

Produto	Prazo de manutenção	Stock (kg)	Preço (€/kg)	Custo Total (€)
Margarina	30	5.806.452	1,40	8.116.795

25.1.2.6 Fundo de Maneio

O fundo de maneio é um capital disponível para funcionar como medida de prevenção sobre qualquer situação imprevista que possa ocorrer, a nível de vendas ou mesmo falta de pagamento por parte dos clientes, mesmo com um prazo alargado como sugerimos. Admite-se um fundo de maneio de 10% dada a volatilidade do mercado, produtos finais de venda directa ao consumidor, agravando-se por possíveis flutuações de mercado. Esta percentagem assume valores típicos entre 5% e 10% [6].

Assim o valor obtido para o fundo de maneio equivale a 362.992 €.

Desta forma, o Capital Circulante necessário é de 32.327.363 €. Este valor é bastante elevado, mas tal grandeza justifica-se com o período de crédito concedido a clientes, projectado na análise de mercado do Volume I, cujos 60 dias , com uma produção elevada como a que se regista, sobreleva este valor. Por outro lado, a própria manutenção e armazenagem do produto acabado também acarreta uma grande parte deste valor, tal como se pode verificar pela distribuição seguinte.

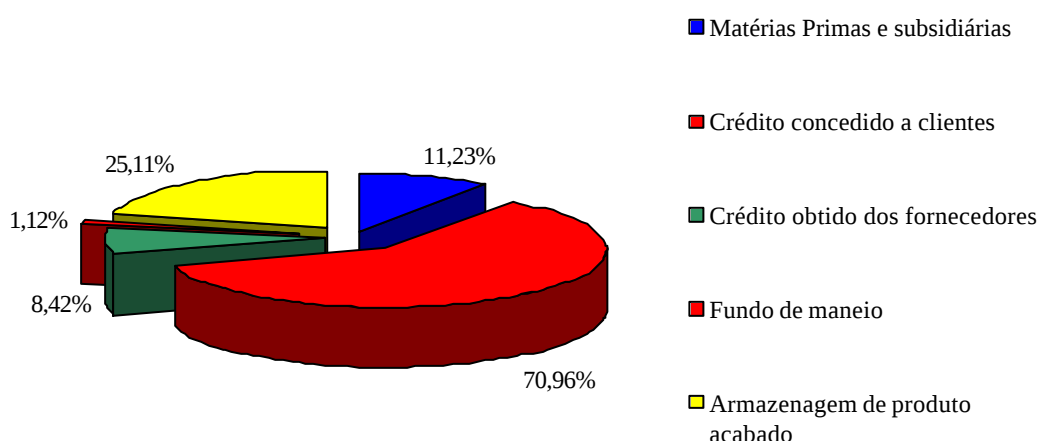


Figura 25.1.2-1 Distribuição percentual do capital circulante

25.1.3 Investimento Total

O valor do Investimento Total dado pela equação 24.1-1, está compilado na tabela seguinte.

Custos Fixos		
Custos Directos	Custo	% Investimento
Equipamento base e instalação	14.105.890 €	16,76%
Tubagem	3.718.756 €	4,42%
Isolamento Térmico	185.938 €	0,22%
Utilidades e serviços	8.763.921 €	10,41%
Instrumentação e controlo	1.859.378 €	2,21%
Instalação eléctrica	1.394.533 €	1,66%
Preparação do local	464.844 €	0,55%
Aluguer do terreno	1.034.100 €	1,23%
Sub-Total	31.527.359 €	37,45%
Custos Indirectos	Custo	% Investimento
Serviços de Engenharia e Supervisão	2.324.222 €	2,76%
Despesas de construção	1.555.726 €	1,85%
Honorários do Empreiteiro	1.037.150 €	1,23%
Provisões para Contingências	4.667.177 €	5,54%
Despesas de Arranque	5.704.327 €	6,78%
Sub-Total	15.288.602 €	18,16%
Custo Fixo de Investimento da Refinaria de Óleos (Zona 200)	5.041.557 €	5,99%
Total do Investimento em Capital Fixo	51.857.518 €	61,60%
Capital Circulante	Custo	% Investimento
Matérias Primas e subsidiárias	3.629.921 €	4,31%
Crédito concedido a clientes	22.940.129 €	27,25%
Crédito obtido dos fornecedores	2.722.474 €	3,23%
Armazenagem de produto acabado	8.116.795 €	9,64%
Fundo de maneoio	362.992 €	0,43%
Sub-Total	32.327.363 €	
Investimento Total	84.184.881 €	

25.1.4 Planificação do Período de Investimento

No período de investimento definem-se os investimentos em capital fixo, com uma descrição pormenorizada e respectiva distribuição financeira e temporária, por um período de investimento que se admitiu, seria de 18 meses, com início de implementação em Julho de 2003 até Dezembro de 2004. Este período de investimento foi previsto com alguma dose de sensibilidade e bom senso, dado o equipamento a instalar e o próprio tempo de execução dos trabalhos por parte dos empreiteiros e demais fornecedores de serviços, nesta fase inicial.

Nesta fase de início de projecto, urge a elaboração de um plano de investimento, por forma a garantir uma prossecução e acompanhamento dos trabalhos, dentro de prazos que se consideram razoáveis, prevenindo e evitando possíveis atrasos na sua execução. Por outro lado, dada a grandeza do valor de capital de investimento, não será possível executar este projecto só com capitais próprios, havendo necessidade de recorrer a capital alheio, em particular à banca. Numa política de minimização de custos e encargos, o plano de investimentos definirá em que altura se esgotam os capitais próprios e se torna necessário recorrer ao capital alheio. Assim, o período de investimento com capitais alheios é mais reduzido, diminuindo os encargos.

Usualmente, todas as instalações de indústria química com esta dimensão, têm necessidade de recorrer a financiamento externo. Temos que ter em conta que, por Lei, o capital máximo alheio financiável é 70 %. No caso particular deste projecto, optou-se por recorrer a um financiamento de 60% em capital de investimento alheio, amortizável durante o período de vida útil do projecto, 10 anos.

Os encargos financeiros decorrentes deste empréstimo são remunerados a uma taxa de juro indexada à Euribor a 6 meses de 2,72%, com um spread de 2% [7], executados sobre o montante em dívida.

Investimento Total	Mês 1 Jul-03	Mês 2 Ago-03	Mês 3 Set-03	Mês 4 Out-03	Mês 5 Nov-03	Mês 6 Dez-03	Mês 7 Jan-04	Mês 8 Fev-04	Mês 9 Mar-04	Mês 10 Abr-04	Mês 11 Mai-04	Mês 12 Jun-04	Mês 13 Jul-04	Mês 14 Ago-04	Mês15 Set-04	Mês 16 Out-04	Mês 17 Nov-04	Mês 18 Dez-04
Fase I - Estudos e Projecto																		
Implementação e Fiscalização do Projecto	5%	5%	5%	5%	5%	5%	10%	5%	5%	5%	10%	5%	5%	10%	5%	5%	5%	5%
Fase II - Preparação e Construção																		
Preparação do Terreno e das Instalações		40%	30%	30%														
Despesas de Construção e honorários				10%	25%	25%	25%	15%										
Edifícios e estruturas				10%	25%	25%	25%	15%										
Instalações Eléctricas e Isolamento							20%	20%	20%	20%	20%							
Fase III - Aquisição e Montagem																		
Aquisição do Equipamento							5%	5%	10%	10%	20%	20%	20%	10%				
Instalação do Equipamento							5%	5%	10%	10%	20%	20%	20%	10%				
Tubagens												25%	25%	25%	25%			
Utilidades e Serviços												25%	25%	25%	25%			
Instrumentação e Controlo														30%	40%	30%		
IV - Revisão Final e Arranque																		
Provisões de Contingência	2%	2%	3%	3%	3%	5%	5%	10%	10%	10%	8%	8%	6%	5%	5%	5%	5%	5%
Ensaio de Arranque																	40%	60%

Investimento Total	Mês 1 Jul-03	Mês 2 Ago-03	Mês 3 Set-03	Mês 4 Out-03	Mês 5 Nov-03	Mês 6 Dez-03	Mês 7 Jan-04	Mês 8 Fev-04	Mês 9 Mar-04	Mês 10 Abr-04	Mês 11 Mai-04	Mês 12 Jun-04	Mês 13 Jul-04	Mês 14 Ago-04	Mês 15 Set-04	Mês 16 Out-04	Mês 17 Nov-04	Mês 18 Dez-04
Fase I - Estudos e Projecto																		
Implementação e Fiscalização do Projecto	116.211	116.211	116.211	116.211	116.211	116.211	232.422	116.211	116.211	116.211	232.422	116.211	116.211	232.422	116.211	116.211	116.211	116.211
Fase II - Preparação e Construção																		
Preparação do Terreno e das Instalações		599.578	449.683	449.683														
Despesas de Construção e honorários				103.715	259.288	259.288	259.288	155.573										
Edifícios e estruturas				155.573	388.931	388.931	388.931	233.359										
Instalações Eléctricas e Isolamento							316.094	316.094	316.094	316.094	316.094							
Fase III - Aquisição e Montagem																		
Aquisição do Equipamento							716.922	716.922	1.433.845	1.433.845	2.867.689	2.867.689	2.867.689	1.433.845				
Instalação do Equipamento							241.317	241.317	482.634	482.634	965.268	965.268	965.268	482.634				
Tubagens												929.689	929.689	929.689	929.689			
Utilidades e Serviços												2.190.980	2.190.980	2.190.980	2.190.980			
Instrumentação e Controlo														557.813	743.751	557.813		
IV - Revisão Final e Arranque																		
Provisões de Contingência	93.344	93.344	140.015	140.015	140.015	233.359	233.359	466.718	466.718	466.718	373.374	373.374	280.031	233.359	233.359	233.359	233.359	233.359
Ensaaios de Arranque																	2.281.731	3.422.596
Capital Circulante																		
Total	209.555	809.132	705.910	965.197	904.445	997.789	2.388.333	2.246.194	2.815.501	2.815.501	4.754.847	7.443.211	7.349.867	6.060.742	4.213.990	907.383	2.631.301	36.062.409
Total Acumulado	209.555	#####	1.724.597	2.689.794	3.594.240	4.592.028	6.980.362	9.226.555	12.042.057	14.857.558	19.612.406	27.055.617	34.405.484	40.466.226	44.680.216	45.587.599	48.218.900	84.281.308

