



Universidade de Brasília

**PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DA
HIDROFORMILAÇÃO DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE**

Alessandra Pinto Soares, Bruna Barbosa Borges, Carolina Barros Ferreira,
Diogo Lopes da Costa de Oliveira Dornelas, Gabriela Teixeira Alves, Igor
Stavale Schimicoski, Marina Curcio dos Santos, Rafael Jatobá Rossiter, Rafael
Paranhos Gouvêa Miranda

Brasília

2018

Alessandra Pinto Soares – 14/0079467

Bruna Barbosa Borges – 14/0058630

Carolina Barros Ferreira – 14/0056017

Diogo Lopes da Costa de Oliveira Dornelas – 14/0038213

Gabriela Teixeira Alves – 13/0009415

Igor Stavale Schimicoski – 14/0022309

Marina Curcio dos Santos – 12/0061406

Rafael Jatobá Rossiter – 14/0078151

Rafael Paranhos Gouvêa Miranda – 14/0030484

PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DA HIDROFORMILAÇÃO DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE

Projeto de graduação da disciplina Projeto de Engenharia Química 2 apresentado ao Instituto de Química da Universidade de Brasília como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de Bacharel em Engenharia Química.

Orientador: Dr. Jose Joaquin Linares
León

Universidade de Brasília

Junho de 2018

AGRADECIMENTOS

Aos nossos familiares, pela compreensão, apoio, incentivo, por sempre acreditarem em nossas capacidades e sobretudo pelo amor.

A todo o corpo docente, por nos auxiliar ao longo de toda a trajetória acadêmica e compartilhar seu conhecimento conosco, nos tornando mais capazes de realizar esse trabalho.

Ao professor Dr. Jose Joaquin Linares León, pela valorosa e atenciosa orientação, paciência e apoio ao longo da realização do projeto.

Aos professores componentes da banca, pela disposição para a avaliação do trabalho.

Aos amigos de turma, pelo colaboração e apoio em momentos difíceis e felizes ao longo dos anos que passamos juntos.

Ao corpo técnico-administrativo da Universidade de Brasília, em especial do Instituto de Química, pela solicitude, atenção e infraestrutura.

Aos amigos que, embora não citados, sempre estiveram por perto demonstrando carinho e compreensão.

A todos aqueles que de alguma forma contribuíram para a realização deste trabalho, nosso muito obrigado.

RESUMO

Neste projeto foi realizada a engenharia de processo da unidade de produção de n-butiraldeído a partir da hidroformilação de propileno e gás de síntese. O processo foi simulado utilizando o software Aspen HYSYS® e a partir dos dados gerados foi possível dimensionar e calcular os custos dos equipamentos e serviços utilizados. Com esses dados foi possível fazer uma otimização do sistema de modo a definir um ótimo econômico para a planta. Além disso, foram realizadas a estratégia de controle e a análise ambiental da planta.

Palavras-chave: Butiraldeído. Butanal. Hidroformilação. Propileno. Gás de síntese. Simulação. Dimensionamento.

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Fórmula estrutural plana e modelo 3D do n-butanal.....	1
Figura 2. Diagrama simplificado do processo.....	5
Figura 3. Representação de um reator de borbulhamento (SANTAMARÍA, 2000).....	11
Figura 4. Otimização da razão entre comprimento e diâmetro do reator R-01.....	13
Figura 5. Correlação geral da queda de pressão (TOWLER; SINNOTT, 2008).....	17
Figura 6. Custos de serviços auxiliares e da coluna de destilação em função do número de pratos.....	23
Figura 7. Otimização do número de pratos da coluna de destilação.....	24
Figura 8. Otimização do prato de alimentação da coluna de destilação.....	25
Figura 9. Trocadores de calor com escoamento em (a) contracorrente, (b) paralelo (KERN, 1965).....	27
Figura 10. Fator de correção para um trocador de calor com um passe pela carcaça e n passes pelos tubos sendo que n é múltiplo de 2 (TOWLER; SINNOTT, 2008).....	30
Figura 11. Fator de correção para um trocador de calor com dois passes pela carcaça e n passes pelos tubos, sendo que n é múltiplo de 4 (TOWLER; SINNOTT, 2008).....	30
Figura 12. Padrão TEMA para classificação de trocadores de calor de casco e tubo (PERRY, 1980).....	32
Figura 13. Diâmetro interno da carcaça para tubos de $\frac{3}{4}$ de polegada de diâmetro interno e 1 polegada de <i>pitch</i> em arranjo triangular (SERTH, 2007).....	33
Figura 14. Esquema da instalação e dos equipamentos de controle do reator R-01.....	44
Figura 15. Diagrama de interconexões.....	61
Figura 16. Diagrama P&ID.....	62
Figura 17. Evolução dos fluxos de caixa.....	78
Figura 18. Fluxo de caixa acumulado.....	78

Figura 19. Fluxo de caixa acumulado para menor preço de venda do n-butanal.79

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 – Propriedades físicas do n-butanal.....	1
Tabela 2 – Composição em base molar da corrente de alimentação	6
Tabela 3 – Critérios gerais de projeto	7
Tabela 4 – Custos unitários de serviços auxiliares	7
Tabela 5 – Sistema de unidades	8
Tabela 6 – Dimensionamento do reator R-01	13
Tabela 7 – Dimensionamento do separador gás-líquido V-01.....	15
Tabela 8 – Parâmetro K_4	17
Tabela 9 – Dimensionamento da coluna de desabsorção C-01.....	19
Tabela 10 – Dimensionamento da coluna de destilação C-02	25
Tabela 11 – Dimensionamento do pulmão V-02	26
Tabela 12 – Coeficientes de transferência de calor por convecção em kcal/h.m ² .°C.....	28
Tabela 13 – Coeficientes de troca térmica por convecção (h) e de formação de crosta (r) utilizados para cada trocador de calor.....	29
Tabela 14 – Dimensionamento dos trocadores de calor E-01 e E-02	34
Tabela 15 – Dimensionamento do trocador de calor E-03.....	35
Tabela 16 – Dimensionamento das bombas P-01 e P-02.....	38
Tabela 17 – Dimensionamento dos compressores K-01 e K-02	40
Tabela 18 – Investimentos, em milhões, em equipamentos e conversão de moeda	42
Tabela 19 – Código de letras para os símbolos dos instrumentos	43
Tabela 20 – Estudo preliminar dos componentes dentro do reator R-01	46
Tabela 21 – Resultados da análise HAZOP da entrada de propeno.....	47
Tabela 22 – Resultados da análise HAZOP da entrada de catalisador	50
Tabela 23 – Resultados da análise HAZOP da entrada de veneno	51

Tabela 24 – Resultados da análise HAZOP da saída de produto	52
Tabela 25 – Alarmes utilizados.....	55
Tabela 26 – Encravamentos utilizados.....	56
Tabela 27 – Custos dos equipamentos	68
Tabela 28 – Custos dos materiais.....	69
Tabela 29 – Custos de engenharia de detalhes em relação ao de equipamentos e materiais ..	69
Tabela 30 – Custos em engenharia de processo.....	70
Tabela 31 – Custos de construção e supervisão	70
Tabela 32 – Custos gerais de processo.....	70
Tabela 33 – Capital imobilizado	71
Tabela 34 – Capital de giro	71
Tabela 35 – Investimento total.....	72
Tabela 36 – Receita anual	72
Tabela 37 – Custos anuais da planta	73
Tabela 38 – Custos anuais de eletricidade	74
Tabela 39 – Custos de fluidos auxiliares de refrigeração e aquecimento	74
Tabela 40 – Custos de ar de instrumentação.....	75
Tabela 41 – Parâmetros utilizados para o cálculo do fluxo de caixa	76
Tabela 42 – Fluxos de caixa anuais, em milhões de reais.....	77
Tabela 43 – Otimização do reator R-01	85
Tabela 44 – Parâmetros da coluna de destilação em função do número de pratos	86
Tabela 45 – Custos de água de refrigeração, vapor e eletricidade em função do número de pratos.....	87
Tabela 46 – Custos do sistema de destilação em função do número de pratos.....	88
Tabela 47 – Otimização do prato de alimentação	89

LISTA DE SÍMBOLOS

g	Aceleração da gravidade
h	Altura do equipamento
$A_{trocador}$	Área de troca térmica do trocador de calor
C_p	Calor específico a pressão constante
C_v	Calor específico a volume constante
r	Coefficiente de formação de crosta
h	Coefficiente de troca térmica por convecção
U	Coefficiente global de troca térmica
L	Comprimento do equipamento
ρ	Densidade
D	Diâmetro do equipamento
ΔT_{ml}	Diferença de temperatura média logarítmica
η_{el}	Eficiência elétrica
η_{hid}	Eficiência hidráulica
e	Espessura da parede do vaso
F_T	Fator de correção para trocadores de calor
X	Fator de complexidade
FL	Fator de localidade
H	<i>Head</i> ou carga da bomba
NP	Número de pratos da coluna
W	Peso do material utilizado na construção do equipamento
Pot	Potência

$P_{admissão}$	Pressão de admissão
P_D	Pressão de desenho
$P_{impulsão}$	Pressão de impulsão
S_{min}	Seção transversal mínima
CA	Sobre espessura de corrosão
T_e	Temperatura de entrada
T_s	Temperatura de saída
F	Vazão molar
Q	Vazão volumétrica
v_{lim}	Velocidade limite
V	Volume

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

CEPCI *Chemical Engineering Plant Cost Index*

MMR\$ Milhões de reais

R\$ Real – Brasil

US\$ Dólar – Estados Unidos da América

USGC Dólares em base *U.S. Gulf Coast*

TIR Taxa Interna de Retorno

VAL Valor Atualizado Líquido

SUMÁRIO

1. INTRODUÇÃO.....	1
1.1. O COMPOSTO.....	1
1.2. APLICAÇÕES E DERIVADOS.....	2
1.2.1. O 2-etilhexanol.....	2
1.2.2. O n-butanol.....	3
1.3. PRODUÇÃO.....	4
2. ESPECIFICAÇÕES DE PROJETO	5
2.1. CASO DE PROJETO	5
2.2. DESCRIÇÃO DA UNIDADE	5
2.3. CAPACIDADE DA UNIDADE E QUALIDADE DA ALIMENTAÇÃO	6
2.4. CRITÉRIOS DE PROJETO	7
2.5. SERVIÇOS AUXILIARES	7
2.6. SISTEMA DE UNIDADES.....	8
3. DIMENSIONAMENTO E CUSTO DE EQUIPAMENTOS	9
3.1. REATOR	9
3.2. SEPARADOR GÁS-LÍQUIDO.....	14
3.3. COLUNA DE DESABSORÇÃO.....	16
3.4. COLUNA DE DESTILAÇÃO	20
3.5. PULMÃO.....	26
3.6. TROCADORES DE CALOR	27
3.6.1. Condensadores E-01 e E-02	33
3.6.2. Refervedor E-03.....	34
3.7. BOMBAS.....	36
3.8. COMPRESSORES	39
3.9. CONVERSÃO DE MOEDA	41
4. CONTROLE, INSTRUMENTAÇÃO E SEGURANÇA.....	43
4.1. INSTRUMENTAÇÃO DE CONTROLE	43
4.2. ANÁLISE HAZOP	44
4.2.1. Descrição da instalação em estudo	44

4.2.2.	<i>Descrições das proteções do reator R-01</i>	45
4.2.3.	<i>Considerações prévias à análise</i>	45
4.2.4.	<i>Estudo preliminar</i>	45
4.2.5.	<i>Análise HAZOP</i>	47
4.3.	ALARMES E ENCRAVAMENTOS	55
4.4.	VÁLVULAS DE SEGURANÇA.....	57
4.5.	TOCHA	58
4.6.	TUBULAÇÕES	59
4.7.	DIAGRAMA DE INTERCONEXÕES	61
4.8.	DIAGRAMA P&ID	62
5.	ANÁLISE DE IMPACTO AMBIENTAL	63
5.1.	LEGISLAÇÃO	64
5.2.	PREVISÃO DOS POSSÍVEIS IMPACTOS AMBIENTAIS DA PRODUÇÃO DE N-BUTANAL.....	65
6.	AVALIAÇÃO ECONÔMICA	68
6.1.	CAPITAL IMOBILIZADO	68
6.1.1.	<i>Equipamentos</i>	68
6.1.2.	<i>Materiais</i>	69
6.1.3.	<i>Engenharia de detalhe</i>	69
6.1.4.	<i>Engenharia de processo</i>	69
6.1.5.	<i>Construção e supervisão</i>	70
6.1.6.	<i>Gastos gerais do processo</i>	70
6.1.7.	<i>Capital immobilizado total</i>	71
6.2.	CAPITAL DE GIRO	71
6.3.	INVESTIMENTO TOTAL.....	72
6.4.	VENDAS	72
6.5.	CUSTOS ANUAIS	72
6.5.1.	<i>Eletricidade</i>	74
6.5.2.	<i>Água de refrigeração e vapor de alta pressão</i>	74
6.5.3.	<i>Ar de instrumentação</i>	75
6.6.	AVALIAÇÃO DA RENTABILIDADE	75
7.	CONSIDERAÇÕES FINAIS	80
	REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	81

ANEXO A – MEMÓRIA DE CÁLCULO	85
ANEXO A.1. REATOR.....	85
ANEXO A.2. COLUNA DE DESTILAÇÃO.....	86
ANEXO B – FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO	90
ANEXO B.1. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE BALANÇO DE CALOR E MASSA	91
ANEXO B.2. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE RECIPIENTES VERTICAIS	103
ANEXO B.3. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE RECIPIENTES HORIZONTAIS	109
ANEXO B.4. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE TROCADORES DE CALOR.....	110
ANEXO B.5. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE BOMBAS	113
ANEXO B.6. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE COMPRESSORES	117
ANEXO B.7. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE TUBULAÇÕES	121
ANEXO B.8. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE INSTRUMENTOS DE VAZÃO	124
ANEXO B.9. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE INSTRUMENTOS DE PRESSÃO	126
ANEXO B.10. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE INSTRUMENTOS DE NÍVEL.....	127
ANEXO B.11. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA.....	128
ANEXO B.12. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE VÁLVULAS DE CONTROLE.....	129
ANEXO B.13. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE VÁLVULAS DE SEGURANÇA	135
ANEXO B.14. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE ANALISADORES	138
ANEXO B.15. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE SERVIÇOS AUXILIARES	139
ANEXO B.16. FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO DE TANQUES DE ARMAZENAMENTO.....	143

1. INTRODUÇÃO

1.1. O composto

O n-butiraldeído (nome IUPAC n-butanal) é um líquido incolor e inflamável que tem um odor pungente e desagradável. Ele sofre reações típicas para os aldeídos de baixo peso molecular, que, devido ao grupo carbonila terminal, são muito reativos. A contaminação ou a exposição a temperaturas elevadas pode induzir uma polimerização perigosa. O n-butiraldeído é facilmente oxidado se em contato com o oxigênio e deve, portanto, ser armazenado sob gases inertes (BASF, 2017).

Em relação à toxicidade, o n-butiraldeído causa irritação dos olhos, da pele, do trato respiratório, tosse, dor de garganta, edema pulmonar (pode ser retardado), tontura, vermelhidão, queimaduras (em contato com o líquido) (NCBI¹, 2005). A seguir são apresentadas as propriedades físicas do n-butanal (ROYAL SOCIETY OF CHEMISTRY, 2015).

Tabela 1 – Propriedades físicas do n-butanal

Fórmula molecular	C ₄ H ₈ O
Ponto de fusão	-99°C
Ponto de ebulição	75,5°C
Massa molar	72,11 g/mol
Densidade	0,8 g/mL
Solubilidade em água	7,6 g/100mL (20°C)

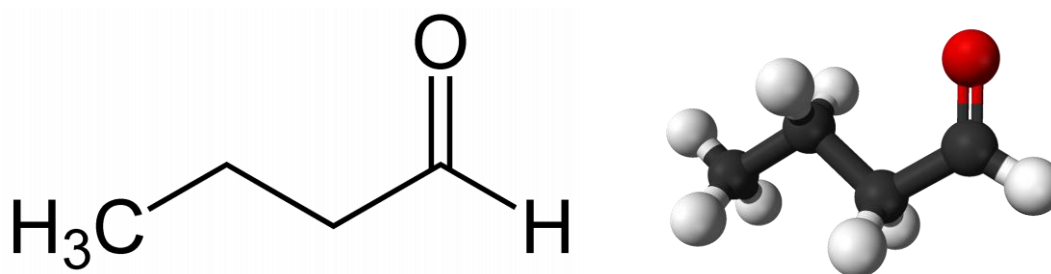


Figura 1. Fórmula estrutural plana e modelo 3D do n-butanal.

1.2. Aplicações e derivados

O n-butanal é um intermediário para a indústria química, por exemplo, para fabricação de produtos farmacêuticos, pesticidas, resinas sintéticas, aceleradores de vulcanização e perfumes. O principal uso de butiraldeídos é para a produção de 2-etilhexanol e butanóis (BASF, 2017).

1.2.1. O 2-etilhexanol

O 2-etilhexanol (2-EH), é um líquido claro, móvel e neutro com um odor característico. Este composto é miscível para os solventes orgânicos mais comuns, no entanto, a sua miscibilidade com a água é bastante limitada (BASF, 1999). No geral, o 2-etilhexanol apresenta baixa toxicidade pelas vias oral e dérmica, porém, causa irritação moderada para a pele e severa para os olhos. Além disso, os dados disponíveis na literatura mostram que o 2-EH não é mutagênico, nem tóxico para o desenvolvimento e não foi identificada evidência de neurotoxicidade (EPA, 2006).

A principal aplicação do 2-etilhexanol, por sua vez, é como matéria-prima na produção de ésteres de baixa volatilidade, sendo o mais importante o bis- (2-etilhexil) ftalato, o qual é um plastificante multiuso para PVC e copolímeros de cloreto de vinilo. As principais propriedades deste plastificante são baixa volatilidade, excelente poder de gelificação, grande resistência a altas e baixas temperaturas e à água, e suas excelentes propriedades dielétricas (BASF, 1999).

Outra aplicação do 2-etilhexanol é na fabricação de um produto químico usado na fabricação de materiais de revestimento, adesivos, tintas de impressão e agentes de impregnação (Evers, B. et al., 1989). Além disso, é adicionado a comidas e bebidas como flavorizante volátil e também utilizado na produção de pesticidas (JECFA, 1993). Outros usos estão listados abaixo: (BASF, 1999)

- Solvente de baixa volatilidade (por exemplo para resinas, ceras, gorduras animais, óleos vegetais e derivados de petróleo).
- Ingrediente de baixa volatilidade em misturas de solventes para a indústria de corantes.
- Matéria-prima para a fabricação de etoxilados, herbicidas, extratores (por exemplo, para metais pesados), 2-etilhexil sulfato (usado como surfactante para eletrólitos).
- Na produção do correspondente diéster de ácido maleico para uso como material de partida para surfactantes.

- Na produção de ésteres 2-etil-hexílicos de fosfitos de trialquilo que podem servir como estabilizadores térmicos e antioxidantes em plásticos.
- Em antiespumantes para quase todos os sistemas aquosos (por exemplo, nas indústrias têxtil e do papel).

1.2.2. O n-butanol

O n-butanol é um líquido claro, móvel e neutro com um odor característico. É miscível com vários solventes comuns, como álcoois, cetonas, aldeídos, ésteres, glicídios e hidrocarbonetos aromáticos e alifáticos. Sua miscibilidade com a água, no entanto, é restrita. Algumas de suas aplicações são: (BASF, 2006) (ELEKEIROZ,2016)

- Matéria-prima para tensoativos, detergentes, indústria de cosméticos, aromas e fragrâncias.
- Solventes na indústria de revestimentos e para corantes.
- Extratante na produção de drogas e substâncias naturais, tais como antibióticos, hormônios, vitaminas, alcalóides e cânfora.
- Solubilizante na indústria têxtil, como aditivo em banhos de fiação ou transportadora para colorir plásticos.
- Aditivo em polimentos, em limpadores, em fluidos de descongelamento e na gasolina para motores de ignição por centelha.
- Fase móvel em papel e cromatografia em camada fina.
- Umectante para nitrato de celulose.
- Matéria-prima para a produção de éteres glicólicos e de auxiliares de flotação.

1.3. Produção

Por meio de butiraldeídos resultantes da hidroformilação do propileno é possível obter 2-etilhexanol, o álcool plastificante mais utilizado, cujo nível de produção mundial é, atualmente, de cerca de 2,5 milhões de toneladas. Por volta de 1940 até o início dos anos 80, os maiores produtores de 2-EH baseavam-se em processos de hidroformilação de propileno, frequentemente denominados "oxo", para obter o n-butiraldeído usando cobalto como catalisador. Porém, o uso desse catalisador resultava em baixa conversão e baixa seletividade da principal matéria-prima, o propileno, para os produtos desejados, além de plantas complexas que operam sob alta pressão. A adoção de um sistema de catalisador à base de ródio de baixa pressão no lugar do cobalto de alta pressão para a hidroformilação de propileno por reação com monóxido de carbono e hidrogênio para produzir butiraldeídos (uma oxo-reação) trouxe grandes benefícios econômicos aos produtores. Isso ocorreu devido à eficiência aprimorada da matéria-prima, menor uso de energia e configurações de plantas mais simples e baratas (TUDOR; ASHLEY, 2007).

A alta atividade e boa estabilidade do catalisador de ródio significa que não é necessário usar as pressões muito altas necessárias com o cobalto para reter a integridade do catalisador. O processo Low Pressure Oxo (LP OxoSM) opera a menos de 20 bar e a uma temperatura de reação mais baixa, além de resultar em menos formação de subproduto. A temperatura mais baixa também trouxe outras vantagens sobre a catálise de cobalto. No geral, a mistura de produtos da reação é muito "limpa" e livre de muitos dos componentes formados usando cobalto, assim, medidas especiais aplicadas frequentemente para reduzir seu impacto ambiental deixaram de ser necessárias. Com o LP OxoSM, o produto pode ser trabalhado usando um sistema muito mais simples e a seletividade da conversão de propileno ao n-butiraldeído é significativamente melhor do que com o cobalto, uma vez que a razão n:iso é aproximadamente três vezes maior (TUDOR; ASHLEY, 2007).

A pressão operacional mais baixa em comparação com o cobalto eliminou ou reduziu a necessidade de compressão do gás de síntese de entrada, e a demanda global de energia foi reduzida devido a um sistema de destilação mais simples necessário para trabalhar o produto butiraldeído. Desde que o ródio foi usado pela primeira vez comercialmente na hidroformilação, esse catalisador foi adotado para atender a pelo menos 95% da demanda mundial de butiraldeído (TUDOR; ASHLEY, 2007).

2. ESPECIFICAÇÕES DE PROJETO

2.1. Caso de projeto

Este projeto tem como objetivo realizar a engenharia de processo da unidade de produção de n-butanal a partir da hidroformilação de propileno e gás de síntese.

2.2. Descrição da unidade

A Figura 2 apresenta um diagrama simplificado da planta.

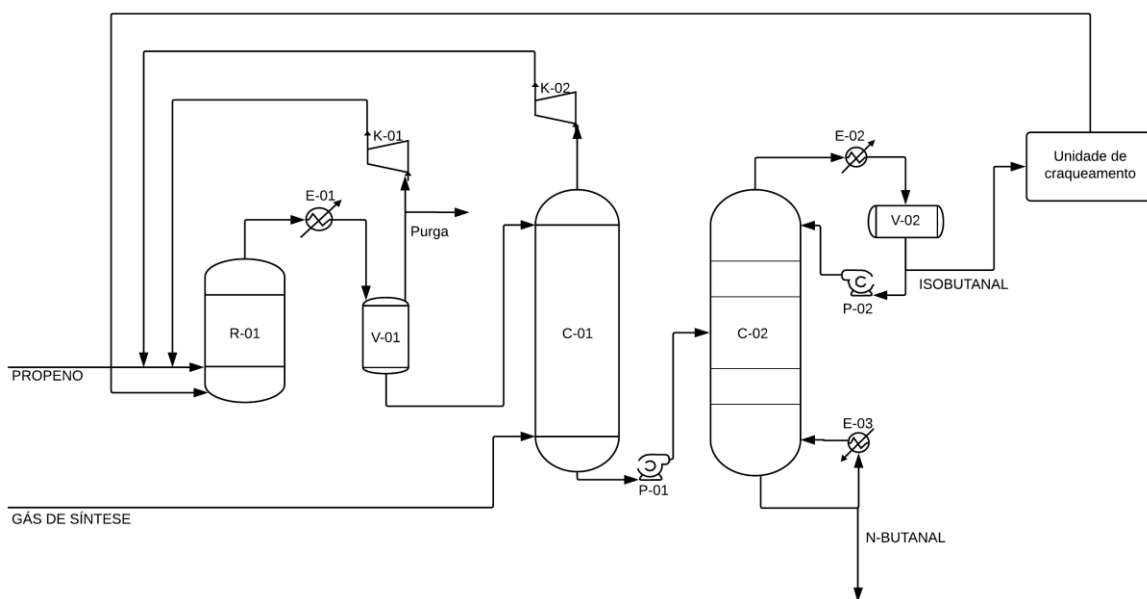
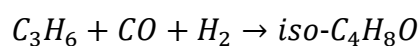
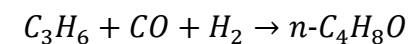


Figura 2. Diagrama simplificado do processo.

A primeira etapa do processo é a hidroformilação (reação *oxo*), na qual propeno e gás de síntese reagem, na presença do Ródio, e o principal produto obtido é o n-butanal. Esta reação ocorre no reator R-01 e forma, além do n-butanal, propano e isobutanol. O catalisador se encontra dentro do reator em forma líquida e este é alimentado com gases que são borbulhados no líquido, atingindo uma alta intensidade de mistura, o que permite considerar o reator como um de mistura perfeita (CSTR).

Na hidroformilação ocorrem duas reações químicas, formação de n-butanal e de isobutanol:



O efluente gasoso do reator, onde se encontram os produtos da reação, é parcialmente condensado e a mistura de vapor e líquido resultante é separada no separador gás-líquido V-01. A parte gasosa desta separação é comprimida e reciclada ao reator R-01, sendo que 10% (em vazão mássica) dessa corrente é purgada para manter a concentração de gases inertes constante no laço de reciclo e também controlar o acúmulo do que não reage ou possíveis impurezas existentes nas matérias-primas.

O líquido separado é bombeado para o topo da coluna de absorção C-01, onde entra em contato em contracorrente com o gás de síntese. Nesta coluna, todo o propano e propeno dissolvidos no líquido são removidos pelo gás de síntese. No topo da coluna de absorção saem o gás de síntese, propano e propeno, os quais são comprimidos e alimentados ao reator. No fundo desta coluna, obtém-se uma mistura dos aldeídos n- e iso- butanal.