Como se pode analisar pelos dados apresentados anteriormente, e tendo em conta um Investimento Total de 84.147.760 €, com uma percentagem de capital alheio de 60 % equivalente a 50.488.656 € e capital próprio no valor de 33.659.104 €, Assim, iniciando o investimento nas diversas fase, verifica-se que o capital próprio se esgota em Julho de 2004, pelo que a partir desse momento se começa a utilizar os capitais provenientes do empréstimo. Nesta altura o projecto encontra-se em fase de finalização da aquisição e instalação dos equipamentos, pelo que o empréstimo inicia-se numa fase essencial. Todavia, optou-se ainda por uma estratégia de divisão do montante total do empréstimo em duas tranches. A primeira inicia em Julho de 2004, e pretende-se solicitar o empréstimo do capital necessário para cumprir com os encargos até ao mês de Setembro de 2004 (inclusivé). Escolheu-se este período pois trata-se da finalização da mais importante fase como já referi da instalação de equipamentos, utilidades e serviços e instrumentação e controlo. Por outro lado, esta primeira tranche de 11.021.012 €, permite terminar esta fase, minimizando os encargos financeiros associados a este empréstimo. A segunda tranche de empréstimo no valor de 39.467.793€ será solicitada em Outubro de 2004, com capital suficiente para levar o investimento até ao final como programado.

25.2 Plano de Exploração

Os custos de produção representam a soma dos custos operacionais de fabrico, incluindo despesas até agora ainda não consideradas, como despesas gerais de administração e despesas associadas ao próprio processo de colocação do produto no mercado. Estes custos serão contabilizados por períodos de um ano de laboração.

Em traços gerais será feita uma análise dos diversos tipos de custos associadas ao processo de fabrico, mas nem sempre dependentes deste, i.e. analisaremos:

- *Custos Directos*, directamente relacionados com o próprio processo de fabrico e dependentes do mesmo como é o caso dos custos de matérias primas, mão de obra de produção e supervisão, utilidades, serviços de manutenção e reparação, fornecimentos diversos, despesas de laboratório e patentes e licenças;

- *Custos Indirectos*, este tipo de custos são valores relacionados com a produção em si, mas não estão directamente dependentes desta, pois o seu funcionamento terá que

ser garantido, independentemente de alterações ao processo produtivo. São exemplo deste tipo de custo, custos de laboratório de controlo, despesas de expedição, serviço de compras, serviços técnicos e de armazenagem, segurança social, cafetaria e outros custos idênticos;

- *Custos Fixos*, este tipo custos está totalmente independente da taxa de produção da instalação fabril, e são exemplo disso os custos com amortizações técnicas, seguros, impostos locais e rendas dos terrenos ocupados.

Ainda considerando as despesas associadas com a instalação fabril, temos ainda que considerar as *Despesas Fixas*, associadas a serviços e funções imprescindíveis à própria empresa, como as despesas de administração, despesas de distribuição, vendas e marketing, despesas de investigação e desenvolvimento, encargos financeiros e contingências.

Todos estes tipos de custos serão analisados pontualmente, culminando a sua análise numa projecção final de custos de exploração.

25.2.1 Taxas de Produção anuais

Por condicionantes de diversa ordem, a instalação industrial projectada não operará na sua capacidade máxima de produção logo desde início. Neste projecto foi admitido um período de funcionamento de 24 horas diárias, durante 310 dias por ano, prefazendo um total de 7440 horas de laboração. O restante tempo do ano foi considerado para operações de manutenção e limpezas dos equipamentos e instalações.

O dimensionamento, passa a margem de segurança considerada, foi realizado para uma produção anual de 60000 toneladas de margarina. Considerando uma eficiência de venda de 100%, consideraremos que toda a produção será escoada no mercado disponível, tal como a análise do mercado no Volume I.

A estimativa de produção considerada, resulta de alguns conhecimentos apreendidos e também de algum bom senso prático que indica que o período até à estabilização será de dois anos, com uma taxa de produção no primeiro ano de 80% da capacidade instalada, e no segundo ano de 90%, atingindo o pleno funcionamento no terceiro ano de laboração.

Tabela 25.2.1-1 Capacidade anual de produção

Ano	% Capacidade Máxima	Capacidade (ton/ano)
2005	80%	48000
2006	90%	54000
2007-2014	100%	60000

25.2.2 Custos de Produção

Nesta parcela serão analisados os principais encargos associados à produção de margarina.

25.2.2.1 Custos Directos

1) Matéria Prima

A análise e estimativa dos custos da matéria prima são extremamente importantes dado o seu elevado consumo e pelo “peso económico” que representam em toda a análise financeira do processo. Tendo em conta, a produção anual foram estimados os seguintes custos associados à matéria prima durante o período de laboração do projecto.

Tabela 25.2.2.1-1 Custo anual de matérias primas

	Ano 2005		Ano 2006		Ano 2007-2014	
	80% da Capacidade máxima		90% da Capacidade máxima		100% Capacidade máxima	
Matérias Primas	Consumo (kg/ano)	Custo Anual (€)	Consumo (kg/ano)	Custo Anual (€)	Consumo (kg/ano)	Custo Anual (€)
Óleo de Palma	3.024.000	1.209.600	3.402.000	1.360.800	3.780.000	1.512.000
Óleo de Palmiste	6.960.000	3.132.000	7.830.000	3.523.500	8.700.000	3.915.000
Óleo de Soja	27.592.000	15.175.600	31.041.000	17.072.550	34.490.000	18.969.500
Hidrogénio	14.707	2.650	16.546	2.981	18.384	3.312
Água	34.208.741	16.882	38.484.833	18.992	42.760.926	21.103
Aditivos						
Lecitina	37.325	59.720	41.990	67.185	46.656	74.650
NaOH	150.130	37.533	168.897	42.224	187.663	46.916
Ácido Cítrico	132.215	118.994	148.742	133.868	165.269	148.742
Beta-caroteno	2.400	576.000	2.700	648.000	3.000	720.000
Alginato de potássio	7.680	46.080	8.640	51.840	9.600	57.600
Sorbato de Potássio	24.000	103.320	27.000	116.235	30.000	129.150
Monoglicéridos	37.325	130.637	41.990	146.966	46.656	163.296
Aroma	4.800	120.000	5.400	135.000	6.000	150.000
Sal	720.000	280.800	810.000	315.900	900.000	351.000
Soro de Leite	288.000	129.600	324.000	145.800	360.000	162.000
Vitamina E	4.389	184.320	4.937	207.360	5.486	230.400
Vitamina A	6.240	393.120	7.020	442.260	7.800	491.400
Vitamina D	9.600	537.600	10.800	604.800	12.000	672.000
Diversos						
Terras de						
Branqueamento	743.580	129.383	836.528	145.556	929.475	161.729
Terras de Lavagem	152.758	26.580	171.852	29.902	190.947	33.225
Carvão activado	57.284	33.064	64.445	37.197	71.605	41.330
Catalisadores						
Catalisador da						
Hidrogenação 20%Ni	1.171	10.536	1.317	11.853	1.463	13.170
Metóxido de Sódio	24.454	54.142	27.511	60.909	30.568	67.677
Custo Total		22.508.159 €		25.321.679 €		28.135.199 €

2) Mão-de-obra de Produção e Supervisão

O custo de mão de obra qualificada tem também um peso significativo na estabilidade financeira da empresa. Este preços podem ser estimados como 15 % do custo total de produção [1]. Optou-se por implementar um método de seleção dos valores do salários médios praticados pela indústria, com posterior projecção dos número de funcionários associados a cada função dentro do processo produtivo. [2] Os regimes laborais em vigor dividem-se em regime normal e regime por turnos. Tendo em conta este projecto, a unidade fabril funciona num sistema contínuo de 24

horas diárias de produção, distribuídas por 3 turnos diários de 8 horas, considerando um turno de folga e outro de reserva, prefazendo 5 turnos diários [2].

Acresce ainda aos encargos salariais as parcelas relativas aos encargos fiscais, horas extraordinárias e subsídio de almoço [11], considerando os 14 meses salariais contemplados na Lei de Trabalho portuguesa. Na tabela seguinte apresentam-se ordenados fixados por indicação das tabelas salariais aprovadas pelos Sindicatos da Indústria Química.

Tabela 24.2.2.1-2 Contribuições adicionais ao valor líquido do ordenado mensal

Segurança Social (ent. Patronal)	20%
Segurança Social (trabalhador)	11%
Subsídio de almoço	4%
Horas Extraordinárias	7%
Total	42%

Na projecção do número de trabalhadores, consideram-se também os trabalhadores relacionados com a Secção de Refinação de Óleos definidos pelo artigo bibliográfico[10].

Tabela 24.2.2.1-3 Estimativa do número de operários

Equipamento	Operador/Turno/Unidade	Unidades	Operadores/tur	Operadores
Reactores	0,5	2	1	5
Coluna de Desodorização	0,35	1	0,35	1,75
Permutadores de Calor	0,1	18	1,8	9
Filtros Pensa	3	6	18	90
Gasómetro	0,15	1	0,15	0,75
Equipamento de Cristalização	0,5	4	2	10
Embaladoras	1	4	4	20
Condensadores	0,25	1	0,25	1,25
Caldeira	1	2	2	10
Refrigeração	0,5	4	2	10
Refinaria	*	*	37	153
Número Total de operários			69	311

Os custos anuais associados estão na seguinte tabela.

Tabela 24 .2.2.1-4 Custos Anuais de mão de obra laboral e supervisão

Área	Função	Nº de Trabalhadores	Regime	Ordenado (€/mês)	Custo Total (€/ano)
Produção	Chefe de Secção	1	Normal	2.746	54.583
	Encarregado	2	Turno	1.801	71.619
	Chefe de Turno	5	Turno	1.522	151.239
	Operário	186	Turno	1.134	4.186.056
Manutenção	Chefe de Secção	1	Normal	1.988	39.531
	Operário	5	Turno	1.134	112.680
Segurança	Segurança	5	Turno	910	90.454
Aprovisionamento	Fiel de Armazém	5	Turno	1.429	142.039
Laboratório de Qualidade	Chefe de Secção	1	Normal	1.988	39.531
	Técnico de Controlo de Qualidade	3	Normal	1.344	80.137
Sala de Controlo	Encarregado	3	Turno	1.801	107.428
	Operário	5	Turno	1.134	112.680
Utilidades	Chefe de Secção	1	Normal	1.988	39.531
	Operário	5	Turno	1.134	112.680
Refinaria	Chefe de Secção	1	Normal	2.746	54.583
	Director Técnico de Secção	1	Normal	2.038	40.523
	Encarregado	1	Normal	1.801	35.809
	Técnico de Controlo de Qualidade	2	Normal	1.344	53.425
	Manutenção	40	Turno	1.144	909.709
	Operário	125	Turno	1.134	2.816.996
Total		398		Total de custos	9.251.232

3) Utilidades

Esta parcela de custos pretende contabilizar os custos das utilidades relacionadas com o processo, contribuindo com os respectivos consumos e custos associados.

Tabela 24.2.2.1-5 Custo das utilidades

Utilidade	Preço Unitário	Unidade	Fonte	Consumo	Unidades	Custo Anual
Água de Refrigeração	0,35	€/m ³		8.153.169.707	kg/ano	2.853.609 €
Electricidade	0,06	€/KWh		2.793.967	KWh	167.638 €
Gás Natural	0,5096	€/m ³		5844792	kg/ano	1.341.669 €
Total (€)						4.362.917 €

Para o período de vida útil do projecto:

Tabela 24.2.2.1-6 Custos anuais de utilidades

Ano	% Capacidade Máxima	Custo operação (€)
2005	80%	3.490.333 €
2006	90%	3.926.625 €
2007-2014	100%	4.362.917 €

4) Manutenção e Reparação

Este tipo de custos são referentes a todo o tipo de operações de manutenção e mesmo reparação de todas as instalações, equipamentos e materiais. Preferencialmente, são um serviço de supervisão com capacidade de actuação durante o processo produtivo, ele mesmo responsável pelo desgaste do equipamento.

O processo, não contempla condições operatórias muito agressivas, sob o ponto de vista de corrosão e complexidade. A bibliografia sugere uma estimativa deste tipo de custo por percentagem entre 5 a 9% dos custos fixos de investimento [1]. No nosso caso, estimou-se um factor de 7%, directamente relacionado com a taxa de operação do processo produtivo.

Tabela 24.2.2.1-7 Custos totais de manutenção e reparação

Ano	% Capacidade Máxima	% Custos Fixos de Investimento	Custo Total de Manutenção
2005	80%	5,6%	4.712.289 €
2006	90%	6,3%	5.301.325 €
2007-2014	100%	7%	5.890.361 €

5) Fornecimentos diversos

No caso do fornecimentos diversos, a sua estimativa pode ser calculada como uma percentagem de 15% sobre os custos totais de manutenção e reparação [1].

Tabela 24.2.2.1-8 Custos totais de fornecimentos diversos

Ano	% Capacidade Máxima	Custo Total (€)
2005	80%	706.843 €
2006	90%	795.199 €
2007-2014	100%	883.554 €

6) Despesas de Laboratório

Tal como o noem indica, nesta parcela contabilizam-se as despesas de laboração do laboratório de controlo de qualidade dos produtos e de vigilância de conformidade das operações. Pode considerar-se este valor como 15% dos custos de mão-de-obra de produção e supervisão estimados.[1]

Tabela 24.2.2.1-9 Custos totais de laboratório

Ano	% Capacidade Máxima	Custo Total (€)
2005	80%	1.387.685 €
2006	90%	1.387.685 €
2007-2014	100%	1.387.685 €

7) Patentes e Licenças

O processo de fabrico apresentado, no conjunto, não se encontra patenteado, contudo existem várias zonas deste projecto patentadas, como já referido, pelo que é de considerar esta parcela no somatório de custos associados. Considerou-se assim uma percentagem de 3% sobre os custos de produção.

Tabela 24.2.2.1-10 Custos totais de Patentes e licenças

Ano	% Capacidade Máxima	Custo Total (€)
2005-20014	100%	844.056 €

25.2.2.2 Custos Indirectos

Os custos indirectos, são estimados como 60% da soma dos custos de mão-de-obra laboral e de supervisão com os de manutenção e reparação, constituindo-se como um encargo anual de 8.378.112 €.

24.2.2.3 Custos Fixos

1) Amortizações

As amortizações são ao fenómeno de depreciação a que o equipamento, estruturas, edifícios e custos de engenharia estão sujeitos, ao longo do período de vida útil do projecto.

Para cada tipo de imobilizado existem períodos de amortização, como o caso de edifícios e infraestruturas que é de 25 anos, ou 10 anos para equipamento e 3 anos para encargos de projecto, etc.[1] Pode ainda ser considerado um valor residual no final do período de vida útil, que é de 5% do valor de aquisição de equipamento quando os materiais de construção são de aço inoxidável, como se admite na grande parte deste projecto. Dado o facto de não termos adquirido edifícios ou infraestruturas, estes não se encontram tabelados de seguida.

Tabela 24.2.2.3-10 Amortizações anuais e valor residual do imobilizado

Custos Fixos Directos	Vida Útil (anos)	Custo (€)	Amortização anual (€)	Valor Residual ao fim de 10 anos
Equipamento Instalado	10	9.296.889	929.689	464.844
Custo do Projecto	3	8.028.549	2.676.183	401.427
		Total (€)	3.605.872	866.272

2) Seguros

O tipo de seguro e respectiva cobertura, efectuado junto de cada seguradora depende do tipo de processo e características das instalações. Tipicamente considera-se uma taxa de 1% do valor do capital fixo de investimento [1]. Assim a parcela de encargos de seguros é de 841.480 € anuais.

3) Impostos locais

Este tipo de imposto é colocado pelas autarquias locais e é função da localização da unidade e das leis regionais exigentes. O valor depende sobretudo da tipologia do local escolhido para a instalação da unidade, pois tem valores de 1-2% do capital fixo de investimento em zonas de baixa densidade populacional e 2-4% em zonas de

maior densidade populacional. A zona de implementação deste projecto, no Quimiparque, encontra-se junto a uma zona com considerável densidade populacional, mas está inserido dentro de um complexo industrial específico, pelo que se estima um valor de 2% sobre o capital fixo de investimento, totalizando uma parcela de 1.682.960 € anuais.

4) Rendas

Como já foi referido anteriormente, o arrendamento dos terrenos e instalações, totaliza uma parcela de 689.400 € anuais.

25.2.3 Despesas Gerais

Esta parcela de custos totais de produção, contempla, como já referido, custos com a administração, com o circuito de distribuição e vendas, os custos de investigação e desenvolvimento e os encargos financeiros

1) Despesas de administração

Nesta secção inclui-se todos os custos de actividades administrativas, salários, etc. Tal como sucedeu para o custo de mão-de-obra e supervisão, estimou-se um valor líquido de ordenados mensais partindo das tabelas salariais, com atribuição de algumas funções específicas.

Tabela 24.2.3-1 Salários mensais e custos anuais administrativos

Área	Função	Nº de Trabalhadores	Regime	Salário (€/mês)	Custo (€/ano)
Administração	Director Geral	1	Normal	4.450	88.466
	Director de Produção	1	Normal	2.920	58.050
	Director Administrativo	1	Normal	2.920	58.050
	Secretária da Direcção	1	Normal	1.450	28.826
	Telefonista	1	Normal	1.200	23.856
Contabilidade	Chefe de Secção	1	Normal	2.746	54.590
	Contabilista	1	Normal	1.500	29.820
Ambiente, Saúde e Segurança	Chefe de Secção	1	Normal	2.746	54.590
Recursos Humanos	Chefe de Secção	1	Normal	2.746	54.590
Segurança/Porteiro	Segurança	5	Turnos	910	90.454
Total		14		Total(€)	541.293

2) Despesas de distribuição, venda e marketing

Nesta parcela de contabilização de custos de despesas gerais consideram-se os salários de pessoal, comissões, despesas de viagens, equipamento e materiais de escritório do departamento de vendas, custos de campanhas promocionais e outro tipo de custos associados a acções de promoção e venda dos produtos produzidos na unidade fabril.