A corrente de aldeídos é, então, bombeada para a coluna de destilação C-02, onde obtém-se isobutanal no topo e n-butanal no fundo. A corrente de isobutanal contém 1,2 mol% de n-butanal, enquanto a corrente de n-butanal possui 1,3 mol% de isobutanal.

Em outra unidade da planta, a corrente de isobutanal é craqueada de volta a propeno, monóxido de carbono e hidrogênio com 80% de conversão. O gás craqueado é alimentado ao reator R-01.

Todas as simulações deste sistema foram realizadas utilizando o software Aspen HYSYS®.

2.3. Capacidade da unidade e qualidade da alimentação

A unidade é projetada de modo a processar 50000 toneladas por ano de n-butanal, sendo operada por 8000 horas ao ano.

As matérias-primas da unidade são propeno e gás de síntese e as composições destes são indicadas na Tabela 2.

Tabela 2 – Composição em base molar da corrente de alimentação

Composto	Composição
Propeno	93%; 7% propano
Gás de síntese	48,6% H ₂ ; 49,5% CO; 0,4% CH ₄ ; 1,5% N ₂

2.4. Critérios de projeto

Considerou-se que a coluna de destilação possui pratos do tipo válvula e que os trocadores de calor possuem tubos com comprimento de 6100 mm.

Os outros dois critérios de projeto são o sobredimensionamento e os coeficientes de formação de crosta, apresentados na Tabela 3.

Tabela 3 – Critérios gerais de projeto

Sobredimensionamento	
Bombas e compressores	120%
Trocadores de calor	110%
Colunas	120%
Coefficiente de formação de crosta (h.m².°C/kcal)	
Hidrocarbonetos	0,00015
Vapor d'água	0,0001
Água de refrigeração	0,0003

2.5. Serviços auxiliares

Os serviços auxiliares utilizados na planta são água de resfriamento e vapor. Tem-se disponível água de resfriamento a 20°C e vapor de baixa pressão.

Além disso, há um terceiro serviço auxiliar necessário para o funcionamento da planta: eletricidade. Utiliza-se também ar de instrumentação para as válvulas de controle. A Tabela 4 apresenta os custos destes serviços auxiliares.

Tabela 4 – Custos unitários de serviços auxiliares

Serviço	Custo
Vapor	0,025 R\$/kg
Água de refrigeração	0,12 R\$/m ³
Eletricidade	0,15 R\$/kWh
Ar de instrumentação	0,04 R\$/m ³

2.6. Sistema de unidades

Por fim, a Tabela 5 apresenta o sistema de unidades utilizado no projeto.

Tabela 5 – Sistema de unidades

Propriedade	Unidade
Temperatura	°C
Pressão	kg/cm ² g
Peso (massa)	kg
Volume de líquidos	m ³
Volume de gases	m ³ (nas condições de fluxo e/ou a 0°C e 1 atm)
Vazão de líquidos	m ³ /h (a 15°C)
Vazão de gases	m ³ /h (nas condições de fluxo e/ou a 0°C e 1 atm)
Vazão de vapor	kg/h
Calor	kcal
Potência térmica/elétrica	kcal/h, kW
Densidade	kg/m ³
Coefficiente de transmissão de calor	kcal/h.m ² .°C
Viscosidade	cP
Tamanho de equipamento e comprimento de tubulação	mm
Diâmetro de tubulação	Polegada

3. DIMENSIONAMENTO E CUSTO DE EQUIPAMENTOS

É necessário avaliar os custos de projeto da planta. A seguir é apresentado o dimensionamento de cada equipamento utilizado, o qual foi feito buscando o ótimo econômico.

As fórmulas utilizadas foram retiradas de Towler & Sinnott (2008) e os custos são calculados em base *U.S. Gulf Coast* (USGC), que representa o custo de construir uma planta na região da Costa do Golfo dos Estados Unidos. A base utilizada está em USGC de janeiro de 2006. Ao final do cômputo de todos os custos, é feita a atualização dos custos para 2017 e a transformação para os custos de se fabricar tal planta no Brasil.

O custo de cada equipamento (C_e) é estimado utilizando-se a equação 1, na qual S é a dimensão de parâmetro do equipamento e os fatores a , b e n variam para cada equipamento.

$$C_e = a + bS^n \quad (1)$$

Na subseção de cada equipamento, estão explicitados os valores utilizados para o cômputo do custo. A seguir são apresentadas apenas as características dos equipamentos já otimizados. No Anexo A, encontram-se os dados de todos os casos estudados para cada equipamento.

3.1. Reator

Em um reator, ocorre a transformação de matéria em produtos. A planta de produção de n-butanal possui apenas um reator, R-01, onde ocorre a reação de hidroformilação. No meio reacional estão presentes as fases aquosa (onde está disperso o catalisador de ródio complexado a trifenilfosfina) e gasosa (tanto os reagentes quanto os produtos estão na fase gasosa). A reação ocorre na interface líquido-gás e a configuração adequada para o reator é um reator do tipo coluna de borbulhamento.

O reator é o “coração” coração de um processo químico. Nele ocorre a conversão de matéria-prima em produto e para escolha e dimensionamento de um reator químico quatro aspectos principais devem ser levados em conta (TOWLER; SINNOTT, 2008):

- Os fatores de reação: cinética química, catálise e condições termodinâmicas para reação.
- Os fatores de transferência (massa, e momento): difusão das espécies no meio reacional, estratificação no meio reacional.

- Os fatores de transferência de energia: como será tratado o calor liberado ou recebido pela reação para o meio reacional considerando as dimensões do reator.
- Os fatores de segurança: avaliação dos possíveis riscos às pessoas e ao ambiente de reagentes, produtos, catalisador e condições de operação.

A cinética da hidroformilação é regida pelas taxas de formação de n-butanal (r_{n-BA}) e de isobutanal (r_{i-BA}) (HERMAN et al., 1987):

$$r_{n-BA} = 6,25 \cdot 10^{11} \left(\frac{\text{mol}}{\text{MPa}^{1,712} \cdot \text{m}^3_{\text{cat}} \cdot \text{s}} \right) \cdot \exp\left(\frac{-70,6 \text{ (kJ/mol)}}{RT}\right) \cdot p_{C_3H_6}^{1,57} \cdot p_{CO}^{0,052} \cdot p_{H_2}^{0,09}$$

$$r_{i-BA} = 3,97 \cdot 10^9 \left(\frac{\text{mol}}{\text{MPa}^{2,346} \cdot \text{m}^3_{\text{cat}} \cdot \text{s}} \right) \cdot \exp\left(\frac{-60,4 \text{ (kJ/mol)}}{RT}\right) \cdot p_{C_3H_6}^{1,59} \cdot p_{CO}^{0,68} \cdot p_{H_2}^{0,076}$$

Esta cinética é válida em uma faixa restrita de temperatura entre 90-110°C e de pressão entre 9 e 11 bar. O limite superior para a reação é dado pois temperaturas superiores afetam a seletividade, atividade e estabilidade da solução catalítica (HERMAN et al., 1987). O reator deve ser desenhado de tal forma a permitir tempo de contato suficiente entre as fases reagentes e o catalisador e também de tal forma que a perda e desativação de catalisador seja mínima. O desenho como um reator coluna de borbulhamento atende a essas necessidades. O desenho como reator de borbulhamento onde na fase aquosa está presente o complexo de ródio (TPPTS) tem rendido uma boa atividade do catalisador em plantas que utilizam essa tecnologia: entre 18 e 24 meses de operação da planta até a próxima carga de catalisador (TUDOR; ASHLEY, 2007).

Quanto aos fatores de transferência de massa, essa configuração permite trabalhar com um reator com o meio reacional praticamente homogêneo. Isso ocorre devido à elevada turbulência causada pela formação e transporte das bolhas de reagentes no meio catalítico, dessa forma tem-se que o reator é bem modelado como um reator perfeitamente agitado (CSTR) (TUȚĂ; BOZGA, 2012).

Para transferência de energia deve-se tomar certo cuidado, pois a reação é exotérmica. Portanto, sem um controle adequado da temperatura do meio reacional, a temperatura ultrapassa a temperatura adequada para o catalisador. Devido a isso, é necessário um sistema de refrigeração. Escolheu-se uma “camisa externa” de forma que pela carcaça externa do reator há passagem de água de refrigeração, retirando o calor do meio reacional e evitando a ultrapassagem de temperatura.

O material do reator é um dos fatores de segurança. Devido ao fato de que um dos reagentes é o gás de síntese (rico em gás hidrogênio) é utilizada carcaça feita em aço inox

304, pois na utilização do material mais comum que é aço-carbono ocorre a difusão do hidrogênio no metal, fragilizando-o. O hidrogênio interage com o carbono livre da matriz metálica, piorando as propriedades mecânicas do material (ELIEZER, 1981). Além disso, foi realizada uma análise HAZOP dos riscos de operação deste reator na seção 4.2 do projeto.

A seguir é apresentado um esquema que ilustra o funcionamento de um reator de borbulhamento. O sistema de refrigeração não está presente na imagem. A dispersão de gás no reator pode ser configurada de diversas maneiras como um dispersor no fundo onde os reagentes são alimentados em estruturas similares à pratos valvulados em diversos pontos na seção do prato de dispersão, outra opção consiste em vários desses pratos em toda a extensão do reator ou apenas uma hélice que rotaciona e alimenta nas pontas os reagentes gasosos. A configuração escolhida é de um único dispersor no fundo onde todas as correntes de alimentação se encontrarão e como todas as correntes de alimentação do reator estão na fase vapor serão misturadas perfeitamente e alimentadas ao reator. As correntes de alimentação são a de propileno matéria-prima, uma recirculação dos produtos que não condensaram no condensador e-01 (basicamente para recircular o propileno que não reagiu), a corrente de topo recirculada da coluna de desabsorção C-01 que é basicamente gás de síntese com um pouco de propileno e uma corrente proveniente do craqueamento do isobutanol, que consiste em propileno, monóxido de carbono e hidrogênio.

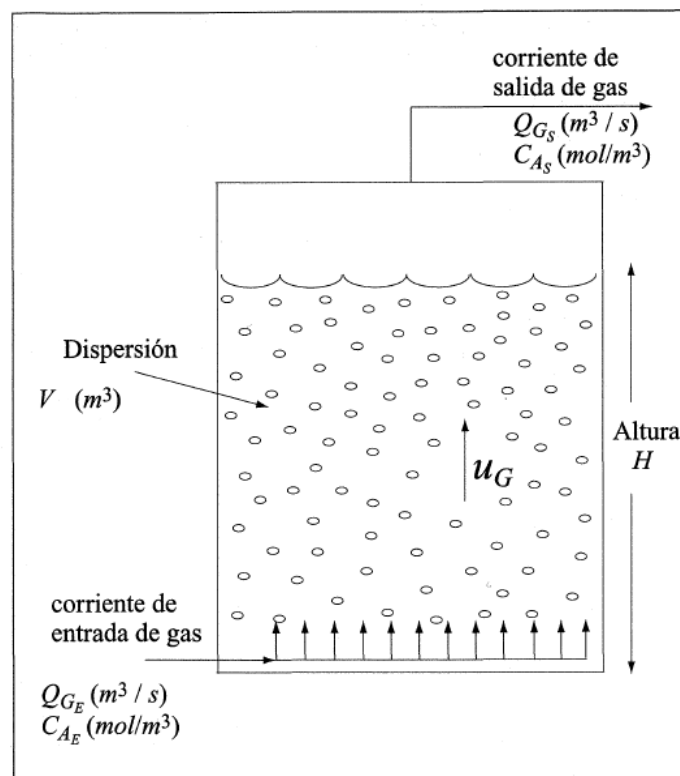


Figura 3. Representação de um reator de borbulhamento (SANTAMARÍA, 2000).

As condições de operação do reator são a pressão e a temperatura. A temperatura de projeto equivale à temperatura de operação acrescida de 30°C. A pressão de desenho é a pressão sob a qual o processo é conduzido acrescida de uma margem de segurança de 10% ou 1,8 kgf/cm²g, escolhendo-se a que resultar em maior pressão. A reação de hidroformilação ocorre entre 90 e 110°C (HERMAN et al., 1987), sendo que a maior temperatura resultou em maior conversão. Dessa forma, as condições de desenho do reator são 140°C de 10,8 bar.

A conversão da reação é de 85% (TUŢĂ; BOZGA, 2012) para um reator de 50 m³, que foi a configuração escolhida para simulação e projeto. Na simulação do projeto, obteve-se uma conversão de 73,12%. Como o volume do reator deve ser o dobro do volume normal de líquido, necessita-se, então, de um volume de líquido catalítico de 25 m³.

O passo seguinte é encontrar o diâmetro (D_{reator}) e a altura do reator (L_{reator}) em que se tem o ótimo econômico. O diâmetro do reator pode ser encontrado utilizando a equação 2.

$$D_{reator} = \sqrt{\frac{4V}{\pi L_{reator}}} \quad (2)$$

Tendo em mãos o volume do reator, varia-se a razão entre comprimento e diâmetro (L/D) para encontrar a configuração que gera menor custo. A razão L/D foi variada entre 2 e 7 e a razão que resultou em menor custo do reator foi de $L/D = 6$.

A espessura das paredes (e) do reator pode ser calculada por meio da equação 3 e depende da pressão de desenho (P_D), do diâmetro do reator (D_{reator}), da sobre espessura de anti-corrosão ($CA = 3 \text{ mm}$) e das características do material de fabricação. Para aço inoxidável, as constantes S_t e E valem 1223,8 e 0,85, respectivamente.

$$e = \frac{P_D \left(\frac{D_{reator}}{2} \right) 1000}{S_t E - 0,6 P_D} + CA \quad (3)$$

O peso do material utilizado na construção do reator (W_{reator}) é calculado pela equação 4, utilizando-se o diâmetro, a altura e a espessura do reator, bem como um fator de complexidade X . Esse fator vale 2 para casos simples e 4 para casos complexos e assume o valor de 4 para o caso de um reator.

$$W_{reator} = 24,6 D_{reator} (L_{reator} + 0,8 D_{reator}) (e + X) \quad (4)$$

Finalmente, o custo do reator, em dólares *Gulf Coast* de 2006, é dado pela equação 5. Esta equação considera que o reator é fabricado em aço inoxidável 304.

$$C_{reator}(USGC2006) = -10000 + 600W_{reator}^{0,6} \quad (5)$$

O gráfico a seguir mostra os custos do reator para as razões entre comprimento e diâmetro onde obteve-se os menores custos. Fica claro a partir da Figura 4 que a razão L/D igual a 6 foi a que resultou em menor custo do reator.

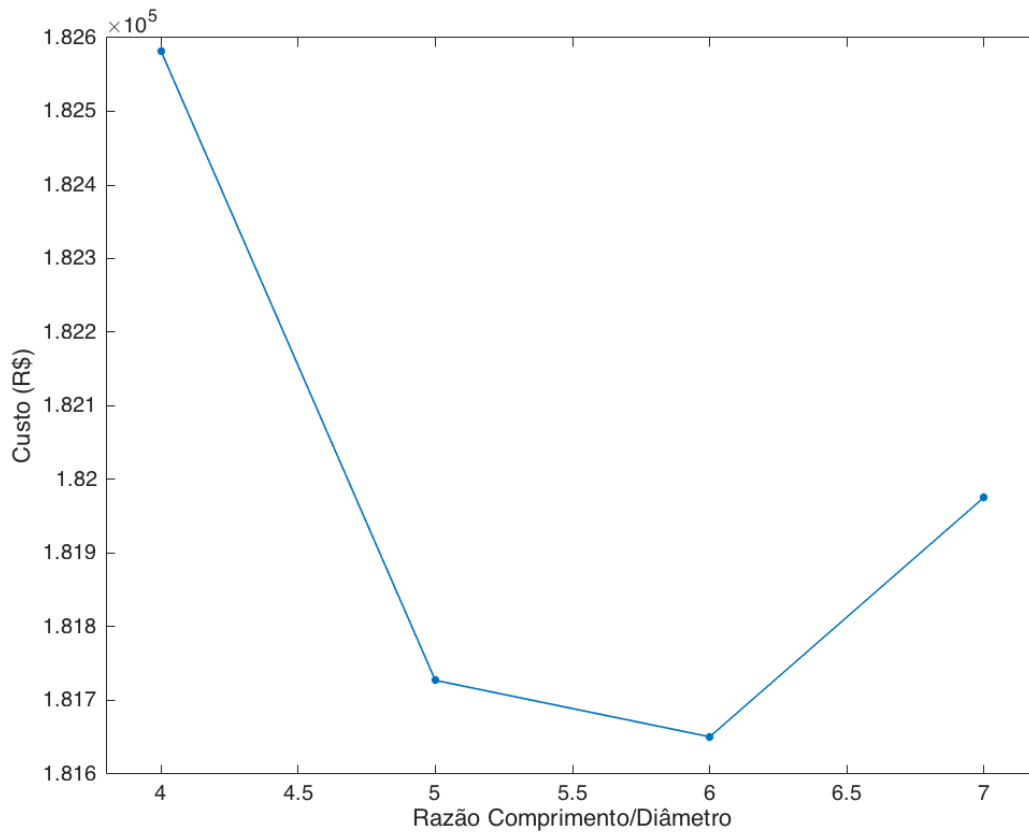


Figura 4. Otimização da razão entre comprimento e diâmetro do reator R-01.

O dimensionamento do reator é apresentado na Tabela 6.

Tabela 6 – Dimensionamento do reator R-01

Razão L/D	6
Diâmetro (m)	2,20
Altura (m)	13,18
Espessura (mm)	14,48
Peso (kg)	14925,60
Energia retirada pela camisa (GJ/h)	11,2
Custo (USGC2006)	181650,63

3.2. Separador gás-líquido

A unidade V-01 é responsável por separar líquido e vapor da corrente proveniente do condensador E-01. O separador é um vaso vertical, cujo custo é uma função do peso do material utilizado em sua construção, que por sua vez, depende do diâmetro, da altura e da espessura do recipiente.

O diâmetro do separador ($D_{separador}$) deve ser suficiente para desacelerar o gás e é dado pela equação 6.

$$D_{separador} = \sqrt{\frac{4Q_{vap}}{\pi v_{lim}}} \quad (6)$$

Na equação 6, Q_{vap} é a vazão volumétrica de vapor e v_{lim} é a velocidade limite, a qual é obtida por:

$$v_{lim} = k \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}} \quad (7)$$

Na equação da velocidade limite, k é uma constante empírica que assume valor 0,07 para o separador gás-líquido. Já ρ_L e ρ_v são as densidades mássicas do líquido e do vapor, respectivamente.

A altura do separador depende da quantidade de líquido retida, a qual depende da vazão volumétrica de líquido ($Q_{líq}$) e do tempo de retenção. Tipicamente, utiliza-se um tempo de retenção de 10 minutos. Assim, a altura de líquido ($h_{líq}$) é dada por:

$$h_{líq} = \frac{Q_{líq} \cdot 10 \cdot 60}{\pi \cdot D_{separador}^2 / 4} \quad (8)$$

Então, a altura do separador ($h_{separador}$) é encontrada multiplicando-se a altura de líquido por 2.

Como ambos o separador gás-líquido e o reator são vasos sob pressão, o cálculo de suas especificações é dado de maneira análoga. A espessura do separador é calculada pela equação 3, assim como para o reator, e o peso do material utilizado para a construção do separador também é dado pela equação 4, com exceção do fator de complexidade (X) que assume valor 2 para o separador. O custo do separador também é dado pela equação 5.

A Tabela 7 apresenta os parâmetros encontrados para o separador.

Tabela 7 – Dimensionamento do separador gás-líquido V-01

Diâmetro (m)	2,47
Altura (m)	0,76
Espessura (mm)	15,42
Peso (kg)	2891,50
Custo (USGC2006)	80061,20

3.3. Coluna de desabsorção

A absorção de gases é um processo de transferência de massa que tem como objetivo purificar a corrente gasosa, por meio da fixação de componentes de uma corrente gasosa em um líquido. A operação contrária, chamada de desabsorção ou *stripping*, ocorre quando deseja-se transferir componentes de uma mistura líquida para a fase gasosa. A única diferença é a direção da transferência do soluto, os princípios físicos associados à absorção e à desabsorção são os mesmos (TREYBAL, 1980; FAIR et al., 1999).

A coluna de desabsorção é uma torre vertical cilíndrica equipada com entrada para gases no fundo, entrada para líquidos no topo, saída para gases e líquidos no topo e fundo, respectivamente, e uma massa de sólidos inertes chamada de empacotamento da torre. O gás flui em contracorrente em relação ao fluxo de líquido e o empacotamento proporciona uma grande área de contato entre o líquido e o gás, promovendo a desabsorção (MCCABE, 2005).

A coluna C-01 tem como objetivo limpar a corrente líquida, provinda do separador gás-líquido, para recuperar o propeno e propano dissolvidos no líquido. A desabsorção ocorre por meio do contato com o gás de síntese e o produto gasoso da coluna é reciclado ao reator R-01. No fundo, tem-se como produto uma mistura de n- e iso- butanal.

Para o dimensionamento da coluna, é necessário obter os valores de diâmetro e altura da coluna, para tanto, foi seguida a metodologia descrita em (TOWLER; SINNOTT, 2008) iniciada com o cálculo de fator líquido-vapor da coluna (F_{LV}) pela equação 9.

$$F_{LV} = \frac{L_W^*}{V_W^*} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (9)$$

Na equação 9, L_W^* é o fluxo mássico da corrente de líquido por unidade de área, V_W^* , o de vapor e ρ_L e ρ_V são as densidades do líquido e do vapor, respectivamente.

Em seguida, é preciso calcular a queda de pressão por altura teórica de recheio ($\Delta P/H_{PAC}$), começando pelo cálculo do N_{OG} , que é o número global de unidades de transferência em fase gasosa, dado pela equação 10, em seguida, multiplicando isso pela altura do prato teórico ($HEPT = 0,85\text{m}$), obtém-se H_{PAC} .

$$N_{OG} = \frac{1}{1 - \left(\frac{m \cdot G_m}{L_m}\right)} \ln \left[\left(1 - \frac{m \cdot G_m}{L_m}\right) \frac{y_1}{y_2} + \frac{m \cdot G_m}{L_m} \right] \quad (10)$$

$$H_{PAC} = HEPT \cdot N_{OG} \quad (11)$$

Assim, obteve-se:

$$\frac{\Delta P}{H_{PAC}} = 99,45 \text{ mmH}_2\text{O}/\text{m}$$

A partir do valor de $\Delta P/H_{PAC}$ e utilizando $\Delta P = 50 \text{ kPa}$, o parâmetro K_4 foi retirado do gráfico da Figura 5 no ponto de operação e no *flooding*, para se a coluna está inundando.

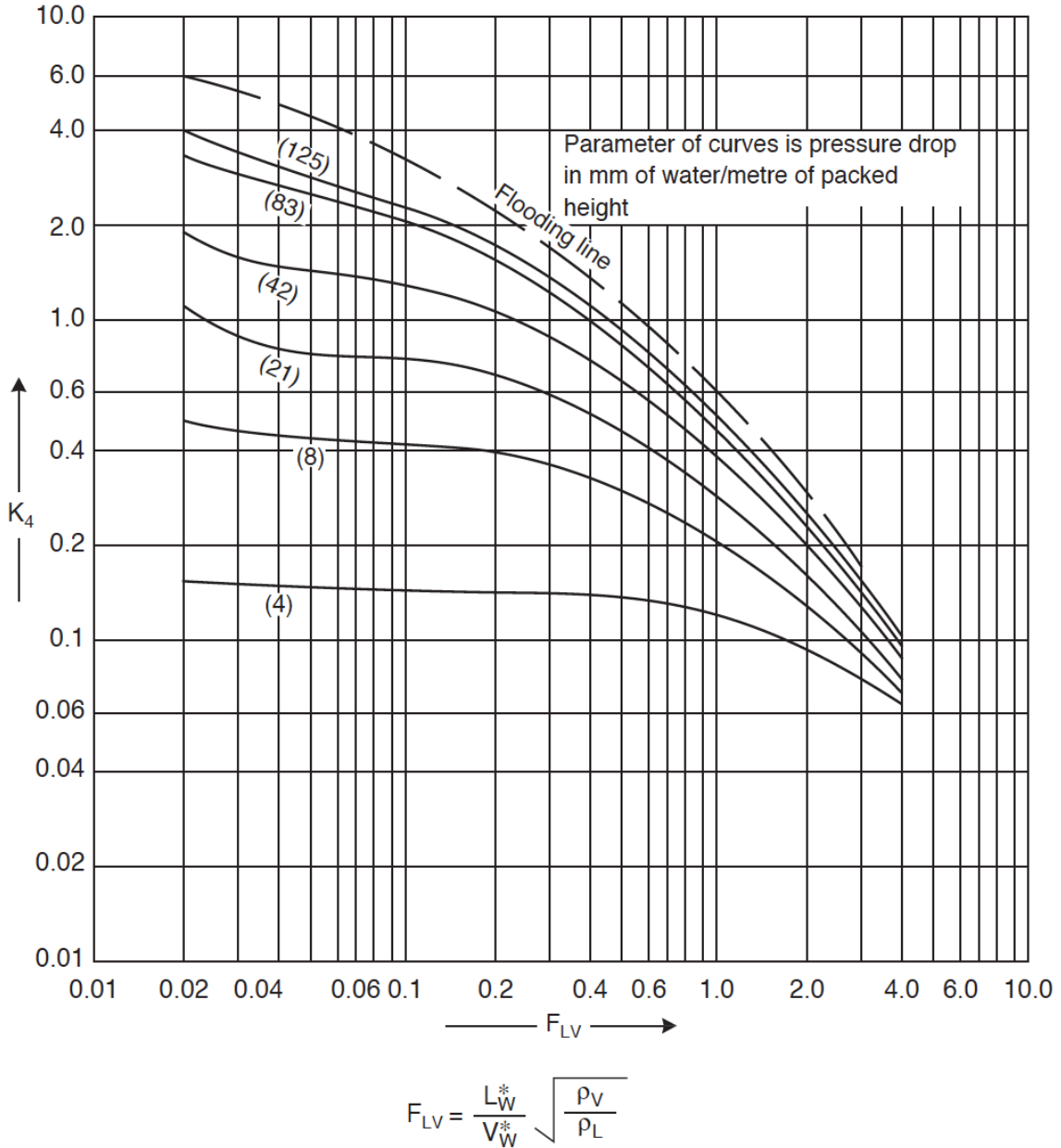


Figura 5. Correlação geral da queda de pressão (TOWLER; SINNOTT, 2008).