Os custos desta parcela estão directamente ligados ao tipo de produto a vender, à localização da fábrica e às políticas definidas pela própria empresa. A sua estimativa pode ser realizada como valor de 2-20% dos custos totais de produção [1], sendo o valor mais baixo aplicável a produtos de venda em larga escala, e a taxa maior a produtos vendidos em pequenas quantidades para um mercado muito extenso. No caso particular das margrinas, é um produto de venda para um número elevado de clientes, pelo que, com alguma dose de bom senso financeiro, se justifica um taxa de 8%. A parcela contabiliza um valor de 5.882.778 € anuais.

3) Despesas de Investigação e Desenvolvimento (I&D)

Qualquer instalação que se queira competitiva deve conceber dentro de si um departamento de investigação e desenvolvimento. Todavia, esta secção acarreta consigo despesas de salários, comissões, deslocações e despesas gerais operatórias envolvidas na pesquisa cujos custos devem ser estimados. A estimativa utilizada é semelhante ao que tem vindo a ser feito, considerando 5% do custo total de produção [1], o que totaliza um valor de 3.676.736 € anuais.

4) Encargos Financeiros

Neste projecto assumiu-se um financiamento com capitais alheios de 60% do capital de investimento. Este financiamento comporta em si custos e encargos, a uma taxa de remuneração do capital indexada à *Euribor* a 6 meses de 2,72% [9], considerando um *spread* de 2,0% (valor de risco do projecto). Como já foi referido e sustentado o financiamento foi realizado em duas tranches, pois este é realizado durante um

período onde o projecto não produz qualquer mais valia e existe a necessidade de minimizar o impacto financeiro deste empréstimo.

O crédito a 6 meses é contraído em Julho de 2004 e ainda em Outubro de 2004, beneficiando o projecto de um período de carência até ao final de 2005. Durante este período apenas se realiza a remuneração dos juros em dívida.

Para a determinação da taxa de remuneração mensal, partindo da taxa de semestre definida é:[11]

$$t_{\text{mensal}} = (1 + t_{\text{semestre}})^{1/6} - 1 \quad (24.2.3-1)$$

Esta fórmula é utilizada para determinara os juros em dívida à banca sobre o montante recebido.

Desta forma, considerando a respectiva taxa de juro mensal real de 0,390%, pretendendo obter 60% do capital de investimento, sob a forma de empréstimo, o capital alheio é dado por:

$$\text{Capital alheio} = \frac{6603587}{(1 - 6.t_{\text{mensal}})} + \frac{39467793}{(1 - 3.t_{\text{mensal}})} \quad (24.2.3-2)$$

Assim o empréstimo a contrair será de um valor total de 51.219.202 €, repartido em duas tranches de 11.180.448 € em Julho de 2004 e 40.038.755 € a contrair em Outubro de 2004.

A amortização do capital de financiamento alheio será feita como um modelo de pagamento de anuidades fixas, ao longo do tempo de vida útil do projecto, proporcionando uma diminuição das prestações de amortizações iniciais, diluindo-as ao longo dos restantes meses, altura onde a liquidez da unidade será maior.

Assim , o plano de pagamento dos encargos financeiros e reembolso do capital é descrito na seguinte tabela.

Tabela 24.2.3-2 Encargos financeiros e reembolso do capital

Ano	Semestre		Encargos Financeiros (€)	Reembolso do Capital (€)	Capital em dívida (€)	Encargos Totais (€)
2004	0	0	43.550		11.180.448	43.550
		1	885.137		51.219.202	885.137
2005	1	2	1.197.056		51.219.202	1.197.056
		3	1.197.056		51.219.202	1.197.056
2006	2	4	1.197.056	2.488.516	48.730.687	3.685.571
		5	1.138.896	2.546.675	46.184.012	3.685.571
2007	3	6	1.079.377	2.606.194	43.577.817	3.685.571
		7	1.018.467	2.667.104	40.910.713	3.685.571
2008	4	8	956.133	2.729.438	38.181.275	3.685.571
		9	892.343	2.793.228	35.388.047	3.685.571
2009	5	10	827.062	2.858.509	32.529.538	3.685.571
		11	760.255	2.925.316	29.604.222	3.685.571
2010	6	12	691.887	2.993.684	26.610.538	3.685.571
		13	621.921	3.063.650	23.546.888	3.685.571
2011	7	14	550.320	3.135.252	20.411.636	3.685.571
		15	477.045	3.208.526	17.203.110	3.685.571
2012	8	16	402.058	3.283.513	13.919.597	3.685.571
		17	325.318	3.360.253	10.559.343	3.685.571
2013	9	18	246.785	3.438.786	7.120.557	3.685.571
		19	166.416	3.519.155	3.601.402	3.685.571
2014	10	20	84.169	3.601.402	0	3.685.571
Total			14.758.306	51.219.202		65.977.508

5) Contingências

Nesta parcela consideram-se despesas extras que possam acontecer. Admite-se um valor de 4% do custo total de produção [1], totalizando 2.941.389 € anuais.

25.2.4 Resultados dos Custos de Produção

Os resultados dos custos de produção , foram obtidos a preços constantes (2002), considerando assim que os preços relativos dos diferentes pontos se mantêm constantes ao longo do período de execução do projecto.

A figura seguinte pretende apresentar a distribuição percentual de cada um dos diferentes custos de produção.

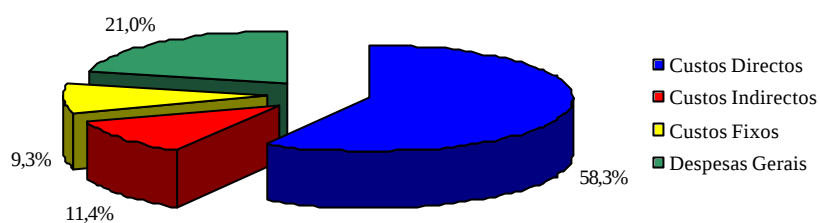


Figura 25.2.4-1 Distribuição percentual dos custos de produção

Tabela X.2.4-1 Custos de produção da margarina (preços constantes a 2002)

Custos de Produção (€)	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014
stos Directos										
téria Prima	22.508.159	25.321.679	28.135.199	28.135.199	28.135.199	28.135.199	28.135.199	28.135.199	28.135.199	28.135.199
o de Obra	9.251.232	9.251.232	9.251.232	9.251.232	9.251.232	9.251.232	9.251.232	9.251.232	9.251.232	9.251.232
lidades	3.490.333	3.926.625	4.362.917	4.362.917	4.362.917	4.362.917	4.362.917	4.362.917	4.362.917	4.362.917
nutenção e reparações	4.712.289	5.301.325	5.890.361	5.890.361	5.890.361	5.890.361	5.890.361	5.890.361	5.890.361	5.890.361
recimentos diversos	706.843	795.199	883.554	883.554	883.554	883.554	883.554	883.554	883.554	883.554
spesas de Laboratório	1.387.685	1.387.685	1.387.685	1.387.685	1.387.685	1.387.685	1.387.685	1.387.685	1.387.685	1.387.685
entes e Licenças	844.056	844.056	844.056	844.056	844.056	844.056	844.056	844.056	844.056	844.056
Sub-Total	42.900.597	46.827.800	50.755.003	50.755.003	50.755.003	50.755.003	50.755.003	50.755.003	50.755.003	50.755.003
stos Indirectos										
Sub-Total	8.378.112	8.731.534	9.084.956	9.084.956	9.084.956	9.084.956	9.084.956	9.084.956	9.084.956	9.084.956
stos Fixos										
ortizações	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872
guro	841.480	841.480	841.480	841.480	841.480	841.480	841.480	841.480	841.480	841.480
adas	689.400	689.400	689.400	689.400	689.400	689.400	689.400	689.400	689.400	689.400
osto Local	1.682.960	1.682.960	1.682.960	1.682.960	1.682.960	1.682.960	1.682.960	1.682.960	1.682.960	1.682.960
Sub-Total	6.819.712	6.819.712	6.819.712	6.819.712	6.819.712	6.819.712	6.819.712	6.819.712	6.819.712	6.819.712
spesas Gerais										
spesas de Administração	541.293	541.293	541.293	541.293	541.293	541.293	541.293	541.293	541.293	541.293
spesas de distribuição e vendas	5.882.778	6.289.763	6.679.403	6.655.368	6.630.196	6.603.833	6.576.224	6.547.310	6.517.028	6.485.314
spesas de I&D	3.676.736	3.931.102	4.174.627	4.159.605	4.143.872	4.127.396	4.110.140	4.092.069	4.073.142	4.053.321
ntingências	2.941.389	3.144.881	3.339.702	3.327.684	3.315.098	3.301.917	3.288.112	3.273.655	3.258.514	3.242.657
cargos Financeiros	2.394.111	2.335.951	2.097.844	1.848.477	1.587.317	1.313.808	1.027.365	727.376	413.201	84.169
Sub-Total	15.436.308	16.242.990	16.832.868	16.532.426	16.217.776	15.888.246	15.543.134	15.181.702	14.803.178	14.406.754
Total (€)	73.534.729	78.622.037	83.492.539	83.192.097	82.877.447	82.547.918	82.202.805	81.841.373	81.462.849	81.066.425
Custo de Produção unitária (€/ton)	1.532,0	1.456,0	1.391,5	1.386,5	1.381,3	1.375,8	1.370,0	1.364,0	1.357,7	1.351,1

25.3 Avaliação Financeira

25.3.1 Análise Previsional

A conta de exploração previsional de um investimento constitui uma sistematização dos proveitos e custos anuais para cálculo de resultados potenciais e determinação da rentabilidade do projecto [11].