Foram obtidos os seguintes valores para o parâmetro K_4 :

Tabela 8 – Parâmetro K_4

K_4 no ponto de operação	3,86
K_4 no <i>flooding</i>	3,94

Então, é possível calcular a porcentagem de inundação (*%flooding*) da coluna por:

$$\%flooding = \sqrt{\frac{K_{4\text{ponto de operação}}}{K_{4\text{flooding}}}} \quad (12)$$

Obteve-se *%flooding* = 99,09%.

Calcula-se então, a área da coluna (A_{coluna}) com o fluxo mássico de gás na saída ($V_W^{saída}$) pela equação 13.

$$A_{coluna} = \frac{V_W^{saída}}{V_W^*} \quad (13)$$

O diâmetro da coluna (D_{abs}) pode ser obtido a partir da velocidade do vapor (\hat{u}_v) e do fluxo mássico de vapor (\hat{V}_W):

$$D_{abs} = \sqrt{\frac{4A_{coluna}}{\pi}} \quad (14)$$

O diâmetro obtido é de 0,731 metros. Sobredimensionando o diâmetro da coluna em 20%, o diâmetro obtido é de 0,877 metros, contudo, por simplicidade, aproxima-se o diâmetro da coluna para 0,9 metros e nessas condições, o *%flooding* é de 80,45%.

No cômputo da altura da torre são contabilizadas a altura da seção de recheio e duas seções de folga de 0,91 m e uma seção de acúmulo de líquido no fundo da coluna. A altura do recheio é obtida multiplicando-se o número de estágios teóricos (11 estágios) pela altura média do recheio para absorção de hidrocarbonetos (0,8 m) (TOWLER; SINNOTT, 2008). Nesse ponto, é importante ressaltar que o número de estágios teóricos foi selecionado a fim de obter uma recuperação de 100% de propeno.

Então, a altura da torre (H_{abs}), a qual depende da vazão de líquido na saída da coluna ($L^{saída}$), é obtida pela equação 15.

$$H_{abs} = 2 \cdot 0,91 + 10 \cdot 0,8 + \frac{L^{saída}}{\pi \left(\frac{D_{abs}}{2}\right)^2} \quad (15)$$

A altura da coluna H_{abs} vale 13,34 metros.

Determinados estes parâmetros, parte-se para a etapa de determinação de custos. A coluna de desabsorção também é um vaso sob pressão, assim como o reator e o separador gás-líquido, e o cálculo de suas especificações é dado de maneira análoga. A espessura da coluna é calculada pela equação 3 e o peso do material utilizado para a construção da coluna

também é dado pela equação 4, com o fator de complexidade (X) assumindo valor 4. O custo da torre também é dado pela equação 5.

Já o custo do recheio depende da área de seção transversal da torre ($A_{torre} = 0,636 \text{ m}^2$) e da altura de recheio ($H_{recheio} = 9,35 \text{ m}$) e é dado pela equação 16.

$$C_{recheio}(USGC2006) = 4000 \cdot A_{torre} \cdot H_{recheio} \quad (16)$$

O custo total da coluna é dado pela soma entre os custos da torre e dos pratos.

$$C_{coluna}(USGC2006) = C_{torre} + C_{recheio} \quad (17)$$

A Tabela 9 apresenta os parâmetros encontrados para a coluna de desabsorção.

Tabela 9 – Dimensionamento da coluna de desabsorção C-01

Diâmetro (m)	0,90
Altura do recheio (m)	9,35
Altura da torre (m)	13,34
Espessura (mm)	3,52
Peso (kg)	2340,59
Custo da torre (USGC2006)	53058,97
Custo de recheio (USGC2006)	23792,85
Custo total (USGC2006)	76851,82

3.4. Coluna de destilação

A destilação é um método de separação baseado no equilíbrio líquido-vapor de misturas, ou seja, quanto maior a diferença do coeficiente de volatilidade das substâncias melhor será o processo de separação da mistura. O processo de separação se dá pela transferência de massa e calor entre as correntes ascendentes e descendentes da coluna de modo que, os componentes mais voláteis saem no topo da coluna enquanto os componentes menos voláteis saem no fundo (MCCABE, 2005).

A coluna de destilação presente na planta separa os aldeídos presentes no sistema. Pelo topo da coluna sai o isobutanal, enquanto o n-butanal sai pelo fundo da coluna de destilação. A coluna de destilação foi projetada considerando que a composição molar do produto de topo seja 98,8% (molar) de isobutanal enquanto que o produto de fundo, seja obtido com pureza 98,7% (molar), sendo este o produto de interesse. Outra opção de especificação da coluna poderia ser a vazão de produto de fundo, entretanto, neste caso permitir-se-ia que no topo se obtivesse uma corrente menos pura em isobutanal. A configuração de composições dos produtos de fundo e de topo foi escolhida pois possibilita obter isobutanal em elevada pureza, o qual poderia ser outro produto de venda.

O custo da coluna de destilação, analogamente ao custo dos outros vasos sob pressão, é uma função do peso do material utilizado em sua construção, que por sua vez, depende da altura, do diâmetro mínimo e da espessura da coluna.

A torre ou coluna de destilação é um vaso cilíndrico de diâmetro constante ao longo de sua extensão. A seção mínima que a torre deverá possuir é aquela que resulte na maior velocidade ascendente de vapor possível para que não ocorra gotejamento do líquido pelas aberturas dos pratos e, também, para que não haja arraste do líquido por parte do vapor ascendente. Para dimensionar tal especificação, utiliza-se a equação 18, uma adaptação da equação 7, porém com outro fator k para a coluna de destilação. Esta equação relaciona a velocidade limite (v_{lim}) às densidades do líquido (ρ_L) e do vapor (ρ_V) no estágio de maior vazão volumétrica de gás.

$$v_{lim} \left[\frac{m}{h} \right] = 3600 \left[\frac{s}{h} \right] \cdot 0,3048 \left[\frac{m}{ft} \right] \cdot 0,23 \left[\frac{ft}{s} \right] \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (18)$$

A seção transversal mínima (S_{min}), necessária para manter a vazão de vapor máxima dentro da coluna (Q_{vmax}), pode ser calculada pela equação 19.

$$S_{min} = \frac{Q_{v_{max}}}{v_{lim}} \quad (19)$$

Como a seção transversal é circular, o diâmetro mínimo (D_{min}) pode ser calculado a partir da equação 20.

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4S_{min}}{\pi}} \quad (20)$$

Conforme especificado na seção 2.4, há um critério de sobredimensionamento de 120% na coluna de destilação para que se garanta segurança na operação. Portanto, o diâmetro mínimo real da torre será dado por $D_{torre} = 1,2D_{min}$.

A altura de uma coluna de destilação depende do espaçamento entre os pratos e da altura mínima no fundo da torre para reter o resíduo por um tempo determinado. Para determinar a altura mínima do fundo (h_{fundo}), calcula-se o volume do fundo multiplicando a vazão de produto de fundo (Q_{fundo}) por um tempo de retenção de 10 minutos (ou 1/6 de hora) e divide-se este volume pela seção transversal mínima, como mostra a equação 21.

$$h_{fundo} = \frac{1}{6} \frac{Q_{fundo}}{S_{min}} \quad (21)$$

O espaçamento entre pratos tem valor típico de 460 mm. Os pratos de fundo, de topo e de alimentação necessitam de maiores espaçamentos. Tipicamente, utiliza-se 910 mm para os pratos de fundo e de topo e 610 mm para o de alimentação. Sendo assim, a altura da torre (h_{torre}) pode ser calculada pela equação 22, sendo esta uma função do número de pratos (NP).

$$h_{torre} = 0,91 \cdot 2 + 0,61 + 0,46 \cdot (NP - 2) + h_{fundo} \quad (22)$$

A coluna de destilação também é um vaso sob pressão, assim como o reator, o separador gás-líquido e a coluna de desabsorção, e o cálculo de suas especificações é dado de maneira análoga. A espessura da coluna de destilação é calculada pela equação 3, o peso do material utilizado para a construção da coluna de destilação também é dado pela equação 4 e o fator de complexidade (X) assume valor 4 para a coluna.

Na coluna de desabsorção, todo o hidrogênio sai pela corrente de topo e é recirculado ao reator. Na ausência de hidrogênio, não há mais a necessidade de empregar o aço inox como material de construção. Devido a isso, considera-se que os equipamentos após a coluna de desabsorção são fabricados em aço carbono. O custo da torre de destilação (C_{torre}), fabricada em aço carbono, é dado pela equação 23.

$$C_{torre}(USGC2006) = -400 + 230W_{torre}^{0,6} \quad (23)$$

Já o custo dos pratos depende do diâmetro da torre e do número de pratos e é dado pela equação 24. O custo total da coluna é dado pela soma entre os custos da torre e dos pratos.

$$C_{pratos}(USGC2006) = NP \cdot (130 + 146 \cdot D_{torre}^2) \quad (24)$$

Com as equações acima, é possível fazer a análise de custos da coluna de destilação, variando-se o número de pratos da coluna.

Além da otimização do número de pratos da coluna em torno dos custos de fabricação, deve-se avaliar também os custos operativos. Para isso, é preciso analisar os custos gerados no consumo de serviços auxiliares nos 15 anos de operação da planta (horizonte temporal considerado para avaliação econômica da planta), os quais dependem do consumo de água de refrigeração pelo condensador (E-02), do consumo de vapor pelo refeedor (E-03) e dos gastos de eletricidade com a bomba de refluxo (P-02).

O custo do fornecimento de água de refrigeração depende da vazão desta (Q_{AR}), que por sua vez depende do calor trocado no condensador (Q_{cond}), do calor específico da água ($C_{P_{H_2O}}$), da densidade da água (ρ_{H_2O}) e das temperaturas de entrada (T_e) e saída (T_s).

$$Q_{AR} = \frac{Q_{cond}}{\rho_{H_2O} C_{P_{H_2O}} (T_s - T_e)} \quad (25)$$

Então, o custo da água de refrigeração (C_{AR}) é dado pela equação 26.

$$C_{AR} [R\$2017] = Q_{AR} \left[\frac{m^3}{h} \right] \cdot 0,12 \left[\frac{R\$}{m^3} \right] \cdot 8000 [h/ano] \cdot 15 [anos] \quad (26)$$

O custo do fornecimento de vapor depende do calor latente da água (λ) à temperatura de operação e do calor fornecido para a corrente de refluxo (Q_{ref}). O calor latente é dado pela equação de Regnault, equação 27, e o custo do vapor (C_{vap}) ao final dos 15 anos é dado pela equação 28.

$$\lambda = 606,5 - 0,695T \quad (27)$$

$$C_{vap} [R\$2017] = \frac{Q_{ref} \left[\frac{kcal}{h} \right]}{\lambda \left[\frac{kcal}{kg} \right] \cdot 1000 \left[\frac{kg}{ton} \right]} \cdot 25,96 \left[\frac{R\$}{ton} \right] \cdot 8000 [h/ano] \cdot 15 [anos] \quad (28)$$

O custo de fornecimento de energia elétrica (C_{el}) é dado pelo produto da potência consumida pela bomba pelo preço do serviço e pelo fator de operação para 15 anos, como mostra a equação 29.

$$C_{el} [R\$2017] = Pot[kW] \cdot 8000[h/ano] \cdot 15[anos] \cdot 0,15 \left[\frac{R\$}{kWh} \right] \quad (29)$$

Os custos operativos totais são dados pela soma dos custos com água de refrigeração, vapor e eletricidade.

Busca-se sempre o ótimo econômico. Ao trabalhar com mais pratos, reduz-se a razão de refluxo e conseqüentemente há menos acúmulo por estágio. Sendo assim, a quantidade mássica a ser condensada ou evaporada será menor quanto maior a coluna, reduzindo os custos com condensador e refeedor, mas ao mesmo tempo o custo de bombeamento será maior pelo fato de a coluna ser mais alta e o gasto com material para construção também aumenta, conforme pode-se observar no gráfico da Figura 6.

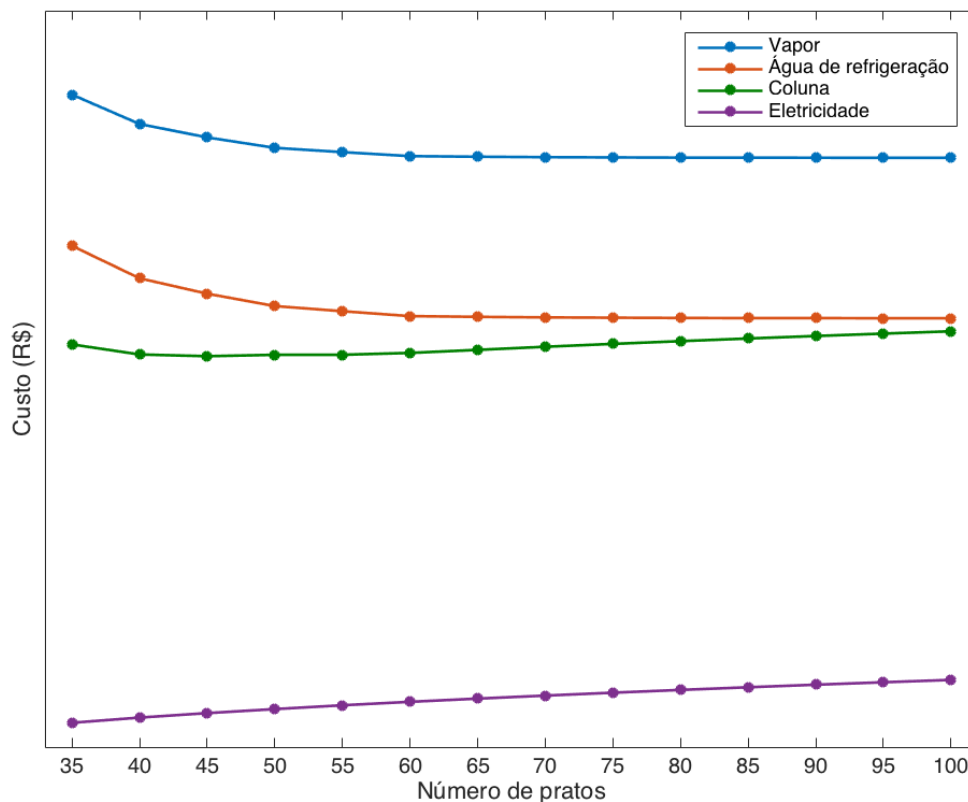


Figura 6. Custos de serviços auxiliares e da coluna de destilação em função do número de pratos.

A otimização do investimento na coluna de destilação foi realizada em uma primeira etapa encontrando o número de pratos da coluna que minimiza o investimento, considerando tanto o custo de materiais quanto o custo operativo da coluna. Portanto, para definir o ótimo econômico, foi variado o número de pratos da coluna de destilação e para cada caso, foram calculados os preços da coluna, do condensador de produto de topo, do pulmão, da bomba de

refluxo, do refeedor de produto de fundo e dos serviços auxiliares. Inicialmente, supõe-se que a alimentação se dá no meio da coluna e que a eficiência de Murphree dos pratos de equilíbrio é total (igual a 1,0).

O custo total da destilação é dado pela soma dos custos operativos e do custo de materiais utilizados para a fabricação da coluna em si. Com auxílio do *Aspen HYSYS*, foi feita a simulação da coluna de destilação considerando desde 35 até 100 pratos. No gráfico da Figura 7 são ilustrados os resultados obtidos apenas para as configurações com 60 a 100 pratos, para melhor visualização do ponto ótimo.

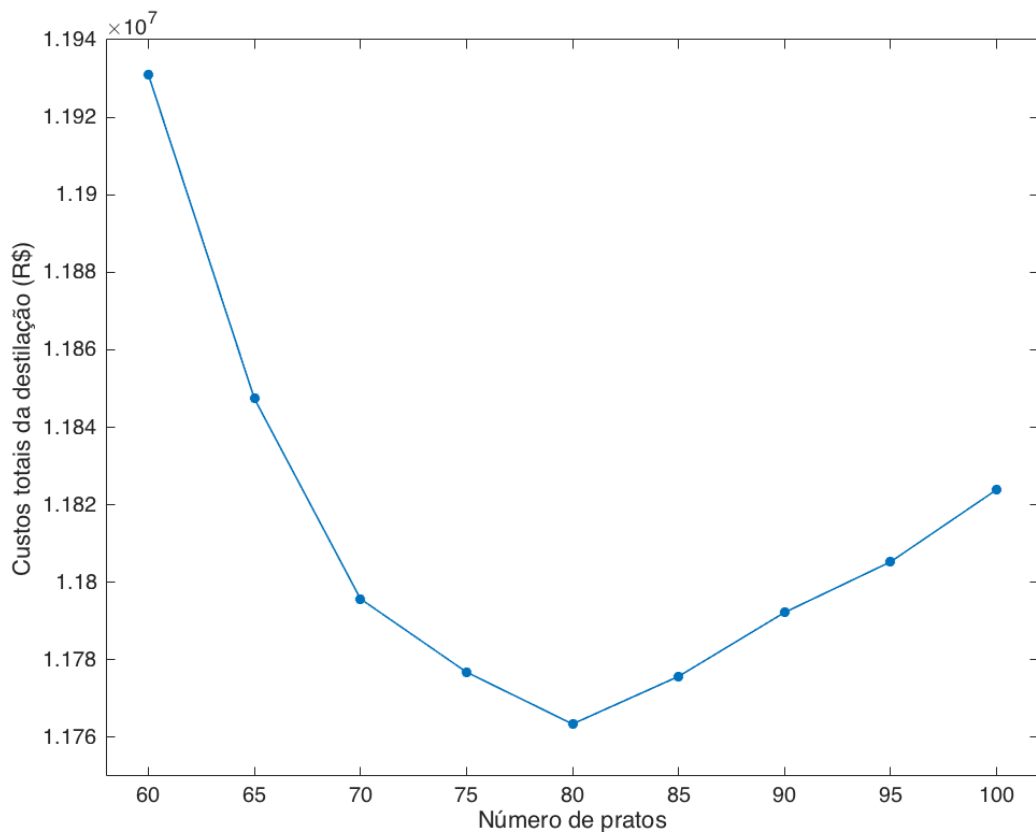


Figura 7. Otimização do número de pratos da coluna de destilação.

A partir da Figura 7, é possível observar que a configuração que gera menor custo é a da coluna de destilação com 80 pratos.

Feita a otimização quanto ao número de pratos, é necessário avaliar qual o melhor prato de alimentação. Para isso, variou-se na simulação o prato de alimentação da coluna e calculou-se os custos operacionais para cada caso. O prato ótimo de alimentação é o que resulta em menor custo de operação. Nesta etapa, a simulação foi feita de maneira um pouco mais rigorosa, supondo uma eficiência de Murphree de 80%, o que é mais próximo da

eficiência de um prato real (TOWLER; SINNOTT, 2008). No gráfico da Figura 8 são ilustrados os resultados obtidos apenas para as configurações de alimentação nos pratos 32 a 60, para melhor visualização do ponto ótimo

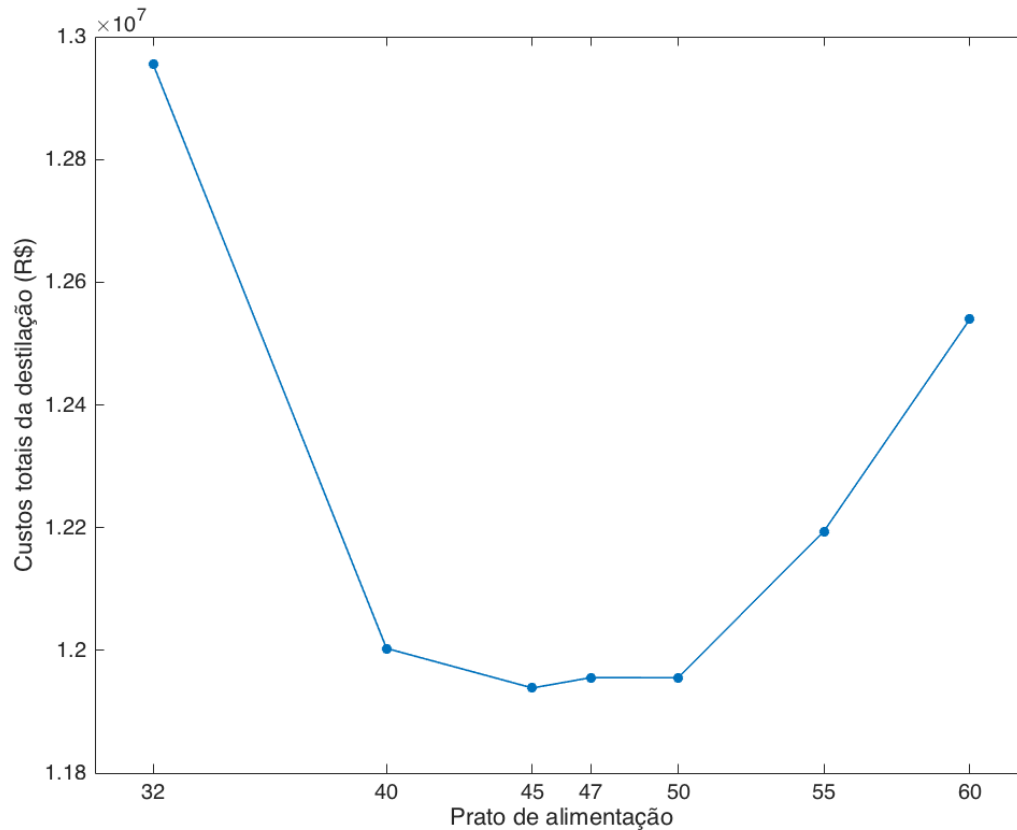


Figura 8. Otimização do prato de alimentação da coluna de destilação.

Na Tabela 10, estão apresentados os parâmetros encontrados para o caso ótimo da coluna de destilação: a coluna com 80 pratos de equilíbrio e alimentação no 45º prato.

Tabela 10 – Dimensionamento da coluna de destilação C-02

Número de pratos	80
Prato de alimentação	45
Razão de refluxo	34,24
Diâmetro (m)	1,34
Altura (m)	39,81
Espessura (mm)	5,62
Peso (kg)	12970,90
Custo (USGC2006)	98514,28

3.5. Pulmão

O vaso pulmão é um recipiente acumulador destinado ao armazenamento de produtos em qualquer etapa da produção. O uso desse equipamento é importante para garantir que a alimentação dos equipamentos que o sucedem seja constante, evitando problemas de desempenho nas operações posteriores. A função da unidade V-02 é acumular o líquido que sai do condensador e garantir que a coluna de destilação receba refluxo a uma vazão constante.

O volume de líquido retido no pulmão (V_{liq}) é encontrado utilizando-se as vazões de refluxo ($Q_{refluxo}$) e de destilado ($Q_{destilado}$) com um tempo de retenção de 10 minutos (ou 1/6 de hora), como mostra a equação 30. Como o nível normal de operação no pulmão é de 50%, o volume do pulmão ($V_{pulmão}$) deve ser o dobro do volume de líquido.

$$V_{pulmão} = 2V_{liq} = 2 \cdot \frac{1}{6} \cdot (Q_{refluxo} + Q_{destilado}) \quad (30)$$

O diâmetro mínimo do pulmão pode ser encontrado a partir de uma razão entre comprimento e diâmetro (L/D), como mostra a equação 31. Para um recipiente horizontal, geralmente a razão L/D varia entre 2 e 5. Neste caso, estipulou-se uma razão L/D = 5, pois razões menores que esta costumam aumentar os custos do equipamento.

$$D_{pulmão} = \left(\frac{4V_{pulmão}}{\pi L/D_{pulmão}} \right)^{1/3} \quad (31)$$

Assim como o reator, o separador gás-líquido e as colunas, o pulmão também é um vaso sob pressão e tem espessura e peso calculados a partir das equações 3 e 4. O fator de complexidade (X) assume valor 2 para o pulmão. Já o custo do pulmão, o qual é um vaso horizontal, é dado pela equação 32.

$$C_{pulmão}(USGC2006) = -2500 + 200W_{pulmão}^{0,6} \quad (32)$$

O dimensionamento é apresentado na Tabela 11.

Tabela 11 – Dimensionamento do pulmão V-02

Vazão total (m³/h)	14,75
Volume (m³)	4,92
Diâmetro (m)	1,08
Espessura (mm)	5,11
Peso (kg)	1178,04
Custo (USGC2006)	11422,77

3.6. Trocadores de calor

Trocadores de calor são equipamentos utilizados para promover o processo de troca de calor entre dois fluidos, um quente e outro frio, por meio do contato indireto entre os fluidos. Nestes equipamentos, o escoamento pode ser contracorrente ou paralelo, como ilustra a Figura 9. Na primeira configuração, os fluidos entram e saem por extremidades opostas, escoando em sentidos opostos. Já na configuração paralela, os fluidos entram e saem pela mesma extremidade, escoando no mesmo sentido. Se for admitido um mesmo valor de coeficiente global de troca térmica para as duas configurações visando uma certa taxa de transferência de calor, a área necessária é menor no arranjo contracorrente, uma vez que a média logarítmica das diferenças de temperatura é maior nesse arranjo (INCROPERA et al., 2006).

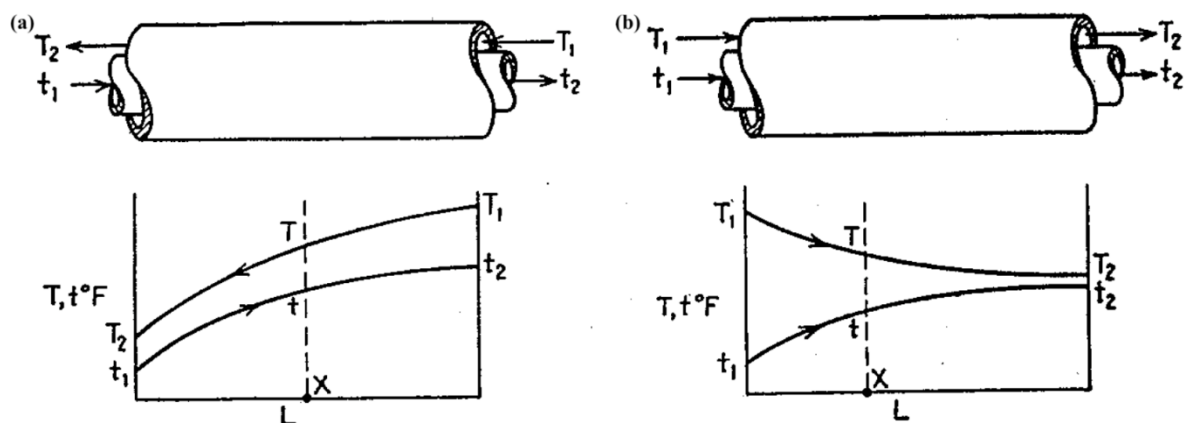


Figura 9. Trocadores de calor com escoamento em (a) contracorrente, (b) paralelo (KERN, 1965).

O trocador de calor de casco e tubos possui vários tubos acomodados em um casco com orientação paralela aos tubos. A transferência de calor ocorre quando um fluido passa pelo casco e outro pelos tubos. Esse trocador de calor é classificado a partir da quantidade de passes dos fluidos pelos tubos e casco (ÇENGEL, 2002). Além de ser um modelo extensamente utilizado na indústria, o trocador de calor de casco e tubo apresenta diversas vantagens quando comparado aos outros, como alta versatilidade, podendo ser fabricado em uma grande variedade de materiais, capacidade de suportar altas pressões e temperaturas e alta capacidade (ESTEVES, 2009).

A planta de produção de n-butanal possui três trocadores de calor, indicados pelas siglas E-01, E-02 e E-03. O primeiro trocador, E-01, condensa a corrente gasosa que sai do reator de hidroformilação. Os outros dois são o condensador e o refeedor da coluna de

destilação. A unidade E-02 condensa o produto de topo da coluna de destilação, enquanto o trocador de calor E-03 aquece o produto de fundo da destilação.

O principal parâmetro de projeto é a área de troca térmica, obtida através da equação 33. A área de troca térmica de cada trocador ($A_{trocador}$) depende da quantidade de calor trocada (Q), do coeficiente global de troca térmica (U), da temperatura média logarítmica (ΔT_{ml}) e do fator de correção (F_T). Este último pode ser encontrado por meio de gráficos ou por meio da equação analítica 38.

$$A_{trocador} = \frac{Q}{U \cdot F_T \cdot \Delta T_{ml}} \quad (33)$$

O coeficiente global de troca térmica (U) é estimado a partir dos coeficientes de troca convectivos dos fluidos quente (h_q) e frio (h_f) e dos coeficientes de formação de crosta (r_q e r_f), como mostra a equação 34.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_q} + \frac{1}{h_f} + r_q + r_f \quad (34)$$

A avaliação dos coeficientes de formação de crosta é importante para averiguar qual dos fluidos passará por cascos ou tubos, visto que é preferível que o fluido com maior coeficiente de formação de crosta passe pelos tubos. Para avaliação dos coeficientes de troca térmica por convecção, utilizou-se a Tabela 12 mostrada a seguir.

Tabela 12 – Coeficientes de transferência de calor por convecção em kcal/h.m².°C

Sem mudança de fase	
Água	1400 - 10000
Gases	10 - 240
Solventes orgânicos	300 - 2400
Hidrocarbonetos	50 - 600
Produtos condensando	
Água	4900 - 15000
Solventes orgânicos	700 - 2400
Hidrocarbonetos leves	950 - 1950
Hidrocarbonetos pesados	100 - 250
Produtos evaporando	
Água	3900 - 9800
Solventes orgânicos	500 - 1500
Hidrocarbonetos leves	740 - 1450
Hidrocarbonetos pesados	50 - 250

Para obter-se os coeficientes de transferência de calor por convecção utilizou-se a média dos intervalos mostrados na Tabela 12. Os coeficientes de formação de crosta utilizados são os já descritos na seção 2.4. A Tabela 13 abaixo apresenta os valores utilizados para cada trocador de calor.

Tabela 13 – Coeficientes de troca térmica por convecção (h) e de formação de crosta (r) utilizados para cada trocador de calor

	E-01	E-02	E-03
h_q (kcal/h.m ² .°C)	550	1450	9950
h_f (kcal/h.m ² .°C)	5700	5700	1100
r_q (h.m ² .°C/kcal)	0,00015	0,00015	0,0001
r_f (h.m ² .°C/kcal)	0,0003	0,0003	0,00015

Para o cálculo da área de um trocador de calor, faz-se necessário o cômputo da diferença de temperatura média logarítmica (ΔT_{ml}). Esta pode ser obtida a partir da equação 35, em que t corresponde à temperatura da corrente fria e T , à temperatura da corrente quente. Os índices 1 e 2 representam a entrada e a saída da corrente, respectivamente.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \quad (35)$$

O fator de correção F_T depende de duas razões adimensionais de temperatura, R e S , definidos nas equações 36 e 37.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (36)$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (37)$$

As Figuras 10 e 11 apresentam os gráficos utilizados para encontrar o fator de correção.

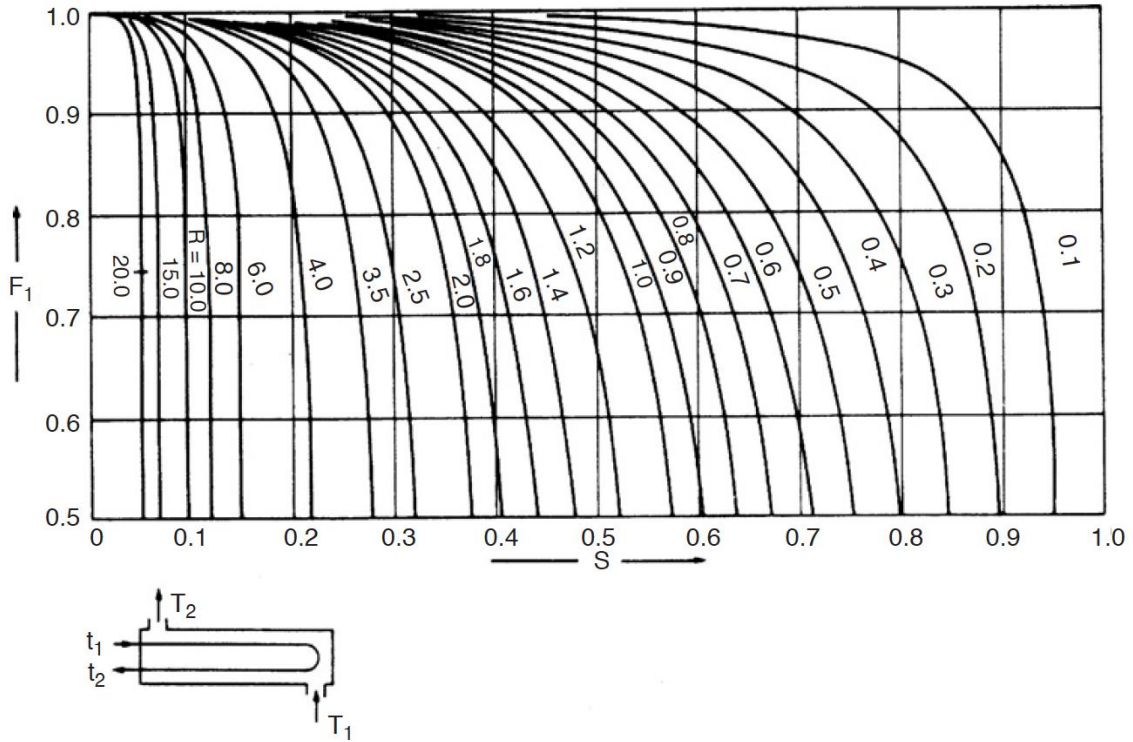


Figura 10. Fator de correção para um trocador de calor com um passe pela carcaça e n passes pelos tubos sendo que n é múltiplo de 2 (TOWLER; SINNOTT, 2008).

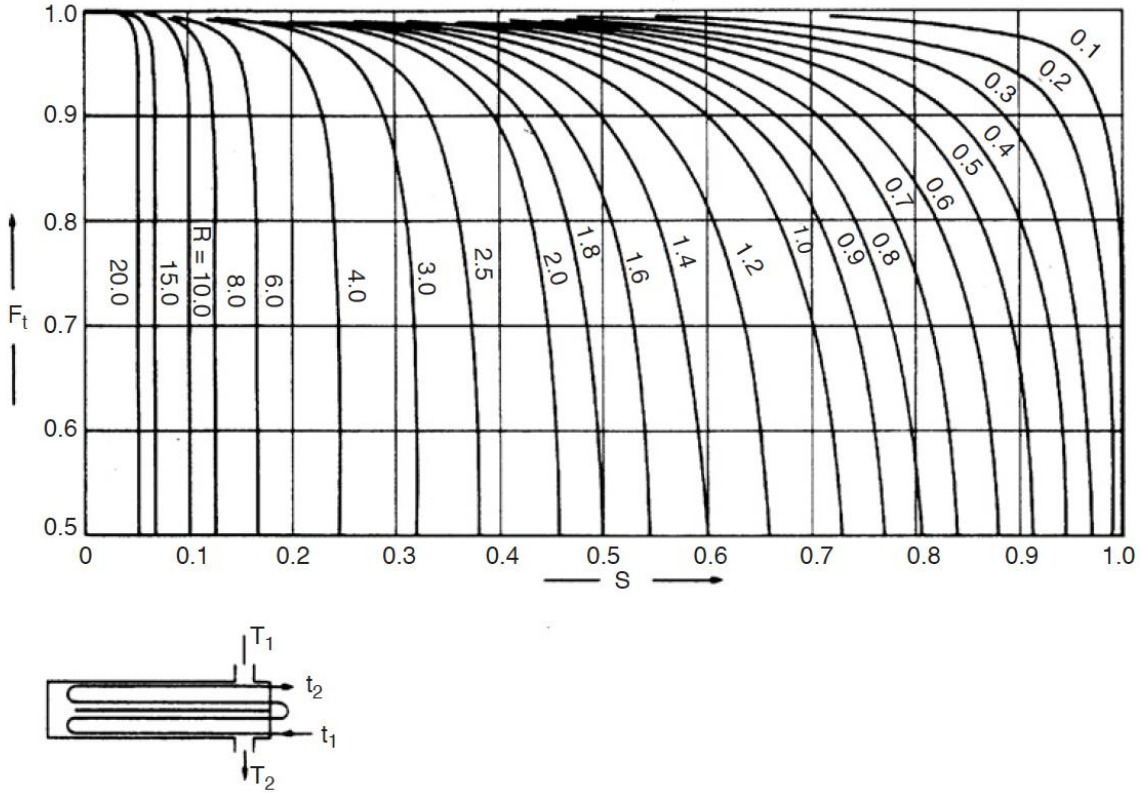


Figura 11. Fator de correção para um trocador de calor com dois passes pela carcaça e n passes pelos tubos, sendo que n é múltiplo de 4 (TOWLER; SINNOTT, 2008).

Além do método gráfico, pode-se utilizar a equação 38 para determinar analiticamente o fator de correção.

$$F_T = \frac{\sqrt{(R^2 + 1)} \ln[(1 - S)/(1 - R \cdot S)]}{(R - 1) \ln \left[\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{(R^2 + 1)})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{(R^2 + 1)})} \right]} \quad (38)$$

Após calcular a área de troca térmica do trocador de calor, é possível calcular o número de tubos (N_{tubos}) necessários por meio da equação 39.

$$N_{tubos} = \frac{A_{trocador}}{A_{tubo}} \quad (39)$$

Os tubos são cilíndricos e sua área (A_{tubo}) é calculada pela equação 40, na qual d_{tubo} é o diâmetro da base do tubo e L_{tubo} é o comprimento do tubo.

$$A_{tubo} = \pi \cdot d_{tubo} \cdot L_{tubo} \quad (40)$$

Neste trabalho, foi adotado o padrão TEMA (*Tubular Exchanger Manufacturers Association*), que emprega um código de três letras para classificar um trocador de calor do tipo casco e tubos de acordo com seu cabeçote frontal, casco e cabeçote posterior.

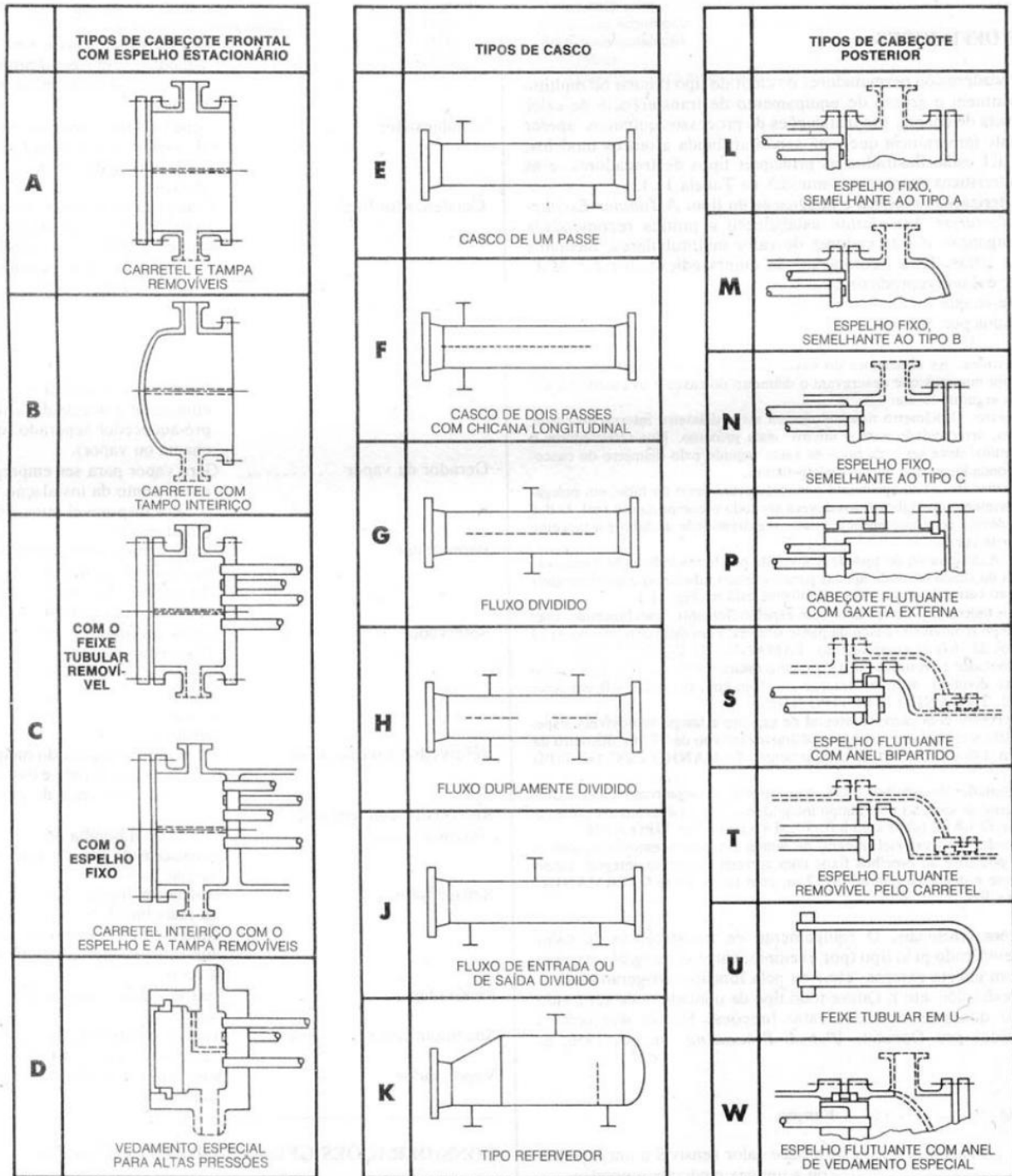


Figura 12. Padrão TEMA para classificação de trocadores de calor de casco e tubo (PERRY, 1980).

Todos os trocadores de calor deste projeto são de casco e tubo, carcaça única e disposição triangular dos tubos. Os tubos têm diâmetro interno de $\frac{3}{4}$ de polegada e *pitch* (distância centro a centro entre os tubos) de 1 polegada. Assim, pode-se determinar o diâmetro interno da carcaça com a tabela a seguir.

Shell ID (in.)	TEMA L or M				TEMA P or S				TEMA U		
	Number of passes				Number of passes				Number of passes		
	1	2	4	6	1	2	4	6	2	4	6
8	42	40	26	24	31	26	16	12	32	24	24
10	73	66	52	44	56	48	42	40	52	48	40
12	109	102	88	80	88	78	62	68	84	76	74
13¼	136	128	112	102	121	106	94	88	110	100	98
15¼	183	172	146	148	159	148	132	132	152	140	136
17¼	237	228	208	192	208	198	182	180	206	188	182
19¼	295	282	258	248	258	250	228	220	266	248	234
21¼	361	346	318	320	320	314	290	276	330	316	296
23¼	438	416	382	372	400	384	352	336	400	384	356
25	507	486	448	440	450	442	400	392	472	440	424
27	592	574	536	516	543	530	488	468	554	528	502
29	692	668	632	604	645	618	574	556	648	616	588
31	796	774	732	708	741	716	666	648	744	716	688
33	909	886	836	812	843	826	760	740	852	816	788
35	1023	1002	942	920	950	930	878	856	974	932	908
37	1155	1124	1058	1032	1070	1052	992	968	1092	1056	1008
39	1277	1254	1194	1164	1209	1184	1122	1096	1224	1180	1146
42	1503	1466	1404	1372	1409	1378	1314	1296	1434	1388	1350
45	1726	1690	1622	1588	1635	1608	1536	1504	1652	1604	1560
48	1964	1936	1870	1828	1887	1842	1768	1740	1894	1844	1794
54	2519	2466	2380	2352	2399	2366	2270	2244	2426	2368	2326
60	3095	3058	2954	2928	2981	2940	2832	2800	3006	2944	2884
66	3769	3722	3618	3576							
72	4502	4448	4324	4280							
78	5309	5252	5126	5068							
84	6162	6108	5964	5900							
90	7103	7040	6898	6800							
96	8093	8026	7848	7796							
108	10260	10206	9992	9940							
120	12731	12648	12450	12336							

Figura 13. Diâmetro interno da carcaça para tubos de ¾ de polegada de diâmetro interno e 1 polegada de *pitch* em arranjo triangular (SERTH, 2007).

3.6.1. Condensadores E-01 e E-02

Os condensadores mais comumente utilizados na indústria química possuem orientação horizontal e carcaça tipo E, por ser a com menor custo. Os trocadores E-01 e E-02 foram definidos com TEMA AES, por ser uma configuração mais prática para limpeza, uma vez que as letras A e S indicam que tanto o cabeçote frontal quanto o posterior possuem tampa e carretel removíveis.

O custo de cada condensador é dado pela equação 41, sendo que para o condensador E-01, o custo é multiplicado por 1,3, que é o fator de conversão do custo do material em aço carbono para aço inoxidável 304.

$$C_{condensador}(USGC2006) = 11000 + 115A_{trocador}^{1,0} \quad (41)$$

A Tabela 14 apresenta o calor trocado (Q), o coeficiente global de troca térmica (U), a diferença de temperatura média logarítmica (ΔT_{ml}), o fator de correção (F_T), a área de troca térmica ($A_{trocador}$), a área do tubo (A_{tubo}), o número de tubos (N_{tubos}), o diâmetro da carcaça e o custo encontrados para os condensadores E-01 e E-02.

Tabela 14 – Dimensionamento dos trocadores de calor E-01 e E-02

	E-01	E-02
Q (kcal/h)	1415878,5	1160502,50
U (kcal/h.m².°C)	409,23	760,40
ΔT_{ml} (°C)	38,18	33,24
F_T	0,85	0,97
$A_{trocador}$ (m²)	117,35	51,96
A_{tubo} (m²)	0,37	0,37
N_{tubos}	322	143
Diâmetro da carcaça (cm)	55,25	38,74
Custo (USGC2006)	31844,44	16975,78

3.6.2. Refervedor E-03

O refervedor E-03 é responsável por vaporizar a corrente de fundo da coluna de destilação, que será devolvida à coluna para conduzir a separação. Este trocador de calor é do tipo AKT, TEMA comumente utilizado em caldeiras em processos químicos. A letra A indica, assim como nos condensadores, que o cabeçote frontal é removível, K indica que a carcaça é do tipo kettle e T indica que o cabeçote posterior também é removível e possui seus tubos em U. O fator de correção do refervedor é 1, dado que a razão adimensional de temperatura R é igual a zero, pois a temperatura se mantém constante, uma vez que todo o calor trocado é utilizado para transformar vapor em líquido saturado.

O custo do refervedor E-03 é dado pela equação 42.

$$C_{refervedor}(USGC2006) = 14000 + 83A_{trocador}^{1,0} \quad (42)$$

A Tabela 15 apresenta os parâmetros encontrados para o trocador de calor E-03.

Tabela 15 – Dimensionamento do trocador de calor E-03

	E-03
Q (kcal/h)	1435785,85
U (kcal/h.m².°C)	793,91
ΔT_{ml} (°C)	146,41
F_T	1,00
A_{trocador} (m²)	13,59
A_{tubo} (m²)	0,37
N_{tubos}	38
Diâmetro da carcaça (cm)	25,40
Custo (USGC2006)	15127,78

3.7. Bombas

O transporte de fluidos é essencial para o funcionamento de uma planta química. A impulsão de uma corrente líquida é promovida pelo fornecimento de energia mecânica a essa e contribui para modificar a velocidade, pressão e elevação do fluido. Uma bomba cede a energia necessária para o escoamento por meio da movimentação de partes móveis (MCCABE, 2005).

Bombas do tipo centrífuga aumentam a energia do fluido por meio da movimentação de um rotor e são as mais utilizadas na indústria química por operarem em uma grande faixa de vazões e fornecerem uma boa carga ao sistema. As duas bombas presentes na planta são do tipo centrífuga.

O projeto de cada bomba é dado pela vazão que a bomba movimenta, pela diferença de pressão (ou carga) a ser fornecida ao fluido e pela potência fornecida à corrente.

A vazão de fluido a ser movimentada (Q) é resultado da simulação da planta e as capacidades mínima e máxima da bomba são definidas em função dessa vazão.

$$Q_{\min} = 0,6Q \quad (43)$$

$$Q_{\max} = 1,2Q \quad (44)$$

A pressão de admissão ($P_{\text{admissão}}$), calculada pela equação 45, depende da pressão na qual o fluido se encontra na unidade anterior (P_1), da carga hidrostática devido à altura de líquido ($h_{\text{líquido}}$), da aceleração da gravidade (g) e da densidade mássica do fluido (ρ_{fluido}). A altura de líquido corresponde à elevação em relação ao solo da unidade anterior à bomba e vale 3 metros para todos os casos.

$$P_{\text{admissão}} = P_1 + h_{\text{líquido}} \cdot g \cdot \rho_{\text{fluido}} \quad (45)$$

A pressão máxima de admissão é obtida a partir da pressão de projeto no recipiente anterior à bomba e do valor máximo da altura de líquido (considerando que o recipiente anterior está completamente preenchido).

A pressão de impulsão ($P_{\text{impulsão}}$), calculada pela equação 46, depende da pressão na qual o fluido deve se encontrar na unidade seguinte (P_2), da carga hidrostática devido à altura de líquido ($h_{\text{líquido}}$), da aceleração da gravidade (g), da densidade mássica do fluido (ρ_{fluido}) e da perda de carga (h_v) na válvula da saída da bomba.

$$P_{\text{impulsão}} = P_2 + h_{\text{líquido}} \cdot g \cdot \rho_{\text{fluido}} + h_v \quad (46)$$

A pressão máxima de impulsão pode ser obtida ao adicionar a pressão máxima de admissão à variação máxima de pressão (ΔP).

A variação de pressão (ΔP) que a bomba deve fornecer ao líquido é dada pela diferença entre as pressões de impulsão e admissão.

$$\Delta P = P_{impulsão} - P_{admissão} \quad (47)$$

A carga ou *head* (H) de uma bomba centrífuga é a altura de fluido que esta pode impulsionar e é definida pela razão entre a pressão diferencial e o peso do fluido.

$$H [m] = \frac{\Delta P [Pa]}{\rho [kg/m^3] \cdot g [m/s^2]} \quad (48)$$

Utilizando a diferença de pressão, a vazão volumétrica máxima ($Q_{máx}$) e as eficiências hidráulica (η_{hid}) e elétrica (η_{el}), é possível calcular a potência fornecida pela bomba com a equação 49.

$$Pot [W] = \frac{Q_{máx} [m^3/h] \Delta P [Pa]}{3600 [s/h] \eta_{hid} \cdot \eta_{el}} \quad (49)$$

A eficiência hidráulica leva em consideração o fato de que o consumo de energia é maior que a potência absorvida devido a perdas de calor por atrito e no motor. Seus valores variam entre 0,3 e 0,6 e utilizou-se o valor médio de 0,45. Já a eficiência elétrica considera a perda de calor no motor e vale 0,9.

Um fator importante a ser considerado é o NPSH (Net Positive Suction Head), que é a carga líquida de sucção do sistema necessária para não ocorrer cavitação da bomba. O NPSH quantifica o quanto maior é a pressão de aspiração em relação à pressão de vapor do líquido a ser bombeado, pois bombear um líquido a pressões muito próximas de sua pressão de vapor pode causar o aparecimento de bolhas que podem danificar o impelidor ao colapsarem e diminuir a eficiência da bomba com o passar do tempo, eventualmente causando danos irreparáveis às partes móveis devido ao desgaste. Portanto, a pressão de admissão deve ser maior que a pressão de vapor do líquido e o NPSH disponível deve ser maior que o requerido pelo fabricante do equipamento. Na equação 50, P_{vapor} é a pressão de vapor do líquido nas condições de processo.

$$NPSH_{disponível} = \frac{P_{admissão} - P_{vapor}}{\rho_{fluido} \cdot g} \quad (50)$$

O NPSH requerido depende da bomba e é fornecido pelo fabricante. Para bombas que operam com vazões pequenas, menores que 100 m³/h, pode-se considerar um valor razoável de NPSH de 3 metros. Como todas as bombas da planta se encaixam nessa condição, $NPSH_{disponível}$ deve ser maior que 3 metros.

O custo da bomba centrífuga depende dos custos do motor e da carcaça. O custo do motor (C_{motor}) é função da potência da bomba em kW, enquanto o custo da carcaça ($C_{carcaça}$) depende da vazão de fluido de entrada, em L/s.

$$C_{motor}(USGC2006) = 920 + 600 \cdot \left(\frac{Pot}{1000}\right)^{0,7} \quad (51)$$

$$C_{carcaça}(USGC2006) = 3300 + 48 \cdot \left(\frac{Q_{refluxo}}{3,6}\right)^{1,2} \quad (52)$$

O custo total da bomba é dado pela soma dos custos do motor e da carcaça. É importante observar que em uma planta química sempre se instalam duas bombas, para que no caso de falha da primeira bomba, a segunda entre em ação e o sistema permaneça em operação normal. Por isso, o custo das bombas é multiplicado por 2.

$$C_{bombas}(USGC2006) = 2(C_{motor} + C_{carcaça}) \quad (53)$$

A Tabela 16 apresenta os parâmetros encontrados para as bombas P-01 e P-02.

Tabela 16 – Dimensionamento das bombas P-01 e P-02

	P-01	P-02
Q (kg/h)	6739,58	308,85
ρ (kg/m³)	820,00	737,90
ΔP (kg/cm²)	3,47	4,02
H (m)	43,14	57,23
NPSH_{disp} (m)	28,26	12,25
Pot (kW)	2,35	0,14
Custo (USGC2006)	10879,39	8754,39

3.8. Compressores

Os dois compressores presentes na planta são responsáveis por aumentar as pressões das correntes de reciclo ao reator R-01 para que estas sejam adequadas para entrar no reator.