25.3.1.1 Orçamento Previsional de Tesouraria

O orçamento previsional de tesouraria pretende representar as origens e aplicações do capital, detectando situações de liquidez do projecto e as necessidades de financiamento.

Tabela X.3.1.1-1 Orçamento previsional de Tesouraria (€)

Ano	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014
	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Origens												
Capital Próprio	4.592.028	28.336.778										
Capital Alheio		51.219.202										
Vendas												
<i>Margarina Mesa</i>			12.825.600	14.428.800	16.032.000	16.032.000	16.032.000	16.032.000	16.032.000	16.032.000	16.032.000	16.032.000
<i>Margarina Light</i>			14.515.200	16.329.600	18.144.000	18.144.000	18.144.000	18.144.000	18.144.000	18.144.000	18.144.000	18.144.000
<i>Margarina Culinária</i>			26.784.000	30.132.000	33.480.000	33.480.000	33.480.000	33.480.000	33.480.000	33.480.000	33.480.000	33.480.000
<i>Margarina Industrial</i>			40.694.400	45.781.200	50.868.000	50.868.000	50.868.000	50.868.000	50.868.000	50.868.000	50.868.000	50.868.000
Valor Residual												866.272
Total de origens	4.592.028	79.555.981	94.819.200	106.671.600	118.524.000	118.524.000	118.524.000	118.524.000	118.524.000	118.524.000	118.524.000	119.390.272
Aplicações												
Capital Próprio	4.592.028	28.336.778										
Capital Alheio		51.219.202										
Custos Fixos			19.006.348	18.948.188	18.710.081	18.460.714	18.199.554	17.926.045	17.639.601	17.339.613	17.025.438	16.696.406
Custos Variáveis			54.528.382	59.673.848	64.782.459	64.731.383	64.677.893	64.621.873	64.563.204	64.501.760	64.437.411	64.370.019
Custos de Capital		928.687	2.394.111	2.335.951	2.097.844	1.848.477	1.587.317	1.313.808	1.027.365	727.376	413.201	84.169
Imposto			5.544.609	7.833.528	10.206.741	10.323.553	10.445.889	10.574.010	10.708.189	10.848.714	10.995.884	11.150.014
Total de Aplicações	4.592.028	80.484.668	81.473.450	88.791.516	95.797.124	95.364.126	94.910.653	94.435.735	93.938.359	93.417.463	92.871.934	92.300.608
Saldo Anual	0	0	12.417.063	17.880.084	22.726.876	23.159.874	23.613.347	24.088.265	24.585.641	25.106.537	25.652.066	27.089.664
Saldo Acumulado	0	0	12.417.063	30.297.147	53.024.023	76.183.896	99.797.244	123.885.509	148.471.150	173.577.687	199.229.752	226.319.416

25.3.1.2 Conta de Exploração Previsional

A conta de exploração previsional é o saldo entre as receitas e os custos de produção, permitindo obter os resultados líquidos de exercício e informação para a caracterização da rentabilidade do processo. A taxa de imposto considerada foi a actualmente praticada em Portugal de IRC a 36% [9], caso os resultados sejam positivos.

Tabela X.3.1.2-1 Conta de Exploração Previsional (€)

Ano	2005 1	2006 2	2007 3	2008 4	2009 5	2010 6	2011 7	2012 8	2013 9	2014 10
Receitas de Vendas	94.819.200	106.671.600	118.524.000	118.524.000	118.524.000	118.524.000	118.524.000	118.524.000	118.524.000	118.524.000
Despesas de Vendas	5.882.778	6.289.763	6.679.403	6.655.368	6.630.196	6.603.833	6.576.224	6.547.310	6.517.028	6.485.314
Receitas líquidas de vendas	88.936.422	100.381.837	111.844.597	111.868.632	111.893.804	111.920.167	111.947.776	111.976.690	112.006.972	112.038.686
Despesas variáveis de exploração	54.528.382	59.673.848	64.782.459	64.731.383	64.677.893	64.621.873	64.563.204	64.501.760	64.437.411	64.370.019
Margem Bruta	34.408.040	40.707.989	47.062.138	47.137.249	47.215.911	47.298.294	47.384.572	47.474.930	47.569.561	47.668.667
Despesas fixas de exploração	13.006.365	13.006.365	13.006.365	13.006.365	13.006.365	13.006.365	13.006.365	13.006.365	13.006.365	13.006.365
Resultado Bruto	21.401.675	27.701.624	34.055.773	34.130.884	34.209.546	34.291.929	34.378.207	34.468.565	34.563.196	34.662.302
Amortizações técnicas	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872
Encargos financeiros	2.394.111	2.335.951	2.097.844	1.848.477	1.587.317	1.313.808	1.027.365	727.376	413.201	84.169
Resultado final sem imposto	15.401.692	21.759.800	28.352.057	28.676.535	29.016.357	29.372.249	29.744.970	30.135.317	30.544.123	30.972.261
Imposto	5.544.609	7.833.528	10.206.741	10.323.553	10.445.889	10.574.010	10.708.189	10.848.714	10.995.884	11.150.014
Resultados final com imposto	9.857.083	13.926.272	18.145.317	18.352.983	18.570.469	18.798.239	19.036.781	19.286.603	19.548.239	19.822.247

5.3.1.3 Cash-Flow de Exploração

A análise de rentabilidade de um projecto assenta essencialmente sobre o conceito de cash-flow. O conceito de cash-flow designa os fluxos líquidos gerados pelo projecto, que assumem forma de numerário [3].

O cash-flow de um projecto pode ser analisado separadamente em duas das suas vertentes e depois compilado por forma a produzir resultados.

1. *Cash-flow de Investimento* – regista os pagamento realizados em numerário associados à despesa de investimento do projecto, líquido dos recebimentos em numerário associados à extinção do projecto [3]. Assim traduz-se pela soma do Investimento em Capital Fixo mais o Fundo de Maneio, subtraindo-se o Valor Residual do Investimento.
2. *Cash-Flow de Exploração* – regista os recebimento líquidos de pagamentos em numerário associados à exploração do projecto [3]. Traduz-se pela soma dos Resultados Líquidos de Exploração mais as Amortizações de Exercício mais as Provisões do Exercício mais os Encargos Financeiros.

Como compilação destes dois *cash-flow* enunciados é possível obter o *Cash-Flow Líquido* por subtracção entre o *Cash-flow de Exploração* e o *Cash-flow de Investimento*.

Tabela X.3.1.3-1 Cash-flows de Exploração e Líquido (€)

Ano	2003 -1	2004 0	2005 1	2006 2	2007 3	2008 4	2009 5	2010 6	2011 7	2012 8	2013 9	2014 10
Resultado Líquido	0	0	9.857.083	13.926.272	18.145.317	18.352.983	18.570.469	18.798.239	19.036.781	19.286.603	19.548.239	19.822.247
Amortizações Técnicas			3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872	3.605.872
Encargos financeiros			2.394.111	2.335.951	2.097.844	1.848.477	1.587.317	1.313.808	1.027.365	727.376	413.201	84.169
Cash-flow de Exploração	0	0	15.857.066	19.868.096	23.849.033	23.807.331	23.763.658	23.717.919	23.670.018	23.619.851	23.567.312	23.512.288
Investimento	4.592.028	79.689.529										
Valor Residual												541.293
Cash-flow de Investimento	4.592.028	79.689.529	0	0	0	0	0	0	0	0	0	541.293
Cash-flow Líquido	-4.592.028	-79.689.529	15.857.066	19.868.096	23.849.033	23.807.331	23.763.658	23.717.919	23.670.018	23.619.851	23.567.312	22.970.995

25.3.2 Análise da Rentabilidade do Projecto

O estudo da rentabilidade do projecto é o ponto fundamental de toda a avaliação económica e financeira, dado que o seu resultado determinará a viabilidade económica do mesmos, dando opções da sua implementação ou da sua rejeição ainda em fase de projecto. A ideia fundamental de qualquer investimento, reside em que a decisão de investimento deve ser tomada sempre os lucros gerados por este sejam superiores ao que seriam obtidos por aplicação do mesmo capital num investimento sem risco económico.

Então para se iniciar esta fase de análise de rentabilidade estudar-se-á dois dos principais critérios de avaliação:

- Valor Actual Líquido (VAL)
- Taxa Interna de Rentabilidade (TIR)

25.3.2.1 Valor Actual Líquido (VAL)

Este critério é de extrema importância para qualquer avaliador de projectos, dando uma indicação muito clara sobre a capacidade financeira do projecto. Se a avaliação se realizar a um projecto isolado, para que a decisão seja favorável, a sua VAL terá obrigatoriamente de ser positiva.

Por definição:

$$VAL = \sum \frac{CF_{Liquido}}{(1+i)^k} \quad (24.3.2.1-1)$$

onde $CF_{Liquido}$ é o cash-flow líquido no ano k e i é a taxa de actualização.

O valor da taxa de actualização para um projecto de investimento deve ser obtida segundo alguns princípios [11]:

1. A taxa de actualização deve ser idêntica à melhor remuneração possível de obter em outra qualquer aplicação alternativa de capital, dado que o mesmo grau de risco, i.e. incerteza face aos resultados futuros.

2. Este risco deve ser compensado em termos de rendibilidade, o que implicará a adição de um prémio (taxa percentual) à melhor rendibilidade considerada sem risco. Esta última é determinada com a remuneração correspondente a títulos de dívida pública – Bilhetes do Tesouro a 91 dias - de mais curto prazo, uma vez que estes títulos são emitidos pelo Estado e este assegura a sua solvabilidade. O curto prazo é uma garantia de maior estabilidade face a eventuais variações das taxas de juro do mercado. Assim, para um risco próximo de zero, a remuneração destes títulos constitui normalmente o tecto de rentabilidade em aplicações financeiras.
3. Estando o prémio de risco associado à incerteza inerente ao carácter previsional do projecto, a sua avaliação, bem como a compensação pelo mesmo, estão sujeitos a uma avaliação subjectiva. Valores típicos de 6 a 8%, correspondem a um nível relativamente normal, correspondendo ao diferencial histórico encontrado entre a rendibilidade média do mercado accionista e a dos refridos bilhetes do tesouro. [11]

Assim a taxa de actualização deve incluir uma remuneração idêntica à do activo sem risco, acrescida de um prémio que remunere o seu risco expectável. Na análise de rendibilidade a preços constantes, a taxa de actualização real é dada por: [11]

$$i = \frac{1 + t_{BT} + \text{risco}}{1 + t_I} \quad (24.3.2.1-2)$$

onde i é a taxa de actualização, t_{TB} é a taxa de rentabilidade dos Bilhetes de Tesouro, t_I é a taxa de inflação. O risco assumido no presente projecto foi de 8%, dado que o projecto não depende muito das conjunturas governamentais ou económicas, pois os produtos produzidos são bens de consumo diário que, tal como a análise de mercado realizada no Volume I, as flutuações nos rendimentos pouco influenciavam o consumo deste tipo de produto. O valor da taxa de rendibilidade dos Bilhetes do Tesouro é, à data da sua leitura, 4,2% [7]. A taxa de inflação, tem vindo a registar um ligeiro aumento e situa-se nos 4,2% [7]. Com estes valores obteve-se uma taxa de actualização i de 7,47%. Tipicamente o valor da taxa de actualização situa-se entre 6 e 10%.

Actualizando os *cash-flows* para esta nova taxa obtém-se:

Tabela 24.3.2.1-1 Cálculo do Valor Actual Líquido (€)

Ano	k	CF líquido,k	CF actualizado
2003	-1	-4.592.028	-4.935.111
2004	0	-79.689.529	-79.689.529
2005	1	15.857.066	14.754.703
2006	2	19.868.096	17.201.706
2007	3	23.849.033	19.212.934
2008	4	23.807.331	17.846.016
2009	5	23.763.658	16.574.922
2010	6	23.717.919	15.392.970
2011	7	23.670.018	14.293.944
2012	8	23.619.851	13.272.058
2013	9	23.567.312	12.321.932
2014	10	22.970.995	11.175.224
		VAL	67.421.771

Tendo em conta o valor obtido para a VAL do projecto, é possível concluir que o projecto é rentável à taxa de actualização considerada. É de referir algumas falhas de sensibilidade deste método: a sensibilidade face à taxa de actualização e não tem em consideração a solvabilidade do projecto – o critério aceita um projecto com *cash-flows* negativos ao longo da vida, desde que no último ano o *cash-flow* gerado origine um VAL positivo.

25.3.2.2 Taxa Interna de Rentabilidade

A Taxa Interna de Rentabilidade é, por definição, a taxa de actualização que anula o valor do VAL. Assim, poder-se-á assumir que o valor da TIR é o valor máximo que a taxa de empréstimo pode assumir sem que haja perda de capital. É possível analisar a evolução do VAL em função da taxa de actualização i , onde a intercepção da curva com o eixo dos xx nos indica o valor da TIR.

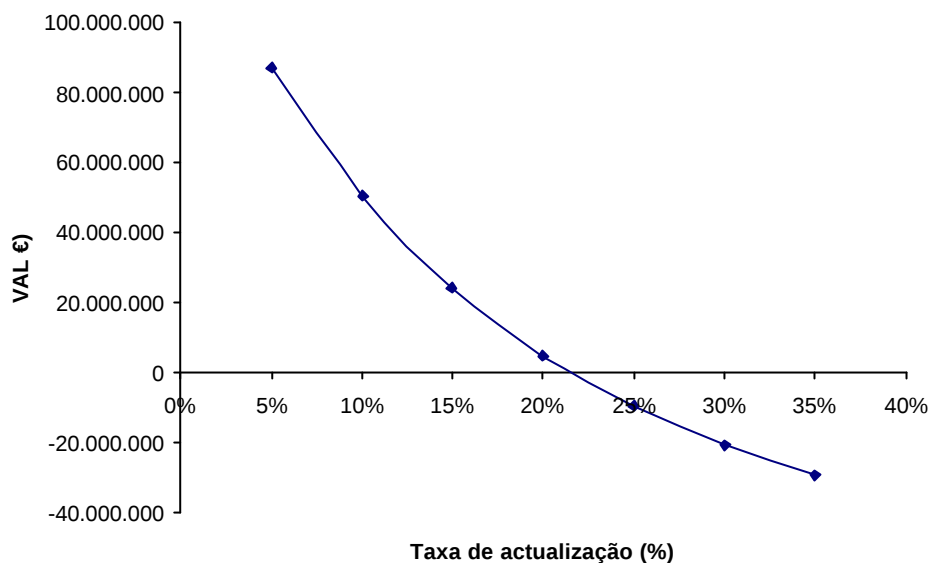


Figura X.3.2.2-1 Curva VLA em função de i

Onde se identifica um valor de TIR = 21,6%. Verifica-se, através deste critério que o projecto é rentável e assim viável, atendendo a que a TIR é superior à taxa de actualização de 7,47% considerada neste projecto.

25.3.3 Análise de Risco

A avaliação económica de projectos de investimento depara-se com dois tipos essenciais de riscos:

- o risco *económico*, relacionado com a variabilidade dos resultados operacionais previstos
- o risco *financeiro*, pode ser associado a problemas de curto prazo (liquidez) ou à degradação da estrutura financeira da empresa a médio e longo prazos (solvabilidade).

25.3.3.1 Período de Recuperação do Capital

A este período corresponde o tempo necessário até que os cash-flows gerados pelo projecto igualem ou recuperem o capital de investimento inicial. Na figura seguinte, apresenta –se a evolução do VAL acumulado ao longo do período de exploração, obtendo-se um valor de PRC de 4,94 anos, oferecendo as garantias necessárias aos investidores quanto à credibilidade e viabilidade financeira do projecto proposto.

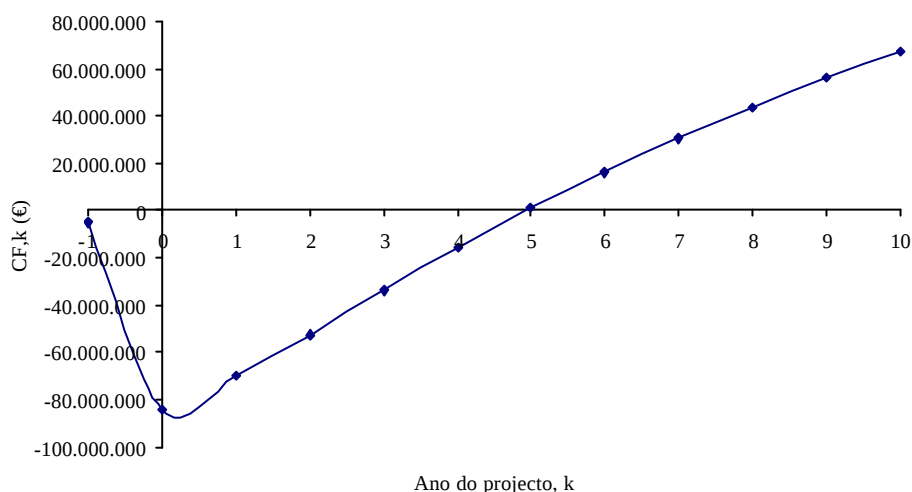


Figura 25.3.3.1-1 Período de Recuperação do Capital

25.3.3.2 Ponto Crítico de Vendas

Para a avaliação do risco económico é interessante valorizar o critério do ponto crítico de vendas, pois nesta análise assenta na desagregação dos custos da empresa em fixos e variáveis. Os custos fixos são inalteráveis por alteração do número de vendas, enquanto que os custos variáveis, associados directamente à produção, variam na razão directa das quantidades produzidas. Assim, assumindo que os custos variáveis não só aumentam com o acréscimo de vendas, como são directamente proporcionais a estas e que não há variação das existências, sendo a

quantidade produzida a mesma que a vendida, o modelo do ponto crítico pode ser definido por:

$$Q_c = \frac{CF}{p - CV_u} \quad (24.3.3.2-1)$$

onde Q_c representa a quantidade crítica, CF representa os custos fixos totais, p é o preço de venda unitário e CV_u são os custos variáveis de produção.