Assim como as bombas, os compressores são projetados para uma vazão mínima igual a 60% de sua vazão normal e vazão de projeto com sobredimensionamento de 120% em relação à vazão normal. Os compressores utilizados são centrífugos de fluxo contínuo.

A pressão de aspiração (P_a) é dada pela soma de todas as contribuições de pressão na entrada do compressor menos as perdas de carga por atrito nas tubulações.

$$P_a = P_{alimentação} + P_{elevação} - \Delta P_{carga} \quad (54)$$

Na equação 54, $P_{alimentação}$ é a pressão na alimentação do condensador, $P_{elevação}$ é a pressão equivalente à altura da alimentação em relação ao solo e ΔP_{carga} é a perda de carga por atrito e vale $0,07 \text{ kg/cm}^2$.

A pressão de impulsão (P_i) é obtida pela equação 55.

$$P_i = P_{R-01} + P_{altura} + \Delta P_{carga} \quad (55)$$

P_{R-01} corresponde à pressão no reator R-01 e P_{altura} é a pressão relacionada à altura estática do reator.

A razão de compressão é a razão entre a pressão na impulsão e na aspiração:

$$\text{Razão de compressão} = \frac{P_i}{P_a} \quad (56)$$

Para razões de compressão da ordem de 3-4, a compressão é feita em uma única etapa. Para razões maiores, a compressão deve ser feita em várias etapas e com resfriamento. Nesse caso, a potência real (Pot_r) é dada pela soma das potências calculadas em cada uma das etapas. O compressor K-02 possui razão de compressão igual a 7,03, por isso, este é um compressor multiestágios com dois estágios. O primeiro estágio comprime até a pressão intermediária (P_{int}), dada pela equação 57, e o segundo estágio, da pressão intermediária até a pressão final, de forma que o mesmo trabalho é realizado em cada estágio.

$$P_{int} = \sqrt{P_i \cdot P_a} \quad (57)$$

A potência absorvida (Pot_a) por um compressor é calculada pela seguinte equação.

$$Pot_a = \frac{n}{n-1} \cdot Z_1 \cdot R \cdot T_1 \cdot F \cdot \left[\left(\frac{P_i}{P_a} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad (58)$$

Na equação 58, n é um fator que depende do tipo de compressor, Z_1 é o fator de compressibilidade na admissão, R é a constante dos gases (8,314 J/mol.K), T_1 é a temperatura na aspiração, F é o fluxo molar do gás e P_i e P_a são as pressões na impulsão e na aspiração, respectivamente. O fator n para um compressor centrífugo é definido pela equação 59.

$$n = \frac{1}{1 - m} \quad (59)$$

A variável m pode ser obtida por:

$$m = \frac{\gamma - 1}{\gamma \cdot \eta_p} \quad (60)$$

Na equação 60, η_p é a eficiência politrópica do compressor, que vale 0,75 e γ é a razão entre os calores específicos a pressão e a volume constante (C_p/C_v). A potência real (Pot_r) é dada, então, pela equação 61.

$$Pot_r = \frac{Pot_a}{\eta_r} \quad (61)$$

Conforme especificado nos critérios de projeto, os compressores são sobredimensionados em 20%. O custo do compressor é dado pela equação 62, sendo que o fator 1,3 é o fator de conversão do material utilizado de aço carbono para aço inoxidável 304.

$$C_{compressor}(USGC2006) = (8400 + 3100Pot_r^{0,6}) \cdot 1,3 \quad (62)$$

A Tabela 17 apresenta os parâmetros dos compressores K-01 e K-02.

Tabela 17 – Dimensionamento dos compressores K-01 e K-02

	K-01	K-02
Razão de compressão	1,40	7,03
Potência real (kW)	47,99	585,25
Custo (USGC2006)	52033,52	195299,02

3.9. Conversão de moeda

Geralmente, os dados de custos para plantas e equipamentos estão em base da região da Costa do Golfo dos Estados Unidos (USGC) ou base do Nordeste Europeu (NWE). Os custos foram calculados em dólares em base *U.S. Gulf Coast*, que é historicamente um dos maiores centros da indústria química. O custo de se construir uma planta em outra localidade depende de fatores como o local de fabricação, a infraestrutura de construção, disponibilidade e custo de mão de obra, custo de transporte de equipamentos até o local de construção, impostos locais e cotação da moeda. Para incluir essas diferenças no custo, utiliza-se um fator de localidade (FL), como mostra a equação 63 (TOWLER; SINNOTT, 2008).

$$\text{Custo da planta na localidade } A = \text{Custo da planta em USGC} \times FL_A \quad (63)$$

Na equação 63, FL_A corresponde ao fator de localidade para a localidade A relativo a uma base USGC. Towler & Sinnott (2008) apresentam os fatores de localidade para o ano de 2003. Para atualizá-lo, basta dividir esse fator pela razão dólar americano/moeda local de 2003 e multiplicar pela razão dólar americano/moeda local do ano de interesse, como mostra a equação 64.

$$FL_{2006} = FL_{2003} \cdot \left(\frac{R\$}{US\$} \right)_{2003} \cdot \left(\frac{US\$}{R\$} \right)_{2006} \quad (64)$$

Como todos os custos foram calculados em USGC de 2006, o fator de localidade foi atualizado de 2003 para 2006. Para as cotações, foi utilizada uma média das cotações do ano, fornecidas pelo Banco Central do Brasil. Em 2003, a cotação média do dólar americano foi de R\$3,07 e em 2006, R\$2,18. O fator de localidade para o Brasil em 2003 é de 1,14. Dessa maneira, tem-se:

$$FL_{2006} = 1,14 \cdot \frac{3,07 \text{ R\$}}{1 \text{ US\$}} \cdot \frac{1 \text{ US\$}}{2,18 \text{ R\$}} = 1,61$$

Somando-se todos os investimentos em equipamentos da planta, tem-se o custo em USGC2006. Multiplicando o valor obtido pelo fator de localidade 1,61, obtém-se os custos em dólares americanos (US\$) de se construir tal planta no Brasil em 2006.

Para atualizar o valor de US\$2006 para US\$2017, utilizam-se índices publicados em revistas de engenharia química. Esses índices relacionam custos passados a custos presentes e devem ser utilizados como mostra a equação 65.

$$\text{Custo no ano } A = \text{Custo no ano } B \cdot \frac{\text{Índice de custo no ano } A}{\text{Índice de custo no ano } B} \quad (65)$$

Os índices de custo mais utilizados são o *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) e o *Marshall and Swift Index* (índice M&S). Neste trabalho, será utilizado o índice CEPCI. Em 2006, o índice CEPCI foi de 499,6 e no ano de 2017, 567,5. Assim, tem-se:

$$Custo\ em\ 2017\ (US\$2017) = Custo\ em\ 2006\ (US\$2006) \cdot \frac{567,5}{499,6}$$

Tendo em mãos o custo em dólares americanos de se construir a planta química no Brasil em 2017, resta transformar este valor para reais. A cotação média do dólar em 2017 foi de US\$ 1,00 = R\$3,19. Então, tem-se:

$$Custo\ em\ 2017\ (R\$2017) = Custo\ em\ 2017\ (US\$) \cdot \frac{3,19\ R\$}{1\ US\$}$$

A Tabela 18 apresenta os investimentos em cada equipamento e a conversões de moeda de dólares em base *U.S. Gulf Coast* para reais.

Tabela 18 – Investimentos, em milhões, em equipamentos e conversão de moeda

Equipamento	Investimento (USGC2006)	Investimento (R\$2017)
Reator (R-01)	181650,63	1059734,09
Trocador de Calor (E-01)	31844,44	185777,71
Separador (V-01)	80061,20	467070,13
Compressor (K-01)	52033,52	303559,06
Coluna de absorção (C-01)	76851,82	448346,88
Compressor (K-02)	195299,02	1139357,61
Bomba (P-01)	10879,39	63469,42
Coluna de destilação (C-02)	98514,28	574723,80
Trocador de calor (E-02)	16975,78	99035,23
Recipiente pulmão (V-02)	11422,77	66639,45
Bomba (P-02)	8754,39	51072,36
Trocador de calor (E-03)	15127,78	88254,16

4. CONTROLE, INSTRUMENTAÇÃO E SEGURANÇA

4.1. Instrumentação de controle

Uma planta química é um arranjo de unidades operacionais (reatores, trocadores de calor, bombas, colunas de destilação, absorção, evaporadores, tanques, etc.) integrados uns com os outros de maneira sistemática e racional. Durante sua operação, a planta precisa satisfazer várias especificações definidas técnica, econômica e socialmente na presença de influências externas (distúrbios) (STEPHANOPOULOS, 1984).

Os instrumentos têm o papel de monitorar as variáveis chave do processo durante a operação da planta. Eles podem ser incorporados em *loops* automáticos de controle ou utilizados para manutenção manual da operação (TOWLER, 2008).

Em um processo produtivo, uma variedade de instrumentos é utilizada para realizar o controle da planta, dentre eles: medidores, transmissores, controladores, atuadores, etc. O funcionamento desses instrumentos é de comparar o sinal recebido da medição de uma variável com um valor padrão (set point) estabelecido no design da planta e, em seguida, enviar outro sinal para o elemento atuador, a fim de modificar as condições de operação.

Os instrumentos empregados para o controle da planta são representados em um diagrama mecânico, *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID), com simbologia normalizada pela *International Society of Automation* (ISA) em termos de siglas e numeração para identificação dos loops de controle. Para auxiliar o entendimento, a Tabela 19 apresenta um compilado dos instrumentos utilizados na planta para produção de n-butiraldeído.

Tabela 19 – Código de letras para os símbolos dos instrumentos

Variável	Indicador	Transmissor	Controlador indicador	Elemento final de controle
Fluxo	FI	FT	FIC	FV
Temperatura	TI	TT	TIC	TV
Pressão	PI	PT	PIC	PV
Nível	LI	LT	LIC	LV
Qualidade	XI	XT	XIC	XV

4.2. Análise HAZOP

4.2.1. Descrição da instalação em estudo

O sistema a ser estudado é o reator R-01 no qual ocorre a hidroformilação do propeno e do gás de síntese para a formação de n-butanal e isobutanal com ajuda de um catalisador líquido a base de ródio. A reação ocorre em uma faixa de temperatura entre 90 e 110°C. O ponto de fulgor do isobutanal é de -19°C e do n-butanal é de -7°C, portanto os dois produtos da reação são inflamáveis na temperatura de trabalho. O catalisador atua em uma temperatura ótima igual a temperatura de operação e o mesmo se degrada caso a temperatura se eleve demais. Além disso, o catalisador precisa ser trocado quando seus sítios ativos passam a estar ocupados.

Se realiza o controle de nível do reator com o controlador LIC-01 que atua na válvula de entrada do catalisador e o controle de pressão é realizado pelo controlador PIC-01 que atua na válvula de saída de produtos do reator. O esquema simplificado da instalação e dos equipamentos de controle está representado na Figura 14.

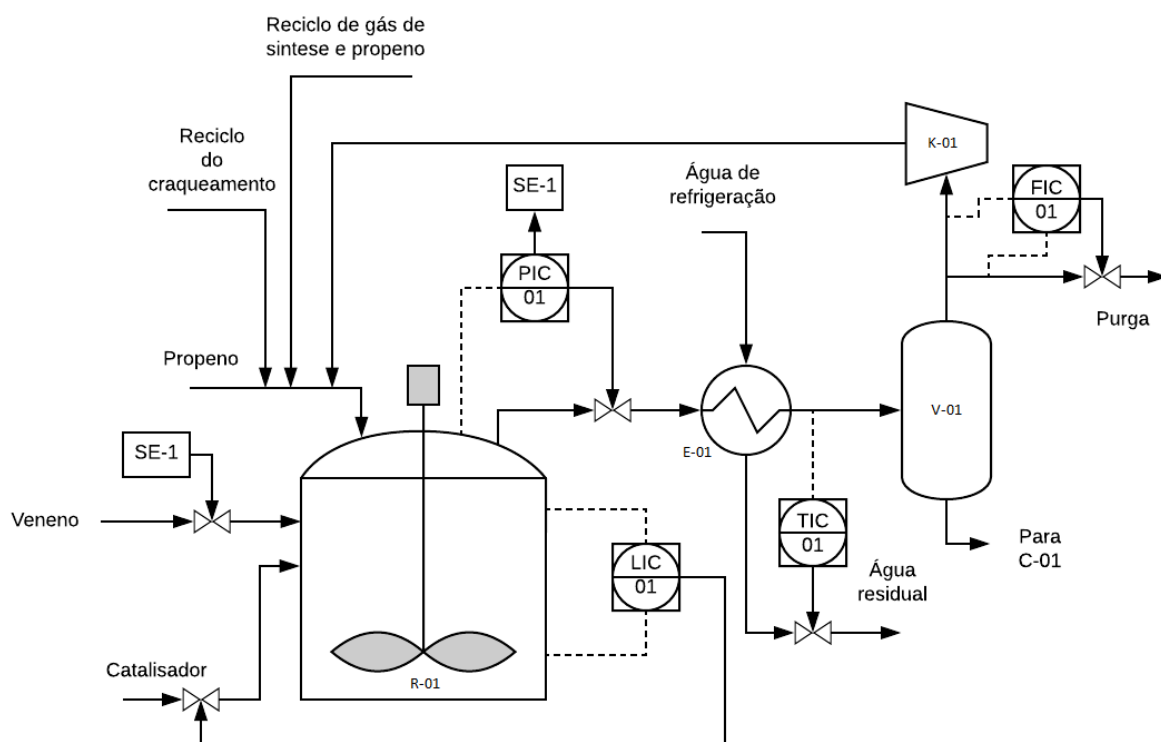


Figura 14. Esquema da instalação e dos equipamentos de controle do reator R-01.

4.2.2. Descrições das proteções do reator R-01

As proteções do reator R-01 são:

- Controlador PIC-01 que atua tanto na válvula de saída de produto, abrindo-a caso a pressão dentro do reator comece a aumentar, quanto no sistema de encravamento 1, que abre uma válvula para a entrada de um veneno no reator para parar a reação e, conseqüentemente, diminuir a pressão dentro do reator.
- Controlador LIC-01 que atua na válvula de controle da entrada de catalisador, impedindo que o reator inunde.

4.2.3. Considerações prévias à análise

Considerando as condições normais de operação, temos as seguintes hipóteses:

- Considera-se que uma bomba P03-A impulsiona veneno para o reator. A bomba P03-B somente entra em operação quando se produz uma queda de pressão na linha do veneno.
- Considera-se que uma bomba P04-A impulsiona catalisador para o reator. A bomba P04-B somente entra em operação quando se produz uma queda de pressão na linha do catalisador.
- Considera-se que os produtos gasosos da reação de hidroformilação saem livremente do reator e entram livremente no separador gás-líquido V-01, ou seja, não existe nenhum sistema de impulsão.
- O catalisador é líquido e este é responsável pelo volume de líquido dentro do reator.

4.2.4. Estudo preliminar

A Tabela 20 apresenta em quais situações as substâncias dentro do reator representam algum perigo, seja em condições normais de operação ou com excesso de temperatura (NCBI²; NCBI³; NCBI⁴; NCBI⁵; NCBI⁶; NCBI⁷; NCBI⁸, 2018).

Tabela 20 – Estudo preliminar dos componentes dentro do reator R-01

	Ar	(1)	(2)	(3)	(4)	(5)	(6)	(7)	(8)	Comentários
Propeno	X	-	-	-	-	-	-	-	-	Atmosfera explosiva
Metano	X	-	-	-	-	-	-	-	-	Atmosfera explosiva
Hidrogênio	X	-	-	-	-	-	-	-	-	Atmosfera explosiva
Propano	X	-	-	-	-	-	-	-	-	Atmosfera explosiva
Isobutanal	X	-	-	-	-	-	-	-	-	Atmosfera explosiva
n-Butanal	X	-	-	-	-	-	-	-	-	Atmosfera explosiva
Monóxido de carbono	X	-	-	-	-	-	-	-	-	Atmosfera explosiva
Nitrogênio	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Temperatura de trabalho	-	X	X	X	X	X	X	X	-	Inflamável.
Temperatura em excesso	-	X	X	X	X	X	X	X	X	Explosivo se esquentado.

Legenda: (1) Propeno; (2) Metano; (3) Hidrogênio; (4) Propano; (5) Isobutanal; (6) n-Butanal; (7) Monóxido de carbono; (8) Nitrogênio.

Após a análise da Tabela 20 foi possível identificar as seguintes situações perigosas:

- Todas as substâncias que se encontram dentro do reator, com exceção do nitrogênio, formam uma atmosfera explosiva em contato com o ar.
- No caso de excesso de temperatura dentro do reator, todas as substâncias ou entram em autoignição ou explodem.
- A temperatura de trabalho está acima do ponto de fulgor do propeno, metano, hidrogênio, propano, isobutanal, n-butanal e do monóxido de carbono, o que faz com que todos esses compostos sejam inflamáveis.

4.2.5. Análise HAZOP

As Tabelas 21, 22, 23 e 24 apresentam os resultados da análise HAZOP.

Tabela 21 – Resultados da análise HAZOP da entrada de propeno

PALAVRA GUIA	VARIÁVEL	CAUSAS POSSÍVEIS	CONSEQUÊNCIAS POSSÍVEIS	PROTEÇÕES DO SISTEMA	MEDIDAS CORRETIVAS
Mais	Temperatura	1. Temperatura acima da especificação da água de refrigeração do condensador E-01 2. Falha no laço de controle TIC-01	Autoignição dos aldeídos	1. Controlador TIC-01 2. Nenhuma	2. Instalar TAH no TIC-01
Menos	Temperatura	1. Temperatura abaixo da especificação da água de refrigeração do condensador E-01 2. Falha no laço de controle TIC-01	1. A reação não ocorre 2. A conversão da reação é prejudicada, acarretando em uma menor quantidade de aldeídos na corrente de produto	1. Controlador TIC-01 2. Nenhuma	2. Instalar TAL no TIC-01

(continuação)

PALAVRA GUIA	VARIÁVEL	CAUSAS POSSÍVEIS	CONSEQUÊNCIAS POSSÍVEIS	PROTEÇÕES DO SISTEMA	MEDIDAS CORRETIVAS
Não / menos	Vazão	1. Falha no sistema de reciclo 2. Falha no compressor 3. Falha no laço de controle FIC-01 4. Falha no controlador PIC-01	1, 2 e 3. Ocorre uma queda de pressão no reator e a conversão da reação é prejudicada, acarretando em uma menor quantidade de aldeídos na corrente de produto	1. Controlador FIC-01 2. Nenhuma 3. Nenhuma 4. Nenhuma	2 e 3. Instalar FAL no FIC-01 4. Instalar PAL no PIC-01
Mais	Vazão	1. Falha no sistema de reciclo 2. Falha no compressor 3. Falha no laço de controle FIC-01	1, 2 e 3. Aumento da pressão no reator, o que pode acarretar na explosão do equipamento	1. Controlador FIC-01 2 e 3. Sistema de encravamento SE-1	Medida já adotada
Inverso	Vazão	Não procede	-	-	-
Mais	Pressão	1. Falha no sistema de reciclo 2. Falha no compressor 3. Falha no laço de controle PIC-01	1, 2 e 3. Pode acarretar na explosão do reator	1 e 2. Controlador PIC-01 3. Sistema de encravamento SE-1	Medida já adotada

(continuação)

PALAVRA GUIA	VARIÁVEL	CAUSAS POSSÍVEIS	CONSEQUÊNCIAS POSSÍVEIS	PROTEÇÕES DO SISTEMA	MEDIDAS CORRETIVAS
Menos	Pressão	1. Falha no sistema de reciclo 2. Falha no compressor 3. Falha no laço de controle PIC-01 4. Perda de propeno pela tubulação ou esgotamento do mesmo	1, 2, 3 e 4. Menor conversão do reator	1 e 2. Controlador PIC-01 3. Nenhuma 4. Nenhuma	3 e 4. Instalar PAL no PIC-01
Outra	Composição	1. Falha no sistema de reciclo 2. Falha no sistema de purga	1 e 2. Menor conversão do reator.	1 e 2. Controlador FIC-01	Medida já adotada

Tabela 22 – Resultados da análise HAZOP da entrada de catalisador

PALAVRA GUIA	VARIÁVEL	CAUSAS POSSÍVEIS	CONSEQUÊNCIAS POSSÍVEIS	PROTEÇÕES DO SISTEMA	MEDIDAS CORRETIVAS
Mais	Temperatura	Não procede	-	-	-
Menos	Temperatura	Não procede	-	-	-
Não / menos	Vazão	1. Falha na bomba de carga 2. Falha elétrica que afete as duas bombas	1 e 2. Não ocorre a reação	1. Ativação da bomba reserva. 2. Nenhuma	2. Instalar LAL no LIC-01
Mais	Vazão	1. Falha na bomba de carga 2. Falha no controlador LIC-01	1 e 2. Maior quantidade de calor liberada pela reação 1 e 2. Maior pressão no reator, o que pode acarretar na explosão do mesmo 1 e 2. Desperdício de catalisador	1. Controlador LIC-01 2. Nenhum	2. Instalar LAH no LIC-01
Inverso	Vazão	Não procede	-	-	-
Mais	Pressão	Não procede	-	-	-
Menos	Pressão	Não procede	-	-	-
Outra	Composição	Qualidade do fornecedor	Menor conversão da reação	Nenhuma	Troca do fornecedor

Tabela 23 – Resultados da análise HAZOP da entrada de veneno

PALAVRA GUIA	VARIÁVEL	CAUSAS POSSÍVEIS	CONSEQUÊNCIAS POSSÍVEIS	PROTEÇÕES DO SISTEMA	MEDIDAS CORRETIVAS
Mais	Temperatura	Não procede	-	-	-
Menos	Temperatura	Não procede	-	-	-
Não / menos	Vazão	1. Falha na bomba de carga 2. Falha elétrica que afete as duas bombas	A reação continua ocorrendo	1. Ativação da bomba reserva 2. Nenhuma	2. Instalar LAL no LIC-01
Mais	Vazão	Não procede	-	-	-
Inverso	Vazão	Não procede	-	-	-
Mais	Pressão	Não procede	-	-	-
Menos	Pressão	Não procede	-	-	-
Outra	Composição	Não procede	-	-	-

Tabela 24 – Resultados da análise HAZOP da saída de produto

PALAVRA GUIA	VARIÁVEL	CAUSAS POSSÍVEIS	CONSEQUÊNCIAS POSSÍVEIS	PROTEÇÕES DO SISTEMA	MEDIDAS CORRETIVAS
Mais	Temperatura	1. Falha no sistema de refrigeração do condensador	1. Aumento do volume de água de refrigeração 2. Diminuição da vida útil do catalisador 3. Aumento de pressão	1. Controlador PIC-01	Medida já adotada
Menos	Temperatura	1. Falha no sistema de refrigeração do condensador 2. Menor conversão dentro do reator 3. Falha do controlador TIC-01	1 e 2. Menos produto formado	1 e 2. Controlador TIC-01 3. Nenhuma	3. Instalar TAL no TIC-01
Não / menos	Vazão	1. Menor pressão no reator 2. Menor conversão dentro do reator 3. Falha no controlador PIC-01	1. Menor quantidade de produto formado	1. Controlador PIC-01 2. Nenhuma	2. Instalar PAL no PIC-01

(continuação)

PALAVRA GUIA	VARIÁVEL	CAUSAS POSSÍVEIS	CONSEQUÊNCIAS POSSÍVEIS	PROTEÇÕES DO SISTEMA	MEDIDAS CORRETIVAS
Mais	Vazão	1. Falha nos compressores, causando maior vazão de entrada no reator 2. Falha no controlador PIC-01	1. Maior quantidade de produto produzido 2. Maior pressão dentro do reator	1. Controlador PIC-01 2. Sistema de encravamento SE-1	Medida já adotada
Inverso	Vazão	Falha na válvula de contra fluxo	Aumento de pressão no reator	Controlador PIC-01	Medida já adotada
Mais	Pressão	1. Maior pressão dentro do reator 2. Falha no compressor 3. Falha no controlador PIC-01	1, 2 e 3. Risco de explosão do reator	1. Controlador PIC-01 2 e 3. Sistema de encravamento SE-1	Medida já adotada
Menos	Pressão	1. Menor conversão dentro do reator 2. Falha no controlador PIC-01	1 e 2. Menor quantidade de produto formado	1. Controlador PIC-01 2. Nenhuma	2. Instalar PAL no PIC-01
Outra	Composição	Não procede	-	-	-

Assim, com as observações das Tabelas 21, 22, 23 e 24, podemos alterar a Figura 14 com as seguintes modificações:

- Instalação de alarme de alta no controlador TIC-01, pois caso a temperatura de saída de saída dos produtos do reator estiver muito alta, esse corre o risco de explodir devido a alta pressão.
- Instalação de alarme de baixo no controlador TIC-01, pois como a reação necessita de uma certa temperatura para ocorrer, caso a temperatura de saída do reator esteja muito, a conversão da reação pode estar muito baixa ou a reação pode não estar acontecendo como um todo.
- Instalação de alarme de alta no controlador LIC-01 para o reator não ser inundado por catalisador, pois este é caro e seu desperdício não é recomendado.
- Instalação de alarme de baixa no controlador LIC-01, pois o reator precisa de um certo volume de catalisador para a reação ocorrer com a conversão necessária para se obter a quantidade de produto final desejada.
- Instalação de alarme de baixa no controlador PIC-01, pois caso a pressão dentro do reator estiver menor do que ela deveria estar, isso pode causar uma menor conversão da reação de hidroformilação.
- Instalação de alarme de baixa no controlador FIC-01, pois uma menor vazão indo pro compressor significa que o reciclo estaria indo para a purga e não voltando para o reator, o que resultaria em uma conversão menor dentro do reator.

4.3. Alarmes e encravamentos

Um dos requisitos para o controle da planta é sua segurança, dessa forma, é imprescindível a utilização de mecanismos que indiquem um funcionamento incorreto dos laços de controle (STEPHANOPOULOS, 1984)

São utilizados alarmes sonoros e visuais para sobressaltar os operadores acerca de variações sérias e potencialmente perigosas nas condições de processo. Nos casos em que há atraso ou falta de resposta do operador, levando a um rápido desenvolvimento da situação perigosa, alguns instrumentos são equipados com um sistema de encravamento que age automaticamente para evitar maiores riscos, desligando bombas, fechando válvulas ou operando sistemas de emergência (TOWLER, 2008)

Os alarmes são postos em ação quando alguma variável atinge valores baixos (AL), altos (AH), muito baixos (ALL) ou muito altos (AHH). A Tabela 25 apresenta todos os alarmes que foram utilizados na planta, assim como os equipamentos e instrumentos aos quais estão associados.

Tabela 25 – Alarmes utilizados

Variável	Alarme	Instrumento	Equipamento
Pressão	PAH/PAL	PIC-01	R-01
	PAH/PAL	PIC-02	C-01
	PAH/PAHH	PIC-03	C-02
Nível	LAH/LAL	LIC-01	R-01
	LAH/LAL	LIC-02	V-01
	LAH/LAL	LIC-03	C-01
	LAH/LAL	LIC-04	V-02
	LAH/LAL	LIC-05	C-02
Temperatura	TAH/TAL	TIC-01	E-01
Vazão	FAL	FIC-01	V-01
	FAL	FIC-02	V-01
	FAL	FIC-03	C-02
	FAL	FIC-06	C-02

Entretanto, para os casos de riscos maiores, faz-se necessário implementar sistema de encravamento, os quais são associados a um sinal muito alto (SHH) ou muito baixo (SLL) que, em seguida, envia outro sinal que aciona uma medida emergencial. Cada um dos

sistemas foi representado no diagrama P&I pela sigla SE e um número de identificação. A Tabela 26 apresenta os sistemas utilizados na planta, assim como o instrumento associado e sua atuação.

Tabela 26 – Encravamentos utilizados

Sistema de encravamento	Instrumento	Ação
SE-1	PT-01	Abre FV-01
SE-2	FT-03	Fecha FV-08
SE-3	PT-02	Fecha FV-08
SE-4	FT-04	Fecha FV-13
SE-5	PT-03	Fecha FV-13
SE-6	FT-07	Fecha FV-13

4.4. Válvulas de segurança

Válvulas de segurança são projetadas para impedir que a pressão em determinados vasos atinja valores críticos, que comprometam a segurança da planta. O aumento da pressão pode ocorrer devido a situações de fogo ou falha de equipamentos.

A vazão de descarga da válvula é calculada pela razão entre o calor recebido responsável pelo aumento de pressão (Q) e o calor de vaporização do líquido (λ) que absorve a energia, dada pela fórmula:

$$V [kg/h] = \frac{Q [kcal/h]}{\lambda [kcal/kg]} \quad (66)$$

Foram consideradas 3 situações de risco para dimensionamento das válvulas: fogo, falha no condensador ou falha no refeedor. Para o caso de fogo o calor recebido é dado por:

$$Q [BTU/h] = 20000 \cdot A [ft^2] \quad (67)$$

Em que Q é o calor liberado e A , a área molhada do equipamento, para áreas entre 20 e 200 ft². Para o caso de falha no condensador ou refeedor o calor recebido é igual ao fluxo de calor do equipamento e o calor de vaporização igual ao da corrente que passa pelos equipamentos. A vazão de descarga da válvula é então definida como a maior vazão calculada para todos os casos de risco (LIPTÁK, 1995).

4.5. Tocha

Tochas (ou *flares*, do inglês) são usadas extensivamente em indústrias de processos químicos para queimar gases perigosos inflamáveis e lidar com condições adversas de maneira segura. Por exemplo, as tochas são normalmente utilizadas para lidar com correntes de gás indesejadas produzidas durante condições adversas e para reduzir as condições de sobrepressão (CHEMICAL ENGINEERING, 2017).

A tocha é dimensionada para um caso de incêndio, então, considera-se que as correntes líquidas internas do separador V-01, da coluna de desabsorção C-01 e da coluna de destilação V-02 são vaporizadas pelo calor Q fornecido pelo fogo. Para calcular a vazão de calor recebido para cada equipamento, utiliza-se a equação abaixo, em função da área A do recipiente exposta ao fogo (m^2).

$$Q [kcal/h] = 37139 \cdot A^{0,82} \quad (68)$$

Calculou-se as vazões de descarga para cada equipamento a partir da equação 66 e com os valores obtidos, simulou-se a tubulação que levaria os gases a serem queimados na tocha no Aspen HYSYS, de tal forma que a queda de pressão não ultrapassasse 0,4 bar. Usualmente, a tocha é colocada a 1,3 km do limite de bateria. Dessa forma, o diâmetro obtido para a tocha equivale a 2 pés. Com isso, é possível calcular a altura da tocha por meio da equação abaixo.

$$H_{tocha} = -60 \cdot D_{tocha} + \sqrt{(120 \cdot D_{tocha})^2 - \left(\frac{4\pi q_f x_f - 960 Q_m \sqrt{M}}{\pi q_f} \right)} \quad (69)$$

A altura da tocha obtida foi de 91,92 metros. Na equação 69, H_{tocha} corresponde à altura da tocha, D_{tocha} ao diâmetro da tocha, q_f equivale a 1500 BTU/(h ft²) (uma vez que 2000 BTU/(h ft²) provoca bolhas na pele em 20 segundos), x_f é a distância da base da tocha onde a incidência q_f é menor que o valor proposto e tem valor típico de 20 pés, Q_m é a vazão de descarga (-103500 lb/h) e M é a massa molar da corrente que vai para a tocha (32,50 g/mol).

4.6. Tubulações

As tubulações são sistemas responsáveis pelo transporte dos fluidos na planta, os quais são influenciados diretamente pelo tipo de substância que será transportado. Geralmente o material utilizado para sua construção é o aço-carbono, mas no caso deste projeto foi utilizado o Aço Inoxidável 304 em algumas regiões da planta onde há presença de hidrogênio (H₂) nas correntes, cuja presença fragiliza a liga aço-carbono. Nas demais regiões, foram empregadas tubulações de aço carbono.

A geometria das tubulações e o atrito do fluido contra ela gera uma perda de carga, fator muito importante para a determinação dos custos operativos dos sistemas de bombeamento, podendo a perda ser localizada (geometria) e distribuída (atrito).

Para o dimensionamento das tubulações das correntes 1 a 14 foi utilizada a ferramenta para projeto de linhas do simulador HYSYS, considerando:

- Comprimento: 40 metros
- *Pipe schedule*: 40
- ΔP máximo: 0,12 kg/cm²

As tubulações das correntes 15 a 28 foram dimensionadas a partir da Equação de Fanning, apresentada a seguir, seguindo os mesmos critérios de comprimento, *schedule* e queda de pressão máxima utilizados no dimensionamento pelo HYSYS.

$$\Delta P = 2 \cdot f \cdot \frac{L}{\varphi} \cdot \rho \cdot V^2 \quad (70)$$

Na equação 70, ΔP é a queda de pressão em Pascal, f é o fator de Fanning, L é comprimento da tubulação em metros, φ é o diâmetro nominal em metros, ρ é a densidade do fluido em kg/m³ e V é a velocidade do fluido em m/s.

Os dados de densidade do fluido e de velocidade foram obtidos a partir do HYSYS e o fator de Fanning foi obtido a partir do cálculo da fórmula de Reynolds:

$$f = \frac{16}{Re}, \text{ para } Re < 2100 \quad (71)$$

$$Re = \frac{\rho V d}{\mu} \quad (72)$$

Na equação 72, Re é o número de Reynolds, ρ é a densidade em kg/m³, d é o diâmetro nominal em metros e μ é a viscosidade em cSt.

Para um regime turbulento (número de Reynolds maior que 2100), foi utilizado o Gráfico de Moody para a determinação do fator de Fanning, considerando a rugosidade igual a $4,57 \times 10^{-5}$ metros (NAYYAR, 1992).

4.7. Diagrama de interconexões

A Figura 15 mostra o diagrama de interconexões do processo, onde são mostradas a pressão, a temperatura e a vazão mássica de cada corrente, além do fluxo de calor envolvido nos trocadores de calor.

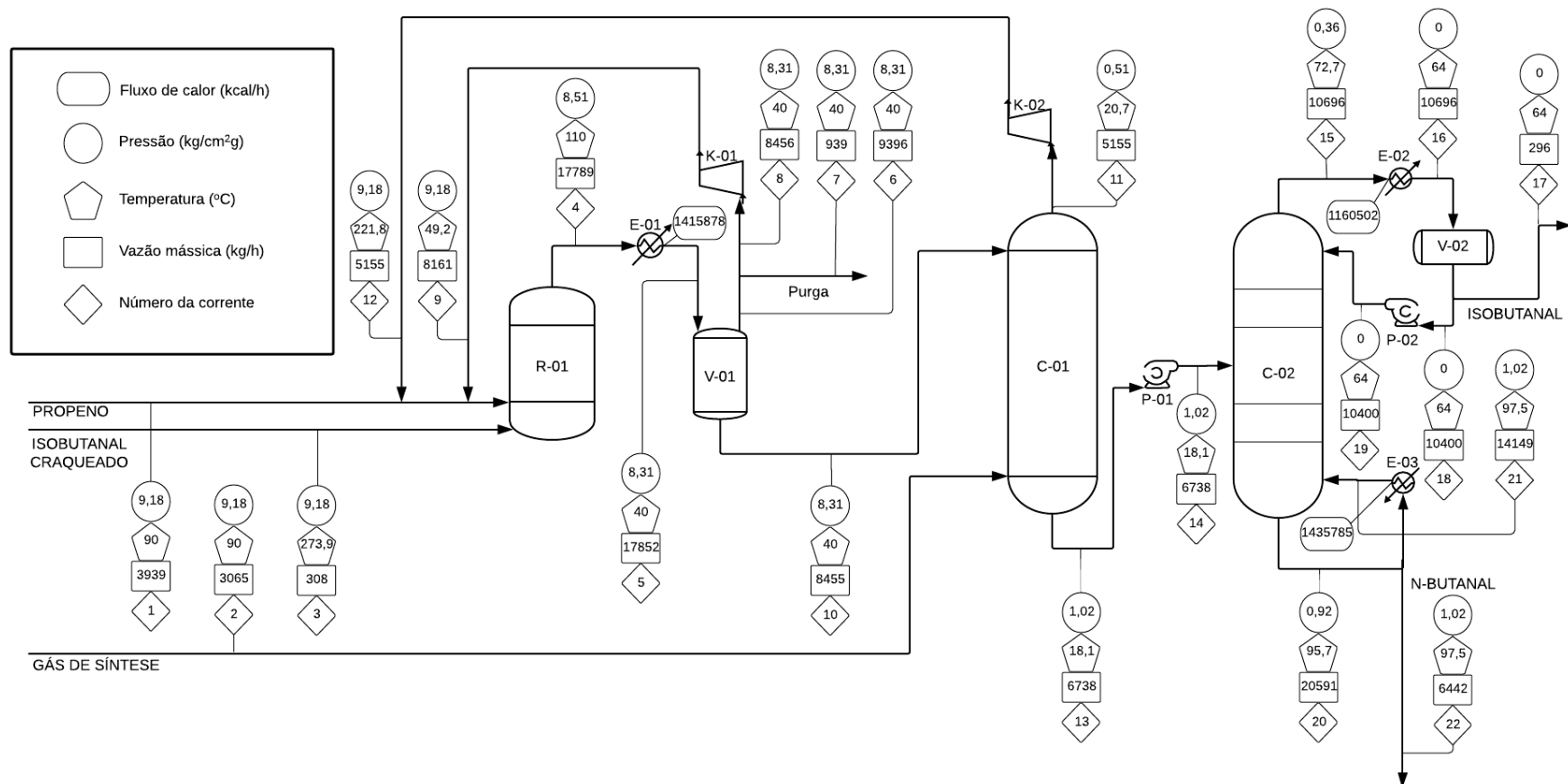


Figura 15. Diagrama de interconexões.

4.8. Diagrama P&ID

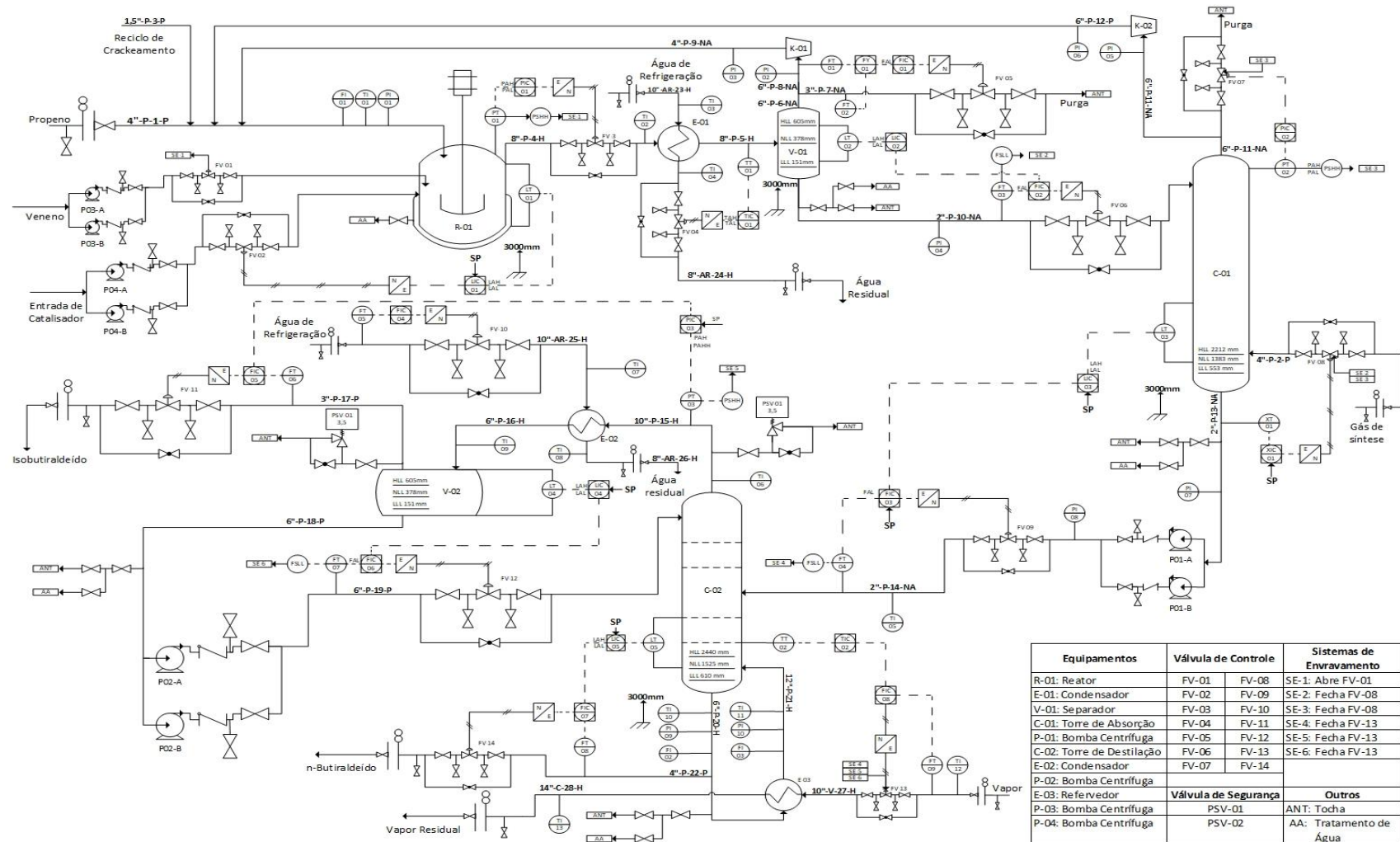


Figura 16. Diagrama P&ID.

5. ANÁLISE DE IMPACTO AMBIENTAL

O avanço tecnológico e industrial que vem ocorrendo há algumas décadas tem aumentado consideravelmente os impactos ambientais negativos causados pelos diferentes processos e produtos de organizações industriais. Tal avanço resultou em elevados níveis de degradação ambiental afetando direta ou indiretamente toda a população. Assim sendo, há uma crescente preocupação da sociedade com o meio ambiente tendo como consequência a criação de demandas e exigências cada vez mais rigorosas a serem cumpridas em um contexto industrial. Há, por fim, uma maior atenção por parte das empresas aos resíduos gerados, bem como a matéria prima utilizada e os produtos formados.

A análise ambiental de determinado projeto tem como objetivo investigar a sua viabilidade através da verificação de variáveis e condições ambientais, prevendo soluções, tratamentos e alternativas legais e compatíveis com os parâmetros ambientais e territoriais definidos pelo projeto em questão. Normas foram criadas pela organização não-governamental *International Organization for Standardization* (ISO) para padronizar e definir critérios representando a concordância e consenso entre os países congregados. A série de certificação ISO 14000 foi criada para as empresas interessadas em obtê-la implementarem projetos de gestão ambiental seguindo requisitos básicos e padronizados. Entre as vantagens da implementação de sistemas baseados nas normas ISO podem ser citadas a melhoria da eficiência do processo, a redução de custos e aumento na receita, incentivos reguladores, acesso a capital de baixo custo e melhor relação com o consumidor (HARRINGTON; KNIGHT, 2001). A série de certificação ISO 14000 é fundamentada por diretrizes e orientações para a implementação de um sistema de gestão ambiental (SGA), avaliação de desempenho ambiental integrando normas de qualidade e de meio ambiente, requisitos para a certificação ambiental, rotulagem e auditoria ambiental. É importante ressaltar que esta norma não substitui as leis locais em vigor e entre as exigências para a obtenção da certificação está o cumprimento total destas leis (OLIVEIRA; PINHEIRO, 2010).

O SGA tem como base o conjunto de normas ISO 14001 e consiste em práticas de gerenciamento com procedimentos uniformes adotadas pelas instituições de acordo com as exigências do mercado, resultando em uma expressão consistente de qualidade ambiental (GASPAR; SPERANDIO, 2008). A ISO 14001 consiste em um ciclo de melhoria contínua do SGA e as suas etapas são apresentadas a seguir:

- **Planejamento:** consiste em analisar os aspectos e prever possíveis impactos ambientais, os requisitos legais da área do empreendimento, objetivos e metas a serem alcançados no âmbito ambiental e os programas de gestão ambiental já adotados pela instituição.
- **Execução:** implementação da estrutura, treinamento e conscientização de funcionários com treinamentos e responsabilidades definidas com eficiência na comunicação, documentação e controle operacional, além de preparação adequada no caso de emergências.
- **Verificação:** monitoramento, medição e registros adequados ao sistema proposto, além de auditorias internas e externas para acompanhar e regular a implementação do SGA.
- **Ação corretiva e análise crítica:** verificação da adequação dos métodos adotados, avaliação da sua eficácia com a finalidade de se fazerem modificações ou adaptações nos processos implementados.

5.1. Legislação

O Conselho Nacional do Meio Ambiente (CONAMA) é um órgão consultivo e deliberativo do Sistema Nacional do Meio Ambiente presidido pelo Ministro de Estado do Meio Ambiente, instituído pela Lei 6.938/81 que dispõe sobre a política nacional do Meio Ambiente, sua finalidade e mecanismos de formulação e aplicação (BRASIL, 1981). É um colegiado que representa a sociedade civil, setor empresarial e os órgãos federais, estaduais e municipais.

No âmbito industrial compete ao CONAMA o estabelecimento de critérios, padrões e regras concernentes à manutenção do meio ambiente, normas e critérios para o licenciamento de atividades potencialmente poluidoras, sistemas de monitoramento para a avaliação do cumprimento ou não das normas estipuladas, determinar a realização de estudos de alternativas e possíveis impactos ambientais de projetos além de determinar a perda ou restrição de benefícios fiscais concedidos pelo poder público (CONAMA, 2017).

O CONAMA age na criação das resoluções de diretrizes e técnicas a serem utilizadas com a finalidade de proteger o meio ambiente e estimular o uso sustentável de recursos ambientais. Também é o responsável por recomendar a implementação de políticas e normas com influência na área ambiental e faz as proposições no âmbito ambiental quando estas são encaminhadas ao Conselho de Governo ou às Comissões do Senado ou Câmara dos

Deputados. Por fim, age como decisão final no caso de penalidades impostas pelo IBAMA (CONAMA, 2017).

5.2. Previsão dos possíveis impactos ambientais da produção de n-butanal

A produção de n-butanal do presente projeto se realiza a partir das matérias primas propileno, corrente com traços de propano e outras possíveis impurezas provenientes da fabricação da matéria prima ou dos processos de transporte e armazenamento; e gás de síntese, que é predominantemente composta por monóxido de carbono e gás hidrogênio, no entanto, como toda corrente industrial, está também sujeita a impurezas. Além disso considerou-se para o projeto a presença de metano e nitrogênio na corrente de gás de síntese. Uma vez obtido o propileno do fornecedor ou de outra unidade de produção, este é submetido a um pré-tratamento para atingir as condições de entrada na reação pré-estabelecidas (10bar, 90°C). As correntes provenientes do reciclo são alimentadas juntamente ao propileno tratado no reator de hidroformilação. Este reator é do tipo coluna de borbulhamento no qual o catalisador de ródio está presente na fase aquosa, bem como os ligantes trifenilfosfina é alimentado com os reagentes por dispersores de maneira a borbulhar todo o leito reacional. No topo do reator são recuperados os produtos e a fração que não reagiu. É importante colocar que nesta configuração de reator o catalisador, por ter elevada massa molecular e estar na fase aquosa, praticamente não é transportado junto com os produtos para as demais unidades (TUDOR; ASHLEY, 2007).

O catalisador de ródio utilizado no processo tem uma vida útil de dezoito a vinte e quatro meses e após passado esse tempo é realizado um tratamento utilizado para a recuperação do ródio (TUDOR; ASHLEY, 2007). O tratamento se baseia em um processo de oxidação do catalisador, a eliminação de todos os produtos oriundos da oxidação das fosfinas e regeneração do catalisador a partir de um tratamento com gás de síntese. Após estas etapas, é realizada a extração de compostos aquosos e a adição de ligantes de fósforo (CHANG, 1994).

Sucedendo a reação de hidroformilação, o próximo passo consiste na condensação dos produtos que saem do reator na forma vapor junto com a fração que não reagiu. O condensador tem capacidade para condensar boa parte da corrente orgânica de aldeídos, entretanto permanecem em fase gasosa os compostos de menor massa molar como propileno,

propano, nitrogênio, monóxido, metano e hidrogênio. Esta corrente multifásica é então enviada a um separador líquido-vapor e após a separação a corrente gasosa passa por um reciclo e é mandada de volta para a alimentação do reator. Como há recirculação no projeto, há também o cuidado para não acumular possíveis impurezas no restante do processo e para isto parte dessa corrente que será realimentada é purgada.

A corrente de purga é majoritariamente composta por gás hidrogênio e monóxido de carbono, mas também estão presentes propileno que não reagiu, butiraldeídos na forma gasosa e os possíveis incondensáveis existentes nas correntes de matéria-prima. A existência da purga se dá justamente para evitar o acúmulo de substâncias na planta que podem prejudicar a eficiência do catalisador ou tornar as condições de operação perigosas. O sistema de purga se mostra necessário quando há recirculação de correntes de processo que tenham componentes que não apresentam processos específicos de separação ou quando essa separação não é viável.

O destino das correntes que passaram pela purga é o tratamento em outra unidade ou a queima em uma tocha industrial, sendo esta última a escolha inicial para o destino desse resíduo gasoso. A tocha industrial é um sistema de segurança tanto para a empresa, quanto para a comunidade, pois impede explosões mantendo a segurança de trabalhadores e das instalações e também impede o descarte de gases altamente tóxicos na atmosfera. Salienta-se que o processo de queima dos gases os torna apenas menos poluentes, diminuindo assim os possíveis impactos ambientais em comparação aos impactos gerados pelos gases que seriam liberados na atmosfera sem a presença da tocha. Portanto, futuramente é necessária a criação de uma tecnologia para o tratamento dos gases de forma que estes sejam reaproveitados no próprio sistema ou vendidos a uma planta de olefinas. Esta última solução resultaria em um impacto ambiental menor ainda, sem desperdício de compostos de interesse e melhora nos aspectos econômicos.

Após o processo de separação dos gases e líquidos, a corrente líquida proveniente do separador vai para uma coluna de desabsorção para que o propano e propeno presentes no líquido sejam recuperados através do contato em contracorrente dessa corrente líquida com a corrente de gás de síntese. O produto de fundo da coluna é composto por uma mistura basicamente composta pelos aldeídos, enquanto o produto gasoso obtido no topo é essencialmente a corrente de gás de síntese com o pouco de propano e propileno que havia na fase líquida, esta é recirculada ao reator de hidroformilação. Este reciclo faz com que não ocorra liberação de gases tóxicos na atmosfera, portanto não há necessidade de tratamento de resíduos gasosos além de promover o reaproveitamento de reagentes.

A etapa seguinte é a separação dos aldeídos provenientes do fundo da coluna de desabsorção através da destilação. O produto de topo é o isobutanal e o de fundo, que é o produto de interesse, é o n-butanal. O isobutanal passa por um processo de craqueamento e forma propileno, gás hidrogênio e monóxido de carbono, enquanto o n-butanal passa por processos de hidrogenação e condensação aldólica para se obter o 2-etil-hexanol. Os produtos da reação de craqueamento do isobutanal são recirculados e voltam ao reator de hidroformilação.

Os condensadores e refulveradores utilizados nos processos de troca de calor liberam correntes de água residual que são armazenadas com o objetivo de serem reutilizadas futuramente em novos processos.

6. AVALIAÇÃO ECONÔMICA

Uma planta química visa ao lucro, portanto, é de suma importância analisar a rentabilidade de um projeto. Procura-se desenvolver um projeto o mais rentável possível e com uma análise econômica é possível concluir se o projeto é economicamente viável.

A avaliação econômica consiste em estimar os custos associados à implementação e operação da planta, plano financeiro e lucratividade das vendas. Na avaliação estão presentes o capital imobilizado e o capital de giro. O capital imobilizado representa o custo total de desenho, construção e instalação da planta. Já o capital de giro corresponde ao dinheiro necessário para iniciar a atividade operacional e dar continuidade ao negócio.

6.1. Capital Imobilizado

Para estimar o capital imobilizado, utilizou-se o método das porcentagens, no qual o imobilizado se segmenta nas etapas mostradas a seguir.

6.1.1. Equipamentos

Os custos dos equipamentos foram calculados na seção anterior e se encontram resumidos na Tabela 27.

Tabela 27 – Custos dos equipamentos

Equipamento	Sigla	Custo (MMR\$)
Reator	R-01	1,06
Trocador de Calor	E-01	0,19
Separador	V-01	0,47
Compressor	K-01	0,30
Coluna de absorção	C-01	0,45
Compressor	K-02	1,14
Bomba	P-02	0,06
Coluna de destilação	C-02	0,57
Trocador de calor	E-02	0,10
Recipiente pulmão	V-02	0,07
Bomba	P-02	0,05
Trocador de calor	E-03	0,09

6.1.2. Materiais

O custo com materiais é estimado como uma porcentagem dos custos com equipamentos principais, variando entre 60 e 70% (DUEÑAS et al., 2010). Para este projeto, utilizou-se o valor intermediário de 65%. Dessa maneira, o custo total dos materiais é de R\$ 2955575,94.