No entanto, sendo o ponto crítico de vendas um valor absoluto e anual, este não pode constituir por si só um indicador do grau de risco do projecto [11]. Assim é necessário:

$$\frac{\text{Pontocrítico em ano de cruzeiro}}{\text{Capacidade produtiva instalada}} \quad (24.3.3.2-2)$$

Assim, quanto mais próximo de 100% for o rácio calculado, maior é o risco envolvido, já que qualquer falha poderá ter consequências desastrosas para os resultados do exercício negativos. No presente projecto, o valor calculado foi de 34,8%, claramente afastado dos 100% e como tal um bom indicador para o projecto.

25.3.4 Análise de Sensibilidade

A análise de sensibilidade efectuada em projecto pretende analisar e verificar a sensibilidade de determinadas variáveis, passíveis de provocar alterações significativas na rentabilidade do projecto.

Variáveis como o preço das matérias primas, a quantidade de vendas, as utilidades de processo, entre outras. Pretende-se com este método efectuar simulações de alteração de parâmetro, e verificar a respectiva reacção nos coeficientes que consideramos essenciais à análise e decisão do projecto, como o VAL, a TIR, o PRC e o Q_c .

Assim efectuaremos três ensaios diferentes:

1. Variação do preço de compra dos óleos
2. Variação do preço de venda das margarinas

3. Variação das quantidades de vendas

4. Variação do preço utilidades

Estes ensaios são efectuados sobre as variáveis que se consideram mais sensíveis. O hidrogénio, uma das matérias primas acaba por não ser significativo efectuar ensaios sobre esta variável dada a reduzida ordem de grandeza do seu consumo e custo.

1) Variação ao preço dos óleos brutos

O preço dos óleos brutos é bastante flutuante dadas as condições de mercado, e a forma de aquisição destes. Os óleos são adquiridos dentro de uma bolsa mundial deste tipo de matérias primas. Efectuam-se perturbações de +10%, +20% e +30%.

Tabela 25.4-1 Análise de sensibilidade ao preço do isobutano

Variação Preço dos Óleos	10%	20%	30%
VAL	52.841.990 €	38.268.106 €	23.682.428 €
TIR	18,7%	15,8%	12,8%
PRC	5,54	6,3	7,3
Qc/Qinst	37,0%	39,4%	42,2%

Verificamos que com variações até 30 % o processo continua rentável, detonando que o projecto não é muito sensível a variações de preços dos óleos.

2) Variação do Preço de venda das margarinas

Atendendo ao preço particado nas margarinas, e sendo este um produto de venda directa ao consumidor, com forte concorrência de produtos mais nobres como a manteiga, a simulação a efectuar prevê uma possível necessidade, a de reduzir os preços da margarina e verificar qual a consequência desta acção.

Tabela 25.4-2 Análise de sensibilidade ao preço de venda da margarina

Variação Preço dos Margarinas	-10%	-20%
VAL	21.627.194	-24.167.382
TIR	12,5%	-

PRC	7,4	-
Qc/Qinst	44,0%	60,0%

3) Variação da quantidade de vendas

Não sendo a margarina um produto muito sensível a flutuações de consumo, visto tratar-se de um consumo primário e quotidiano, será importante verificar como reage o projecto em análise a esta perturbação.

Tabela 25.4-3 Análise de sensibilidade à quantidade de venda

Variação da Quantidade de Vendas	-10%	-20%
VAL	17.354.043 €	-32.713.685 €
TIR	11,5%	-
PRC	7,89	-
Qc/Qinst	34,8%	34,8%

Como se pode verificar, apesar de o consumo de margarina não sofrer grandes flutuações, verifica-se que a diminuição na quantidade de vendas é extremamente grave para a viabilidade do projecto, tendo em conta que com uma redução de 20% no consumo, tornaria praticamente inviável este projecto.

4) Variação do preço das Utilidades

Esta simulação pretende testar a sensibilidade de um factor de custo inerente à produção, mas não ligado com o processo de venda e comercialização.

Tabela 25.4-4 Análise de sensibilidade ao custo das Utilidades

Variação do Preço das Utilidades	20%	40%
VAL	62.435.981 €	57.450.191 €
TIR	20,6%	19,7%
PRC	5	5,3
Qc/Qinst	35,5%	36,3%

Analizando o ensaio sobre o custo das utilidades, verifica-se de imediato que o projecto é muito pouco sensível à alteração deste parâmetro, pelo que não reside grande preocupação sobre este controlo.

Bibliografia

- [1] Peters, M.S., Timmerhaus K.D., *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4º ed., McGraw-Hill, Inc., New York
- [2] Turton, R., et al, *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*, Prentice Hall, Inc., New Jersey (1995)
- [3] Barros, C., *Decisões de Investimento e Financiamento de Projectos*, 3ªed., Edições Sílabo, Lisboa (2000)
- [4] Walas, S.M., *Chemical Process Equipment – Selection and Design*, Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering, Washington (1990)
- [5] Coulson, J.M., Richardson, J. F., *Uma Introdução ao Projecto em Tecnologia Química*, vol. VI, Fundação Calouste Gulbenkian,Lisboa (1983)
- [6] Cardoso, J.P., Fonseca, J.P., *Projecto de Engenharia Bioquímica, Texto de Apoio*, Associação dos Estudantes do Instituto Superior Técnico, Lisboa (2001)
- [7] www.bportugal.pt , visitado em 28 de Janeiro de 2003
- [8] www.igcp.pt, visitada a 22 de Janeiro de 2003
- [9] *Jornal DiárioEconómico*, edição dia 27 de Janeiro de 2003
- [10] Neumunz, G.M, *Food Factories: Process, Equipment, Costs*, Alfred Bartholomai, VCH (1987)
- [11] Soares, J.O. et al, *Avaliação de Projectos de Investimento na Óptica Empresarial*, Edições Sílabo, Lisboa (1999)

26. Conclusões

Após o estudo intensivo e aprofundado das necessidades de equipamentos, infraestruturas, serviços e utilidades necessários à implementação da unidade industrial de produção de margarina, da SOMARG, complementada com uma cuidada análise económica e financeira, é chegado o momento de reflectir e tirar conclusões.

A análise de mercado realizada no primeiro volume deste projecto de indústrias químicas permitiu conhecer o mercado de inserção desta unidade e dos seus produtos, caracterizando a sua tipologia e diversidade, bem como a sua dimensão. Considerou-se então a possibilidade de instalação de uma unidade com capacidade de produção de 60.000 toneladas de margarinas dos segmentos industrial, mesa e culinária, sabendo à partida que o mercado nacional não tem capacidade de escoamento para toda a produção, existindo uma forte aposta na exportação. Pelo estudo de viabilização tecnológica e económica realizado, identificou-se esta questão da capacidade de escoamento, como um ponto sensível do projecto, cuja variação da quantidade de vendas pode influenciar, determinantemente, o equilíbrio positivo do exercício financeiro.

Um outro ponto fraco do projecto é o próprio sistema de funcionamento, funcionamento em contínuo, situação que acarreta perda de flexibilidade de produção e implica um funcionamento da unidade fabril, por vezes com quantidades de matéria muito pequenas, originando o dimensionamento de equipamento de dimensões, por vezes, na ordem de grandeza de uma vulgar instalação-piloto. Este processo foi assumido desde início, segundo indicações bibliográficas, todavia, após esta análise técnica surge a ideia que um sistema em descontínuo poderá trazer maior flexibilidade e rendimento ao processo de produção de margarinas.

Sob o ponto de vista económico, o projecto apresenta-se com *cash-flows* anuais muito satisfatórios e capazes de apresentar indicadores económicos como a TIR, superior a 20% e um TRC (5 anos) de cerca de metade do tempo de vida útil do projecto, pelo que estes indicadores são condições necessárias e suficientes para influenciar a opinião e decisão dos investidores a favor da implementação deste projecto.

Apresenta-se um projecto viável, cuja análise económica foi realizada com algum pessimismo, por forma a aumentar o grau de confiança nos resultados finais, que

mesmo assim se apresentaram muito bons, tendo em conta o valor acrescentado na elaboração deste produto.

Tecendo algumas considerações finais de carácter mais académico e pedagógico, considera-se o projecto de indústrias químicas um estudo marcante, na formação dos jovens estudantes de engenharia química, integrando todos os conhecimentos adquiridos ao longo dos 5 anos de frequência do curso. É de extrema importância, capacitar os jovens engenheiros de ferramentas teóricas e técnicas de aplicação prática na resolução de situações, que diariamente ocorrem nas unidades industriais; por outro lado, torna-se ainda mais essencial, desenvolver as capacidades de trabalho em grupo, de coordenação de actividades e promoção de valores humanos que nenhuma literatura poderá fornecer, e que se conquistam pelo contacto directo com os colegas, pessoas e profissionais que, necessariamente, os estudantes têm de contactar para avançar o seu trabalho.

Um engenheiro tem de ter a segurança e a confiança necessária para a resolução rápida e firme dos problemas, mas também deve ter a capacidade de saber ganhar a confiança daqueles que lidera e coordena.

Projecto de Indústrias Químicas

SOMARG 
Soc. Portuguesa de Margarinas

Capítulo 13

(continuação)

Trabalho realizado por:

Ana Cameirão	nº44489
Carlos Completo	nº43030
Filipe Janela	nº45835
José Carneiro	nº43069

13.3.3. Agitadores

A homogeneização num tanque inclui o uso de agitadores, existindo vários tipos e arranjos consoante o fluxo é radial ou axial e consoante a viscosidade dos fluidos, como se mostra na figura seguinte.