A Tabela 28 apresenta os custos de cada um dos materiais considerados.

Tabela 28 – Custos dos materiais

Material	Porcentagem (%)	Custo (MMR\$)
Obra civil e edifícios	28	0,83
Tubulações e infraestrutura	45	1,33
Instrumentação	10	0,30
Eletricidade	10	0,30
Isolamento	5	0,15
Pintura	2	0,06

6.1.3. Engenharia de detalhe

O custo da engenharia de detalhe depende do tamanho do projeto. Neste caso foi considerado um projeto de porte pequeno. Assim, o gasto com engenharia de detalhe pode variar entre 40 e 50% do gasto com equipamentos mais materiais (DUEÑAS et al., 2010). Neste projeto, utilizou-se a porcentagem média de 45%.

Tabela 29 – Custos de engenharia de detalhes em relação ao de equipamentos e materiais

	Porcentagem (%)	Custo (MMR\$)
Equipamentos + Materiais	100	7,50
Engenharia de detalhe	45	3,38

6.1.4. Engenharia de processo

A engenharia de processo não é avaliada pelo método das porcentagens. Os valores necessários de licença e engenharia básica estão apresentados na Tabela 30 a seguir.

Tabela 30 – Custos em engenharia de processo

Engenharia de processo	Custo (MMR\$)
Licença	2,80
Engenharia básica	2,00

6.1.5. Construção e supervisão

Os gastos com construção e supervisão também são dados em função dos custos de equipamentos e materiais. O custo de construção equivale a 60% deste custo, enquanto para o cálculo da supervisão utiliza-se 10% (DUEÑAS et al., 2010).

Tabela 31 – Custos de construção e supervisão

	Porcentagem (%)	Custo (MMR\$)
Construção	60	4,50
Supervisão	10	0,75

6.1.6. Gastos gerais do processo

Os investimentos calculados até agora representam os custos necessários para dar partida na planta e são chamados de ISBL (*Inside Battery Limits*).

A partir do ISBL são calculados outros custos da unidade industrial, por meio do método das porcentagens. Estes são os custos de: serviços auxiliares, como água e vapor; *off-sites*, que são itens fora dos limites físicos da planta e necessários para seu funcionamento, como elevadores, tanques de armazenamento de matéria-prima, estação de tratamento de efluentes; gastos de arranque, para dar partida às operações na planta, como eletricidade; contingências e imprevistos. Todos esses custos, os quais são chamados de OSBL (*Outside Battery Limits*) são apresentados na Tabela 32, a partir de uma porcentagem do custo ISBL.

Tabela 32 – Custos gerais de processo

	Porcentagem (%)	Custo (MMR\$)
ISBL	100	20,93
Serviços auxiliares	4	0,83
<i>Off-sites</i>	8	1,67
Gastos de arranque	3,5	0,73
Contingências e imprevistos	10	2,09

6.1.7. Capital imobilizado total

Por fim, o capital imobilizado é dado pela soma dos custos ISBL e OSBL, como mostra a Tabela 33.

Tabela 33 – Capital imobilizado

	Custo (MMR\$)
ISBL	20,93
OSBL	5,34
TOTAL	26,27

6.2. Capital de giro

O capital de giro é o investimento necessário para operar a unidade industrial em plenas condições de produção por tempo suficiente para que o retorno representado pelas vendas dos produtos suporte as despesas.

Neste projeto, o capital de giro é dado pelo custo de estoque da alimentação da planta durante 7 dias (168 horas). As matérias-primas desta planta são propeno e gás de síntese e o capital de giro associado é apresentado na Tabela 34.

Tabela 34 – Capital de giro

	Vazão mássica (t/h)	Preço (R\$/t)	Custo (MMR\$)
Propeno	3,94	3668,50 ¹	2,43
Gás de síntese	3,07	1030,78 ²	0,53

¹ (ZIANE; TITOV, 2014)

² (ZULDIAN; FUKUDA; BUSTAN, 2017)

6.3. Investimento total

O investimento total é a soma do capital imobilizado e do capital de giro, como mostra a Tabela 35.

Tabela 35 – Investimento total

	Custo (MMR\$)
Capital imobilizado	26,27
Capital de giro	2,96
TOTAL	29,23

6.4. Vendas

O valor obtido com vendas foi estimado com base na quantidade produzida de n-butanal ao longo de um ano. A receita anual é calculada multiplicando-se a produção anual de n-butanal pelo preço de venda do produto. A receita obtida com a venda anual de n-butanal é apresentada na Tabela 36.

Tabela 36 – Receita anual

Produto	Vazão mássica (t/h)	Produção anual (t)	Preço de venda (R\$/t)	Receita (MMR\$)
n-Butanal	6,44	51528,00	4274,60 ¹	220,6

¹ (ZAUBA, 2016)

6.5. Custos anuais

Os custos de fabricação representam os gastos com bens e serviços consumidos para obter o produto de interesse. Estes podem ser classificados em custos diretos e indiretos. Os primeiros são consumidos diretamente na atividade produtiva, como matéria-prima e serviços auxiliares. Já os custos indiretos não participam da produção, mas são necessários para a obtenção do produto, como manutenção e serviços auxiliares. Além dos custos de fabricação, tem-se os gastos gerais da planta.

Os custos anuais do processo são dados na Tabela 37.

Tabela 37 – Custos anuais da planta

	Custo (MMR\$)
Matéria-prima	140,88
Mão de obra	0,45
Mão de obra indireta	0,14
Serviços gerais	1,67
Abastecimento	1,57
Manutenção	1,26
Diretivos e empregados	0,11
Amortização	2,63
Impostos	0,16
Seguros	0,21
Gastos Gerais	
Gastos comerciais	11,18
Gerência	6,41
Pesquisa e serviço técnico	2,20

Considerações para o cálculo dos custos anuais:

- Para o cálculo de mão de obra, foram consideradas 3 vagas de trabalho e 5 operadores por vaga, ou seja, um total de 15 operadores, com salário mensal de R\$ 2500,00 por operador.
- O valor da mão de obra indireta foi considerado como 30% do valor da mão de obra direta.
- Abastecimento e manutenção equivalem, respectivamente, a 7,5 e 6 % do capital *ISBL*.
- O custo de laboratório foi desconsiderado por se tratar de uma planta industrial pequena com tecnologia bem estabelecida.
- Não foram considerados custos com embalagem e expedição, pois a planta é integrada em uma unidade maior.
- Os custos diretivos e empregados são de 25% sobre a mão de obra direta.
- A amortização distribui o valor do imobilizado durante a vida útil do processo e para esse projeto foi considerada amortização linear a 10 anos.
- Impostos representam 0,75% do capital *ISBL*.

- Seguros foram calculados como 1% do capital *ISBL*.
- Gastos comerciais representam 7,5% do custo de fabricação e gastos de gerência, 4%.
- Custos de pesquisa representam 1% das vendas.

Resta explicitar os custos com serviços gerais, os quais incluem os serviços auxiliares de água de refrigeração, vapor de alta pressão, eletricidade e ar de instrumentação, apresentados a seguir.

6.5.1. Eletricidade

Os gastos com eletricidade foram estimados a partir do gasto energético das bombas e dos compressores, sabendo que o custo por kWh é de R\$ 0,15 e que a planta opera por 8000 horas ao ano.

Tabela 38 – Custos anuais de eletricidade

Equipamento	Consumo (kW)	Custo anual (R\$)
Bomba P-01	2,35	2817,22
Bomba P-02	0,14	162,87
Compressor K-01	47,99	57588,00
Compressor K-02	585,25	702300,00

6.5.2. Água de refrigeração e vapor de alta pressão

A camisa do reator e os condensadores E-01 e E-02 utilizam água de refrigeração, enquanto o refeedor E-04 utiliza vapor de aquecimento. Sabendo que o custo da água de refrigeração é de 0,12 R\$/m³ e do vapor, 0,025 R\$/kg, é possível calcular os gastos com esses serviços a partir do consumo de cada equipamento.

Tabela 39 – Custos de fluidos auxiliares de refrigeração e aquecimento

Equipamento	Consumo de água/vapor	Custo anual (R\$)
Camisa do reator	107,75 m ³ /h	103439,66
Trocador de calor E-01	57,03 m ³ /h	54749,14
Trocador de calor E-02	58,02 m ³ /h	55704,12
Trocador de calor E-03	3278,65 kg/h	680910,69

6.5.3. Ar de instrumentação

Os gastos com ar de instrumentação são baseados no consumo de ar pelas válvulas de controle ao longo de um ano. Considerando uma vazão de 2 m³/h por válvula e um custo de 0,04 R\$/m³, é possível calcular o custo total de ar de instrumentação para as 14 válvulas presentes no projeto.

Tabela 40 – Custos de ar de instrumentação

Instrumento	Vazão total de ar de instrumentação (m³/h)	Custo anual (R\$)
Válvulas de controle	28,00	8960,00

6.6. Avaliação da rentabilidade

Como o propósito de investir em uma planta química é obter lucro, é necessário verificar a rentabilidade do projeto para que os investidores fiquem seguros de que a performance econômica do projeto será boa. A análise da rentabilidade depende das vendas, custos anuais e capital requerido. A fim de se fazer uma melhor estimativa considera-se também a inflação, os impostos e o horizonte temporal do projeto. Neste caso, considerou-se três anos de projeto e quinze anos de operação da planta.

Dois indicadores comumente utilizados na avaliação da rentabilidade são o Valor Atualizado Líquido (VAL) e Taxa Interna de Retorno (TIR). O valor atualizado líquido é a soma de todos os fluxos de caixa ocorridos a cada ano ao longo da vida do projeto, incluindo o desembolso inicial, atualizados segundo uma taxa de juros especificada. Para o projeto ser rentável, VAL deve ter um valor positivo e caso tenha um valor negativo o projeto é inviável economicamente. Quanto maior o valor obtido de VAL, maior será a rentabilidade do projeto. O cálculo do valor atualizado líquido é feito pela seguinte fórmula:

$$VAL = \sum_{n=1}^{n=t} \frac{CF_n}{(1+i)^n} \quad (73)$$

Na equação 73, CF_n é o fluxo de caixa no ano n , t é a vida do projeto em anos e i representa os juros de referencia. Os fluxos de caixa são calculados levando-se em consideração os dados da Tabela 41.

Tabela 41 – Parâmetros utilizados para o cálculo do fluxo de caixa

Horizonte temporal	3 anos de posta em funcionamento + 15 anos de operação
Capital imobilizado	26,27 milhões de reais
Curva de investimento	Ano 0: 10%, Ano 1: 60%, Ano 2: 30%
Capital de giro	2,96 milhões de reais
Vendas	220,6 milhões de reais por ano
Custos	168,86 milhões de reais por ano
Amortização	Linear, 10% ao ano em 10 anos
Impostos	35%
Inflação	5%
Juros de referência	10%

Na Tabela 42, encontra-se a análise dos fluxos de caixa anuais, cujos cálculos foram feitos considerando-se os seguintes fatores de implementação da planta:

- A curva de investimento significa que nos três anos de projeto, o imobilizado do ano 0 é 10% do capital imobilizado calculado para a planta, no ano 1 é de 60% e no ano 2, 60%.
- O capital de giro é investido no último ano de implementação da planta (ano 2).
- A quantidade de fundos investidos (FI) em um ano é a soma do capital imobilizado e do capital de giro.
- As vendas e os custos são influenciados pela inflação de 5% ao ano.
- Os benefícios antes dos impostos (BAI) são vendas menos custos e amortização.
- Os impostos são 35% de BAI.
- Os benefícios depois dos impostos (BDI) são a subtração: BAI menos impostos.
- Os fundos gerados (FG) são BDI menos amortização.
- O fluxo de caixa (CF) é o montante dos fundos gerados menos fundos investidos no ano.
- O somatório dos fluxos de caixa atualizados é o valor atualizado líquido.

Tabela 42 – Fluxos de caixa anuais, em milhões de reais

ANO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17
Imobilizado	-2,6	-15,8	-7,9															
Giro			-3,0															
FI	-2,6	-15,8	-10,8															
Vendas				220,3	231,3	242,8	255,0	267,7	281,1	295,2	309,9	325,4	341,7	358,8	376,7	395,6	415,3	436,1
Custos				168,9	177,3	186,2	195,5	205,2	215,5	226,3	237,6	249,5	262,0	275,1	288,8	303,2	318,4	334,3
Amortização				2,6	2,6	2,6	2,6	2,6	2,6	2,6	2,6	2,6	2,6	0	0	0	0	0
BAI				48,8	51,3	54,0	56,9	59,9	63,0	66,3	69,7	73,3	77,1	83,7	87,9	92,3	96,9	101,8
Impostos				17,1	18,0	18,9	19,9	20,9	22,0	23,2	24,4	25,7	27,0	29,3	30,8	32,3	33,9	35,6
BDI				31,7	33,4	35,1	37,0	38,9	40,9	43,1	45,3	47,7	50,1	54,4	57,1	60,0	63,0	66,2
FG				34,3	36,0	37,8	39,6	41,5	43,6	45,7	47,9	50,3	52,8	54,4	57,1	60,0	63,0	66,2
Fluxo de caixa	-2,6	-15,8	-10,8	34,3	36,0	37,8	39,6	41,5	43,6	45,7	47,9	50,3	52,8	54,4	57,1	60,0	63,0	66,2
CF atualizado	-2,6	-14,3	-9,0	25,8	24,6	23,4	22,4	21,3	20,3	19,4	18,5	17,6	16,8	15,8	15,0	14,4	13,7	13,1
CF atualizado acumulado	-2,6	-17,0	-25,9	-0,1	24,5	47,9	70,3	91,6	111,9	131,3	149,8	167,4	184,2	200,0	215,0	229,4	243,1	256,2

A seguir são apresentados os gráficos de fluxo de caixa atualizado anual e acumulado.

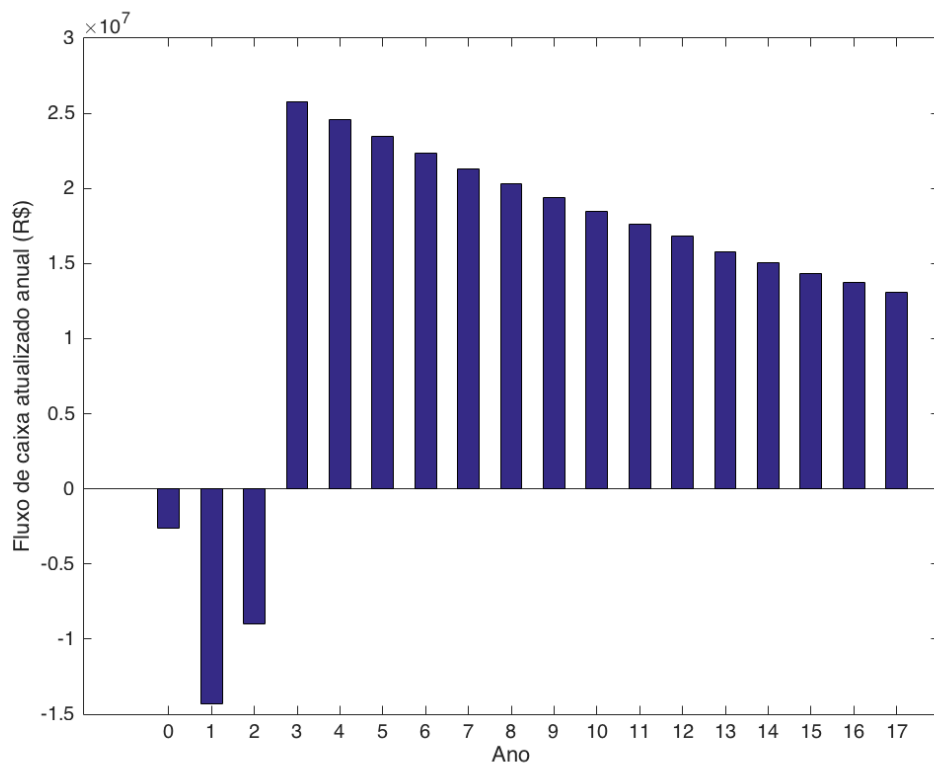


Figura 17. Evolução dos fluxos de caixa.

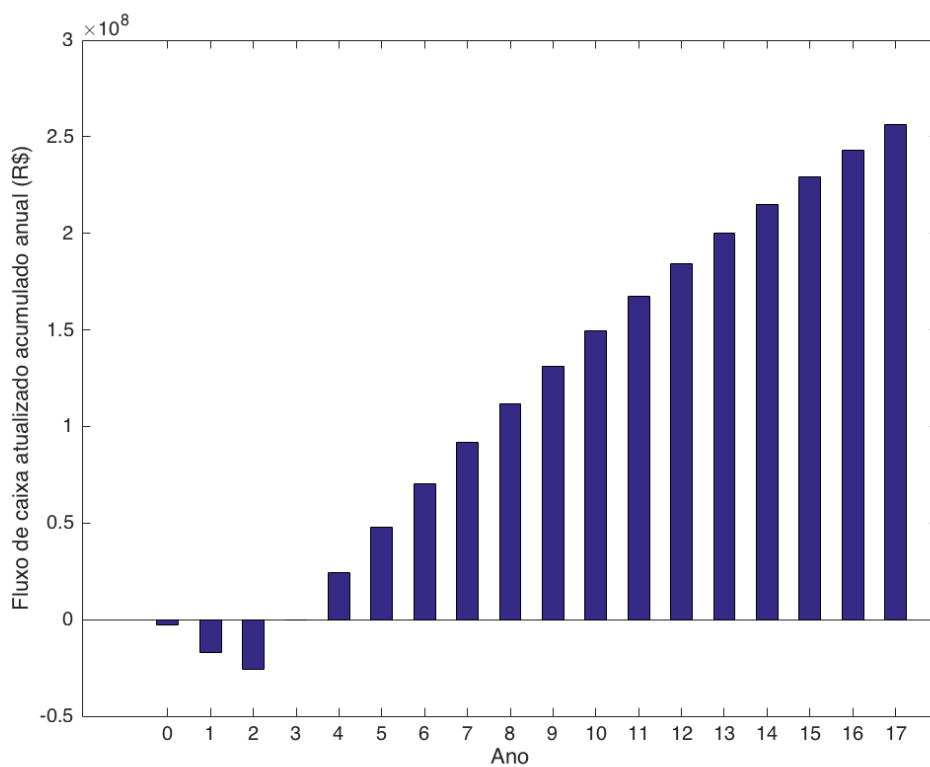


Figura 18. Fluxo de caixa acumulado.

Como evidenciado pelo histórico de fluxos de caixa anuais, após os 3 anos de projeto, a planta começa a ter fluxos positivos. A partir do gráfico de fluxo de caixa acumulado, é possível ver que o investimento começa a ter retorno no ano 4, quando a planta começa a gerar lucros. Os fluxos de caixa atualizados anuais resultaram em um VAL de R\$ 251.168.907,72, o que indica um projeto rentável.

Enquanto o valor atualizado líquido é um medidor da rentabilidade do empreendimento, a taxa interna de retorno representa a viabilidade do projeto em relação aos juros de referência e é obtida substituindo o valor dos juros de referência na equação 73 até que o VAL seja zero. Caso a TIR seja maior do que o valor dos juros de referência, o projeto é considerado rentável. A TIR encontrada foi de 78%, o que significa que se a taxa de juros aumentasse de 10% para 78%, o projeto ainda seria rentável.

Conclui-se então, pelos dois indicadores, que o projeto é bastante rentável.

A análise econômica realizada é bastante sensível ao preço de venda do n-butanal. Considerou-se o preço de mercado do n-butanal (4274,6 R\$/ton = 1340 US\$/ton). Entretanto, variando o preço de venda, é possível perceber que mesmo vendendo o n-butanal a 3346,31 R\$/ton (1049 US\$/ton), a planta ainda é rentável, porém passa a dar lucro somente no último ano, como mostra a Figura 19. Isso significa que é possível vender o n-butanal a um preço mais competitivo no mercado e ainda assim obter lucros.

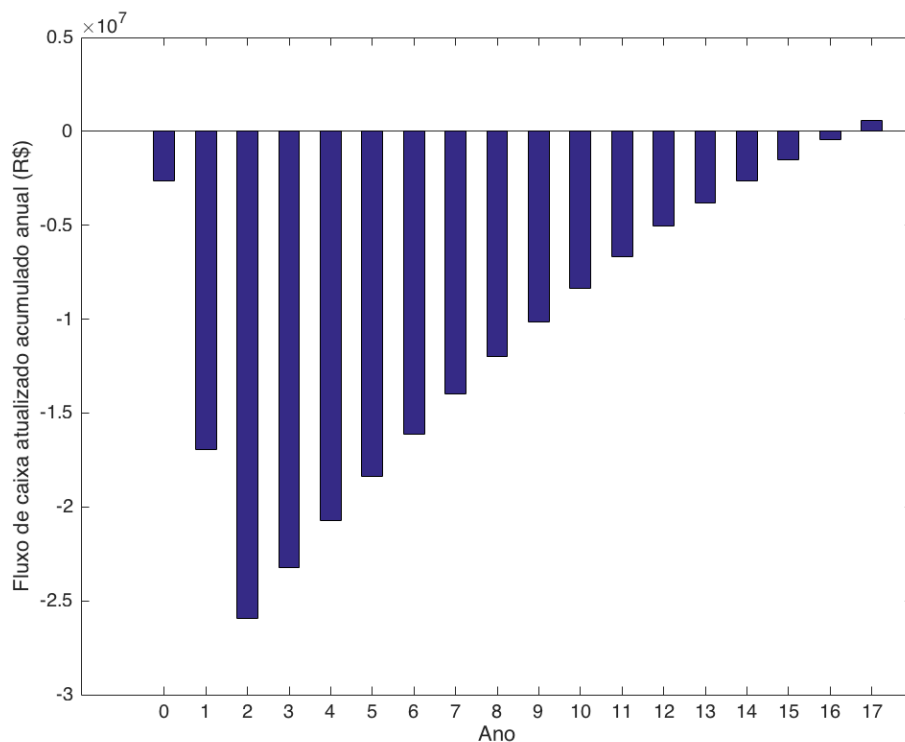


Figura 19. Fluxo de caixa acumulado para menor preço de venda do n-butanal.

7. CONSIDERAÇÕES FINAIS

O presente projeto teve como objetivo realizar a engenharia de processo de uma planta de síntese de n-butanal. O sistema envolve uma reação de hidroformilação a partir de propileno e gás de síntese na presença de um complexo catalítico de ródio e posteriores etapas de separação para obter o produto de interesse. Foram desenvolvidos os métodos e estratégias de controle e instrumentação, escolha de equipamentos, otimização dos processos e análises ambiental e econômica para verificar a viabilidade do projeto.

O projeto é rentável, com custo de venda competitivo do produto final, além de atender todas as demandas de normas e legislação no âmbito ambiental. Melhorias no tratamento de resíduos são necessárias além de análises mais específicas e profundas de sistemas do projeto visando à constante melhora do processo.

Pode-se ponderar, ainda, sobre o local de construção da planta. As duas principais maneiras de obtenção do propileno, matéria-prima da planta, são a partir do craqueamento de matérias líquidas como nafta e GLP e a partir de gases de purga produzidos em unidades de craqueamento catalítico de refinarias (ICIS, 2007). Por isso, a planta de produção de n-butanal deve estar localizada próximo a uma refinaria de petróleo, a qual também produz o gás de síntese. Instalar a planta de n-butanal ao lado de uma planta de olefinas traria grandes benefícios, pois possibilitaria mandar a corrente de saída do separador gás-líquido que está sendo purgada à planta de olefinas, além do fato de que uma planta de olefinas produz propileno.

Ademais, uma planta de produção de 2-etilhexanol se beneficiaria bastante instalando-se junto à planta de produção de n-butanal, visto que o n-butanal após condensação aldólica e hidrogenação forma o 2-etilhexanol.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

BASF. **n-Butyraldehyde, Technical Information**. 2017. Disponível em: <<http://www.solvents.basf.com/portal/streamer?fid=294090>>. Acesso em: 04 jun. 2018.

BASF. **2-Ethylhexanol, Technical Leaflet**. 1999. Disponível em: <http://www.solvents.basf.com/portal/load/fid245412/Technical%20Spec%20_%20%20Ethylhexanol_BPC.pdf>. Acesso em: 04 jun. 2018.

BASF. **n-Butanol, Technical Leaflet**. 2006. Disponível em <<http://www.solvents.basf.com/portal/load/fid245442/n-BUTANOL>>. Acesso em 23 jun. 2018.

BRASIL. Lei nº 6.938 de 31 de Agosto de 1981. **Dispõe sobre a Política Nacional do Meio Ambiente, seus fins e mecanismos de formulação e aplicação, e dá outras providências**. Publicação DOU, de 02/09/1981.

ÇENGEL, Y. A. **Heat Transfer: A Practical Approach**. 2nd Edition. Boston: McGraw-Hill, 2002.

CHANG, T. **Process for regenerating a deactivated rhodium hydroformylation catalyst system**. US Pat. 5290743A. 1994.

CHEMICAL ENGINEERING: Essentials for the CPI professional. **Eye on Flare Systems**. Disponível em: <<http://www.chemengonline.com/eye-on-flare-systems/>>. Acesso em: 21 jun. 2018.

CONAMA. **Portal do Ministério do Meio Ambiente: Conselho Nacional do Meio Ambiente**. Disponível em <<http://www.mma.gov.br/port/conama/>>. Acesso em 17 jun. 2018.

DUEÑAS, L. C.; MARTÍNEZ, A. L.; FERNÁNDEZ, F. R.; MARCOS, M. J. R. **Metodologías del diseño aplicado y gestión de proyectos para ingenieros químicos**. Cuenca: Ediciones de la Universidad de Castilla-La Mancha, 2010.

ELEKEIROZ. **n-Butanol**. 2016. Disponível em <<http://www.elekeiroz.com.br/work/n-butanol/>>. Acesso em 23 jun. 2018.

ELIEZER, D. **High-temperature hydrogen attack of carbon steel**. Journal of Materials Science, v. 16, n. 11, p. 2962–2966, 1 nov. 1981.

ELVERS, B; ROUNSAVILLE, JF; SCHULZ, G; ULLMAN, F. **Ullman's Encyclopedia of Industrial Chemistry**, 5th ed. Wiley-VCH. 1989.

EPA. **Inert Reassessment Document for 2-Ethyl-1-hexanol - CAS No. 104-76-7.** United States Environmental Protection Agency, 2006. Disponível em: <<https://www.epa.gov/sites/production/files/2015-04/documents/hexanol.pdf>>. Acesso em: 04 jun. 2018.