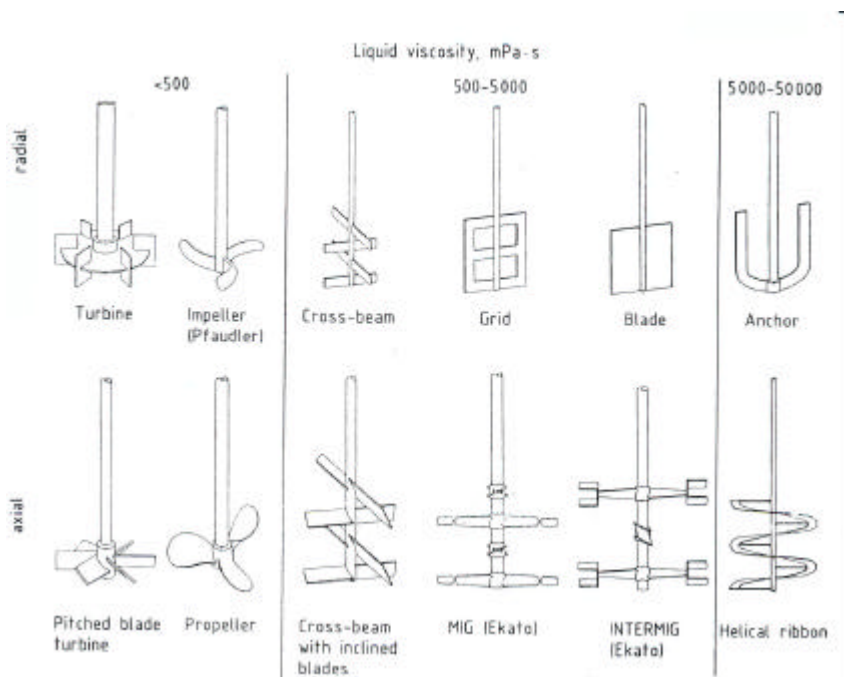


Figura 13.3.3.1 – Geometria de agitadores de acordo com a viscosidade dos líquidos.

Os misturadores de fluxo axial produzem um fluxo paralelo ao eixo e são usados em operações de fluxo controlado com misturas de elevada viscosidade, sendo por isso os escolhidos para esta unidade de processo.

A escolha de um agitador é realizada caso a caso para cada tipo de mistura. Assim quando se pretende produzir simultaneamente agitação e mistura, o agitador mais adequado é uma turbina de 4 pás inclinadas com um ângulo de 45°, o que origina um fluxo axial de líquido no tanque.

Os níveis de agitação em sistemas líquidos podem ser encontrados em [1]. De acordo com a tabela apresentada naquela referência, os níveis de agitação compreendidos entre 3 e 6 são os correspondentes à maioria dos processos químicos industriais agitados em *batch*.

A escolha do tipo de agitador e do nível de agitação é importante para a

definição do número de turbinas a utilizar. Para os tanques deste processo o nível de agitação varia entre 4 e 6 para tanques de misturas de líquidos e é igual a 1 ou 2 para os tanques de mistura de sólidos em líquidos.

13.3.3.1 Dimensionamento

As dimensões características que definem a turbina de pás inclinadas são o diâmetro e a altura das pás.

O cálculo do diâmetro do agitador, D_a , foi feito considerando $D_a/D_t = 3$ enquanto que a altura das pás é dada por $h_{pás} = D_a/5$.

A colocação usual do agitador a partir de fundo é à distância de cerca de um terço da altura de líquido no tanque.

A potência dos agitadores foi determinada admitindo que para cada *1000gal* são necessários *0.9hp*[3].

O resumo do dimensionamento efectuado encontra-se na tabela seguinte.

Tabela 13.3.3.1. – Dimensões do agitador e sua colocação

Misturador	$h_{pás}(m)$	$D_a(m)$	Distância ao fundo
M-301	0,239	1,20	1,04
M-302	0,232	1,16	1,01
M-404	0,078	0,387	0,34
M-501	0,140	0,698	0,61
M-504	0,149	0,743	0,65
M-601	0,099	0,493	0,43
M-602	0,076	0,378	0,33
M-603	0,062	0,309	0,27
M-604	0,099	0,493	0,43
M-605	0,099	0,493	0,43
M-606	0,223	1,12	0,98
M-607	0,063	0,316	0,28
M-608	0,077	0,384	0,34
M-609	0,050	0,252	0,22
M-610	0,076	0,382	0,33
M-611	0,088	0,442	0,39
M-612	0,109	0,544	0,48
M-613	0,047	0,235	0,21
M-614	0,041	0,203	0,18
M-615	0,111	0,556	0,49
M-616	0,111	0,557	0,49
M-617	0,092	0,458	0,40
M-618	0,092	0,458	0,40
M-401	0,022	0,109	0,10
M-402	0,043	0,213	0,19
M-502	0,039	0,196	0,17
M-403	0,138	0,689	0,60
M-503	0,127	0,633	0,55
T-505	0,131	0,653	1,17

Tabela 13.3.3.2.– Potência do agitador normalizada e velocidade de rotação

Misturador	Pot(kW)	v(rpm)
M-301	2,2	115
M-302	11	84
M-404	3,7	100
M-501	2,2	115
M-504	3,7	125
M-601	1,5	175
M-602	1,5	420
M-603	1,5	420
M-604	1,5	175
M-605	1,5	175
M-606	11	84
M-607	1,5	350
M-608	1,5	280
M-609	1,5	420
M-610	1,5	175
M-611	1,5	175
M-612	11,2	84
M-613	1,5	420
M-614	1,5	420
M-615	1,5	155
M-616	1,5	155
M-617	1,5	230
M-618	3,7	100
M-401	1,5	420
M-402	1,5	420
M-502	1,5	420
M-403	2,2	115
M-503	1,5	115
T-505	1,5	115

13.3.4.Serpentinas

O dimensionamento das serpentinas helicoidais para os diversos tanques, em geral, seguiu o procedimento da literatura [7]. Calculou-se o calor necessário a ser trocado pela Eq.13.11 onde A_e é a área equivalente e U_s é o coeficiente global de transferência de calor nos lados do tanque.

$$Q = U_s A_e \Delta T \quad (13.11)$$

Os valores de U_s e A_e são definidos na literatura em função do tipo de tanque e do fluido que este contém.[7] A área da serpentina, A_c , é calculada pela Eq.13.12 onde U_c é definido como o coeficiente da serpentina sendo retirado da literatura em função do fluido que passa no interior da serpentina, do fluido que está retido no tanque, do material da serpentina e da agitação. Neste caso para aço com variadas agitações e para óleos vegetais admitimos no caso do vapor a pior hipótese dada que é quando o coeficiente global é 221,5 J/(m²sK) e no caso de água fria é 164,7 J/(m²sK).

$$A_c = \frac{qF}{U_c \Delta T} \quad (13.12)$$

No cálculo da área anterior considerou-se que o coeficiente de segurança F é igual a 1,45 e que a diferença de temperaturas é a mais adversa, portanto para tanques na rua, e igual a 0.85 [7].

Os diâmetros típicos de serpentinas são próximos de 0,0508 (2in), diâmetro utilizado neste trabalho. Assim determinou-se o comprimento da serpentina admitindo este valor.

O caudal de vapor foi determinado admitindo uma velocidade típica de um vapor como igual a 20ms⁻¹ e de água líquida igual a 1,5ms⁻¹.

Os resultados deste dimensionamento estão nas tabelas seguintes.

Tabela 13.3.4.1.– Resumo dos resultados do dimensionamento das serpentinas.

Misturador	Ac(m²)	L(m)
M-301	0,444	2,78
M-302	0,419	2,63
M-404	0,0468	0,293
M-501	0,152	0,954
M-504	0,173	1,08
M-601	0,0763	0,478
M-602	0,0448	0,281
M-603	0,0300	0,188
M-604	0,0763	0,478
M-605	0,0763	0,478
M-606	0,388	2,43
M-607	0,0311	0,195
M-608	0,0460	0,289
M-609	0,0199	0,125
M-610	0,0459	0,288
M-611	0,0615	0,385
M-612	0,0924	0,579
M-613	0,0173	0,108
M-614	0,0129	0,0808
M-615	0,0972	0,609
M-616	0,0973	0,61
M-617	0,0657	0,412
M-618	0,0658	0,412
M-619	0,0279	0,174
M-620	0,0279	0,174
M-621	0,00714	0,0447
M-622	0,00714	0,0447
M-401	0,00362	0,0227
M-402	0,01393	0,08729
M-502	0,01176	0,07368
M-403	0,14533	0,91064
M-503	0,12266	0,76859
T-505	0,11714	0,73398

Bibliografia

- [1] *Application guidelines for turbine agitators*, Chemical Engineering, 6 December, 1976
- [2] *How to select the optimum*, Chemical Engineering, 8 December, 1975
- [3] *Practical Tips on designing turbine-mixer systems*, Chemical Engineering, 10 January, 1972
- [5] *Selecting agitators systems to suspens solids en liquids*, Chemical Engineering, 24 May, 1976
- [6] *How to design agitators for desired process response*, Chemical Engineering, 10 January, 1972
- [7] Perry, R. H. et al, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 5ªed, McGraw-Hill, New York (1984)