ESTEVES, A. C. **Desenvolvimento de modelo matemático de trocador de calor tipo casco-tubos.** Dissertação (Mestrado em Engenharia de processos químicos e bioquímicos). Escola de Engenharia Mauá de Tecnologia, São Caetano do Sul, São Paulo, 2009

FAIR, J. R.; STEINMEYER, D. E.; PENNEY, W.R.; CROCKER, B. B. **Gas absorption and gas-liquid system design.** New York: McGraw-Hill, 1999.

HARRINGTON, H. J.; KNIGHT, A. **A Implementação da ISO 14000: como atualizar o sistema de gestão ambiental com eficácia.** São Paulo: Atlas, 2001.

HERMAN, J. M.; VAN DEN BERG, P. J.; SCHOLTEN, J. J. F. **The industrial hydroformylation of olefins with a rhodium-based supported liquid phase catalyst (SLPC): III. The kinetics of propylene hydroformylation catalyzed by the rhodium-based supported liquid phase catalyst.** The Chemical Engineering Journal, v. 34, n. 3, p. 123–132, 1987.

ICIS. **Propylene production and manufacturing process.** Disponível em <<https://www.icis.com/resources/news/2007/11/06/9076456/propylene-production-and-manufacturing-process/>>. Acesso em 22 jun. 2018.

INCROPERA, F. P. et al. **Fundamentals of Heat and Mass Transfer.** 6th Edition. Hoboken, NJ: John Wiley & Sons, 2006.

JECFA. **Safety Evaluation of Certain Food Additives and Contaminants: 2-Ethyl-1-Hexanol.** WHO Food Additives Series 32, United Nations Environment Programme, International Programme on Chemical Safety, World Health Organization. Prepared by: the forty-first meeting of the Joint FAO/WHO Expert Committee on Food Additives (JECFA). 1993.

KERN, D. **Process Heat Transfer.** International Student Edition. Tokyo: McGraw-Hill, 1965.

LIPTÁK, Béla G. **Instrument Engineers' Handbook: Process Measurement and Analysis,** v. 01, p. 1014 - 1031, 4 ed. Boca Raton: CRC Press, 1995.

MCCABE, W. L. **Unit Operations of Chemical Engineering.** Warren L. McCabe, Julian C. Smith, Peter Harriott Paperback International Edition, February 1, 2005. 7th edition. Boston: McGraw-Hill, 2005.

NAYYAR, M. L. **Piping Handbook.** 6th edition. McGraw-Hill, 1992.

PERRY, R. H.; CHILTON, C. H. **Manual de Engenharia Química.** Rio de Janeiro: Guanabara Dois, 1980.

OLIVEIRA, O. J.; PINHEIRO, C. R. M. S. **Implantação de sistemas de gestão ambiental ISO 14001: uma contribuição da área de gestão de pessoas.** Gest. Prod., São Carlos, v. 17, n. 1, p. 51-61, 2010.

NCBI¹: United States National Center for Biotechnology Information. **Compound summary for CID 261: Butyraldehyde.** Disponível em <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/butanal#section=Top>>. Acesso em 23 jun. 2018.

NCBI²: United States National Center for Biotechnology Information. **Compound summary for CID 6561: Isobutyraldehyde.** Disponível em <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/6561>>. Acesso em 23 jun. 2018.

NCBI³: United States National Center for Biotechnology Information. **Compound summary for CID 783: Hydrogen.** Disponível em <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/783>>. Acesso em 23 jun. 2018.

NCBI⁴: United States National Center for Biotechnology Information. **Compound summary for CID 947: Nitrogen.** Disponível em <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/947>>. Acesso em 23 jun. 2018.

NCBI⁵: United States National Center for Biotechnology Information. **Compound summary for CID 297: Methane.** Disponível em <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/297>>. Acesso em 23 jun. 2018.

NCBI⁶: United States National Center for Biotechnology Information. **Compound summary for CID 281: Carbon Monoxide.** Disponível em <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/281>>. Acesso em 23 jun. 2018.

NCBI⁷: United States National Center for Biotechnology Information. **Compound summary for CID 8252: Propylene.** Disponível em <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/8252>>. Acesso em 23 jun. 2018.

NCBI⁸: United States National Center for Biotechnology Information. **Compound summary for CID 6334: Propane.** Disponível em <<https://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov/compound/6334>>. Acesso em 23 jun. 2018.

ROYAL SOCIETY OF CHEMISTRY. **Butyraldehyde.** Disponível em <<http://www.chemspider.com/Chemical-Structure.256.html>>. Acesso em 23 jun. 2018.

SANTAMARIA, J. M. **Ingenieria de Reactores.** Madrid: Sintesis Editorial, 2000.

SERTH, R. W. **Process Heat Transfer: Principles and Applications.** Oxford: Elsevier, 2007.

SPERANDIO, S. A.; GASPAR, M. A. **Gestão socioambiental em empresas industriais.** Revista de Administração da Universidade Federal de Santa Maria. 2009.

STEPHANOPOULOS, G. **Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice.** 1st edition. New Jersey: Prentice Hall, 1984.

TOWLER, G. P.; SINNOTT, R. K. **Chemical engineering design: principles, practice and economics of plant and process design.** San Diego: Elsevier/Butterworth-Heinemann, 2008.

TREYBAL, R. E. **Mass-Transfer Operations.** Singapura: McGraw-Hill International Editions, 1980.

TUDOR, Richard; ASHLEY, Michael. **Enhancement of industrial hydroformylation processes by the adoption of rhodium-based catalyst: Part I.** Platinum Metals Review, v. 51, n. 3, p. 116-126, 2007.

TUȚĂ, E.-F.; BOZGA, G. **Kinetics of propylene hydroformylation in the presence of modified rhodium triphenylphosphine catalyst.** UPB Scientific Bulletin, Series B: Chemistry and Materials Science, v. 74, p. 77–86, 1 jan. 2012.

ZAUBA. **Import Analysis of n-butyraldehyde.** Disponível em <<https://www.zaubacom/importanalysis-n+butyraldehyde/unit-KGS-report.html>>. Acesso em 23 jun. 2018.

ZIANE, Y.; TITOV, M. **Price Dynamics of Propylene and Ethylene in the United States.** The Journal of Energy and Development, v. 39, p. 207–2017, 15 jun. 2014.

ZULDIAN, P.; FUKUDA, S.; DJONI BUSTAN, M. **Economic Analysis of Coal Gasification Plant for Electricity and Thermal Energy Supplies in Indonesia.** Journal of Clean Energy Technologies, v. 5, p. 193–198, 1 maio 2017.

ANEXO A – MEMÓRIA DE CÁLCULO

O dimensionamento de equipamentos foi realizado visando a atingir um ótimo econômico, ou seja, o menor custo. Para isso, foram variados os parâmetros de cada equipamento e a seguir estão apresentados estes dados.

ANEXO A.1. Reator

O reator é otimizado com base na razão entre altura e diâmetro (L/D) para encontrar a configuração que gera menor custo. A razão L/D foi variada entre 2 e 7 e os resultados encontrados estão na Tabela 43.

Tabela 43 – Otimização do reator R-01

L/D	Diâmetro (m)	Altura (m)	Espessura (mm)	Peso (kg)	Custo (R\$)
2,00	3,17	6,34	19,55	16295,80	1120234,34
3,00	2,77	8,31	17,46	15377,89	1079941,31
4,00	2,52	10,06	16,14	15046,74	1065170,25
5,00	2,34	11,68	15,20	14935,56	1060181,68
6,00	2,20	13,18	14,48	14925,60	1059734,10
7,00	2,09	14,61	13,90	14967,85	1061632,40

ANEXO A.2. Coluna de destilação

A coluna de destilação é otimizada não só em função do número de pratos da coluna, mas também do consumo de serviços auxiliares (água de refrigeração, vapor e eletricidade) e dos custos dos equipamentos necessários para o funcionamento da coluna. Portanto, para definir o ótimo econômico, foi variado o número de pratos da coluna de destilação e para cada caso, foram calculados os preços da coluna, do condensador de produto de topo, do pulmão, da bomba de refluxo, do refeedor de produto de fundo e dos serviços auxiliares. Então, escolheu-se a configuração que gera menor custo e prosseguiu-se para a escolha do melhor prato de alimentação à coluna.

Na Tabela 44, são apresentados, primeiramente, os parâmetros (razão de refluxo, vazão máxima de vapor, velocidade limite, seção transversal mínima, diâmetro mínimo, altura, peso e custo da torre) apenas da coluna de destilação para cada caso de número de pratos (NP).

Tabela 44 – Parâmetros da coluna de destilação em função do número de pratos

NP	Refluxo L/D	$Q_{v_{max}}$ (m ³ /h)	v_{lim} (m/s)	S_{min} (m ²)	D_{min} (m)	h_{torre} (m)	W_{torre} (kg)	Custo (R\$)
35	105,38	8166,46	0,8765	25,882	21,784	181,793	12,022,268	542103,38
40	63,15	5155,44	0,8765	16,339	17,308	208,119	98,153,634	463365,86
45	49,43	4178,44	0,8763	13,246	15,584	233,225	94,643,397	450970,96
50	40,58	3546,75	0,8205	12,007	14,837	257,373	97,311,701	460919,11
55	37,35	3317,11	0,8764	10,513	13,884	282,116	97,301,389	461237,68
60	34,55	3115,57	0,8763	0,9875	13,456	306,022	10,100,353	474773,62
65	34,14	3066,02	0,8734	0,9751	13,371	329,211	10,750,725	497953,19
70	33,85	3066,02	0,8763	0,9719	13,349	352,262	11,454,671	522654,76
75	33,68	3054,46	0,8763	0,8763	13,324	375,320	12,152,575	546815,82
80	33,53	3044,43	0,8763	0,9650	13,302	398,370	12,850,943	570688,99
85	33,47	3041,66	0,8764	0,9641	13,295	421,385	13,565,409	594817,66
90	33,41	3037,49	0,8764	0,9628	13,286	444,406	14,275,640	618536,13
95	33,37	3034,97	0,8764	0,9620	13,281	467,418	14,989,588	642127,01
100	33,35	3033,60	0,8764	0,9615	13,278	490,425	15,706,453	665577,70

Se levarmos em consideração apenas os custos do material da coluna de destilação, é possível perceber pela Tabela 44 que, em geral, quanto menor o número de pratos, mais barata é a

coluna. Entretanto, isso não é válido para os casos com menos número de pratos, pois a razão de refluxo aumenta muito quando se tem poucos pratos na coluna de destilação. Uma razão de refluxo muito alta implica em maior diâmetro da coluna de destilação, além de maiores tamanhos do refeedor e do condensador e altos consumos de água de refrigeração e vapor de aquecimento, gerando maiores custos totais.

Analisando, agora, o consumo de serviços auxiliares ao longo dos 15 anos de operação da planta para diferentes números de pratos, tem-se os seguintes dados.

Tabela 45 – Custos de água de refrigeração, vapor e eletricidade em função do número de pratos

NP	C_{AR} (R\$)	C_{vap} (R\$)	C_{el} (R\$)
35	2532057,42	26929403,24	1462,94
40	1524401,91	17015764,69	1586,52
45	1198113,92	13797579,29	1701,34
50	987813,08	11718067,62	1811,51
55	911199,46	10961064,97	1923,22
60	844021,02	10297238,39	2029,94
65	834281,45	10201014,14	2134,01
70	827314,79	10132173,63	2237,45
75	823378,62	10093283,60	2340,90
80	819969,61	10059617,63	2444,27
85	818181,82	10049536,77	2548,95
90	818181,82	10042250,17	2652,26
95	816459,33	10033425,11	2755,55
100	816459,33	10028464,66	2858,79

Para definir o melhor número de pratos para a coluna, analisa-se também os custos do condensador de produto de topo ($C_{cond.}$), do pulmão ($C_{pulmão}$), da bomba de refluxo (C_{bomba}) e do refeedor de produto de fundo ($C_{ref.}$). A Tabela 46 apresenta os custos destes equipamentos juntamente com os custos da coluna (C_{torre}) e dos serviços auxiliares ($C_{aux.}$).

Tabela 46 – Custos do sistema de destilação em função do número de pratos

NP	C_{torre} (R\$)	$C_{cond.}$ (R\$)	$C_{pulmão}$ (R\$)	C_{bomba} (R\$)	$C_{ref.}$ (R\$)	$C_{aux.}$ (MMR\$)	Custo total (MMR\$)
35	542103,38	186190,24	121580,69	50489,00	99021,93	29,46	30,49
40	463365,86	137490,29	92670,93	50559,00	92635,85	18,54	19,39
45	450970,96	121986,42	81291,36	50623,00	90562,79	15,00	15,80
50	460919,11	111814,70	73094,59	50684,00	89223,23	12,71	13,50
55	461237,68	102190,91	69890,83	50744,00	88735,59	11,87	12,66
60	474773,62	99388,05	66966,83	50800,00	88307,97	11,14	11,93
65	497953,19	98981,83	66533,19	50854,00	88246,01	11,04	11,85
70	522654,76	98691,16	66221,42	50907,00	88201,67	10,96	11,80
75	546815,82	98526,93	66044,68	50959,00	88176,62	10,92	11,78
80	570688,99	98384,69	65891,25	51011,00	88154,93	10,88	11,76
85	594817,66	98310,10	65845,47	51063,00	88148,44	10,87	11,78
90	618536,13	98310,10	65780,67	51113,00	88139,25	10,86	11,79
95	642127,01	98238,23	65740,19	51163,00	88133,56	10,85	11,81
100	665577,70	98238,23	65717,62	51212,00	88130,37	10,85	11,82

A partir da Tabela 46, conclui-se, então, que o caso ótimo é o da torre de destilação com 80 pratos.

Após definir o número de pratos, alterou-se na simulação o prato de alimentação à coluna de destilação e calculou-se os custos dos equipamentos do sistema e operativos. O prato ótimo de alimentação é o que proporciona menor custo do sistema.

Tabela 47 – Otimização do prato de alimentação

Alimen- tação	C_{torre} (R\$)	$C_{cond.}$ (R\$)	$C_{pulmão}$ (R\$)	C_{bomba} (R\$)	$C_{ref.}$ (R\$)	$C_{aux.}$ (R\$)	Custo total (MMR\$)
10	3058022,7	696491,8	313321,7	49260,7	179430,4	166911072,6	171,21
20	855991,8	149172,9	108432,1	49260,9	95907,1	24133602,1	25,13
32	593724,3	102822,9	70586,3	49261,1	88831,9	12039383,7	12,94
40	576205,7	99273,4	66893,8	49261,1	88290,7	11114076,7	11,99
45	574723,8	99035,2	66639,4	51072,4	73289,0	11051791,1	11,92
47	575110,9	99097,6	66706,0	49261,1	88263,7	11067920,4	11,95
50	520403,0	99307,6	66930,2	49259,4	88295,7	11122275,2	11,95
55	580607,7	99982,9	67646,6	49261,1	88398,7	11298821,9	12,18
60	588516,1	101265,2	68988,1	49261,1	88594,3	11633166,7	12,53
75	725841,4	124890,8	90446,3	49261,0	92198,0	17793663,5	18,88

Com os dados observados na Tabela 47, é possível concluir que o prato para melhor alimentação da Coluna C-02 é o prato 45.

ANEXO B – FOLHAS DE ESPECIFICAÇÃO

Folhas de especificação transmitem informações detalhadas dos componentes da planta. São requeridas em projetos de engenharia química para descrever todas as características técnicas requeridas da planta, garantindo que a informação seja apresentada de forma clara e inequívoca. A seguir são apresentadas as folhas de especificação da unidade de produção de n-butanal.

ANEXO B.1. Folhas de especificação de balanço de calor e massa

PROJETO:		PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE				Balanços de calor e massa	
						Pág.	12
						de	12
R	BALANÇOS DE CALOR E MASSA						
e	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES						
v	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO						
1	Nº DE CORRENTE		1	2	3	4	
2	DESCRIÇÃO		PROPENO	GÁS DE SÍNTESE	RECICLO CRACKING	PRODUTOS R-01	
3	PRESSIONAMENTO	kg/cm ² g	9.18	9.18	9.18	8.51	
4	TEMPERATURA	°C	90.00	90.00	273.90	110.00	
5	VAZÃO TOTAL	kg/h	3939.63	3065.85	308.90	17789.99	
6	% VAPOR	%p	100.00	100.00	100.00	100.00	
7	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	3939.63	3065.85	308.90	17789.99	
8	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	0.00	3053.01	127.08	6931.65	
9	VAPOR DE AGUA	kg/h	0.00	0.00	0.00	-	
10	HIDROCARBONETOS	kg/h	3939.63	12.83	181.81	10858.34	
11	VAZÃO TOTAL DE LIQUIDO	kg/h	-	-	-	-	
12	AGUA LIVRE	kg/h	-	-	-	-	
13	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	-	-	
14	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	0.38	-2.54	-0.06	-10.90	
15	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	-	-	-	-	
16	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	-	-	-	-	
17	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	-	-	-	-	
18	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)						
19	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	277.86	605.94	57.99	2141.38	
20	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	2364.40	4728.89	301.44	15037.44	
21	PESO MOLECULAR	kg/kmol	42.22	15.33	24.23	27.97	
22	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	15.19	5.06	5.33	8.31	
23	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	1.67	0.00	0.60	1.18	
24	VISCOSIDADE @T	cP	0.01	0.02	0.02	0.02	
25	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0.02	0.17	0.08	0.05	
26	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0.45	0.46	0.53	0.44	
27	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T		0.92	1.00	1.00	0.99	
28	Cp / Cv		1.17	1.40	1.19	1.21	
29	ENTALPIA	Gcal/h	0.38	-2.54	-0.06	-10.90	
30	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)						
31	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	-	-	-	-	
32	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	-	-	-	-	
33	DENSIDADE @T	kg/m ³	-	-	-	-	
34	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	-	-	-	-	
35	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	-	-	-	-	
36	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	-	-	-	-	
37	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	-	-	-	-	
38	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	-	-	-	-	
39	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	-	-	-	-	
40	ENTALPIA	Gcal/h	-	-	-	-	
41	MISCELÂNEOS						
42							
43							
44							
45							
46							
47							
48							
49							
50	NOTAS :						
51	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais						
52							
53							
54							
55							
	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					

R e v	BALANÇO DE CALOR E MASSA									
	COMPOSIÇÃO									
1	1		2		3		4			
2	Nº CORRENTE									
3	Componente / pseudocomp.	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	
4	PROPANO	7.000%	6.700%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	
5	PROPILENO	93.000%	93.300%	0.00%	0.00%	57.66%	33.20%	8.18%	5.46%	
6	HIDROGENIO	0.000%	0.000%	6.39%	48.60%	2.76%	33.20%	2.66%	37.02%	
7	NITROGENIO	0.000%	0.000%	2.74%	1.50%	0.00%	0.00%	5.26%	5.27%	
8	MONÓXIDO DE CARBONO	0.000%	0.000%	90.45%	49.50%	38.38%	33.20%	29.93%	30.01%	
9	N-BUTANAL	0.000%	0.000%	0.00%	0.00%	1.20%	0.40%	49.78%	19.39%	
10	ISOBUTANAL	0.000%	0.000%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	3.31%	1.29%	
11	2-ETHYL-HEXENAL	0.000%	0.000%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	
12	2-ETHYL-HEXANAL	0.000%	0.000%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	
13	2-ETHYL-HEXANOL	0.000%	0.000%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	
14	METANO	0.000%	0.000%	0.42%	0.40%	0.00%	0.00%	0.89%	1.56%	
15										
16										
17										
18										
19										
20										
21										
22										
23										
24										
25										
26										
27										
28										
29										
30										
31										
32										
33										
34										
35										
36										
37										
38										
39										
40	Água									
41	Total									
42	Vazão total seca (kg/h)									
43	Vazão total seca (kmol/h)									
44	Vazão total úmida (kg/h)	3939.63		3065.85		308.89		17789.98		
45	Vazão total úmida (kmol/h)									
46	NOTAS :									
47										
48										
49										
50										
51										
52										
53										
54										
55										
Rev.	Por									
Data	Aprovado									

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		Balanços de calor e massa			
		Pág.	3	de	12
R	BALANÇOS DE CALOR E MASSA				
e	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES				
v	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO				
1	Nº DE CORRENTE	5	6	7	8
2	DESCRIÇÃO	SAÍDA	E- TOPO	V- PURGA	PARA O COMPRESSOR K-01
3		01	01		
4	PRESSÃO ⁽¹⁾	kg/cm ² g	8.31	8.31	8.31
5	TEMPERATURA	°C	40.00	40.00	40.00
6	VAZÃO TOTAL	kg/h	17852.06	9396.36	939.64
7	% VAPOR	%p	52.63	100.00	100.00
8	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	9396.36	9396.36	939.64
9	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	6881.78	6881.78	688.18
10	VAPOR DE AGUA	kg/h	-	-	-
11	HIDROCARBONETOS	kg/h	2514.58	2514.58	251.46
12	VAZÃO TOTAL DE LIQUIDO	kg/h	8455.70	-	-
13	AGUA LIVRE	kg/h	-	-	-
14	HIDROCARBONETOS	kg/h	8411.15	-	-
15	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-12.36	-5.85	-0.59
16	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p/ ppm p	-	-	-
17	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	-	-	-
18	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	-	-	-
19	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)				
20	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	1465.60	1465.60	146.56
21	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	12200.82	12200.82	1220.08
22	PESO MOLECULAR	kg/kmol	18.21	18.21	18.21
23	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	6.41	6.41	6.41
24	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	0.77	0.77	0.77
25	VISCOSIDADE @T	cP	0.02	0.02	0.02
26	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0.06	0.06	0.06
27	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0.45	0.45	0.45
28	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T		1.00	1.00	1.00
29	Cp / Cv		1.33	1.33	1.33
30	ENTALPIA	Gcal/h	-5.85	-5.85	-0.59
31	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)				
32	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	10.81	-	-
33	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	10.45	-	-
34	DENSIDADE @T	kg/m ³	782.18	-	-
35	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	808.92	-	-
36	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0.40	-	-
37	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0.12	-	-
38	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0.50	-	-
39	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	22.05	-	-
40	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	923.79	-	-
41	ENTALPIA	Gcal/h	-6.51	-	-
42	MISCELÂNEOS				
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50	NOTAS :				
51	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais				
52					
53					
54					
55					

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		Balanços de calor e massa							
		Pág. 4 de 12							
R e v	BALANÇO DE CALOR E MASSA								
1	COMPOSIÇÃO								
2	Nº CORRENTE	5		6		7		8	
3	Componente / pseudocomp.	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol
4	PROPANO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
5	PROPILENO	8.18%	5.46%	13.36%	5.78%	13.36%	5.78%	13.36%	5.78%
6	HIDROGENIO	2.66%	37.02%	5.06%	45.69%	5.06%	45.69%	5.06%	45.70%
7	NITROGENIO	5.26%	5.27%	9.96%	6.48%	9.96%	6.48%	9.96%	6.48%
8	MONÓXIDO DE CARBONO	29.93%	30.01%	56.61%	36.82%	56.61%	36.82%	56.61%	36.82%
9	N-BUTANAL	49.78%	19.39%	12.33%	3.11%	12.33%	3.11%	12.33%	3.11%
10	ISOBUTANAL	3.31%	1.29%	1.07%	0.27%	1.07%	0.27%	1.07%	0.27%
11	2-ETHYL-HEXENAL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
12	2-ETHYL-HEXANAL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
13	2-ETHYL-HEXANOL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
14	METANO	0.89%	1.56%	1.62%	1.84%	1.62%	1.84%	1.62%	1.84%
15									
16									
17									
18									
19									
20									
21									
22									
23									
24									
25									
26									
27									
28									
29									
30									
31									
32									
33									
34									
35									
36									
37									
38									
39									
40	Água								
41	Total								
42	Vazão total seca (kg/h)	8455.7							
43	Vazão total seca (kmol/h)								
44	Vazão total úmida (kg/h)	9396.36		9396.36		939.6359		8456.723	
45	Vazão total úmida (kmol/h)								
46	NOTAS :								
47									
48									
49									
50									
51									
52									
53									
54									
55									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							

R e v	BALANÇOS DE CALOR E MASSA					
DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES						
1	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO		9	10	11	12
2	Nº DE CORRENTE		RECICLO PRODUTO HIDROFORM	FUNDO V-01	PARA O COMPRESSOR K- 02	RECICLO COLUNA ABSORÇÃO
3	DESCRIÇÃO					
4	5					
6	PRESSÃO ⁽¹⁾	kg/cm ² g	9.18	8.31	0.51	9.18
7	TEMPERATURA	°C	49.18	40.00	20.74	221.80
8	VAZÃO TOTAL	kg/h	8161.70	8455.70	5155.34	5155.34
9	% VAPOR	%p	100.00	0.00	100.00	100.00
10	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	8161.70	-	5155.34	5155.34
11	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	6077.45	-	3423.81	3423.81
12	VAPOR DE AGUA	kg/h	-	-	-	-
13	HIDROCARBONETOS	kg/h	2084.26	-	1731.53	1731.53
14	VAZÃO TOTAL DE LIQUIDO	kg/h	-	8455.70	-	-
15	AGUA LIVRE	kg/h	-	-	-	-
16	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	8411.15	-	-
17	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-5.11	-6.51	-3.66	-3.52
18	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	-	-	-	-
19	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	-	-	-	-
20	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	-	-	-	-
PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)						
22	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	1196.27	40.15	4035.93	1022.68
23	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	10733.57	55.52	5864.84	5864.84
24	PESO MOLECULAR	kg/kmol	17.98	39.21	21.07	20.78
25	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	6.82	2.29	1.28	5.04
26	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	0.76	1.66	0.88	0.88
27	VISCOSIDADE @T	cP	0.02	0.01	0.01	0.02
28	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0.06	0.02	0.05	0.08
29	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0.45	0.33	0.41	0.47
30	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T		1.00	0.99	1.00	1.00
31	Cp / Cv		1.34	1.19	1.30	1.26
32	ENTALPIA	Gcal/h	-5.11	-0.05	-3.66	-3.52
PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)						
34	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	-	10.61	-	-
35	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	-	10.29	-	-
36	DENSIDADE @T	kg/m ³	-	788.06	-	-
37	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	-	812.79	-	-
38	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	-	0.42	-	-
39	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	-	0.12	-	-
40	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	-	0.50	-	-
41	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	-	22.60	-	-
42	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	-	1.51	-	-
43	ENTALPIA	Gcal/h	-	-6.46	-	-
MISCELÂNEOS						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50	NOTAS :					
51	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais					
52						
53						
54						
55						

Rev.	Por					
Date	Aprovado					

PROJETO: **PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE**

Balancos de calor e massa
 Pág. **6** de **12**

R
e
v

BALANÇO DE CALOR E MASSA

COMPOSIÇÃO									
1	9		10		11		12		
2	Nº CORRENTE								
3	Componente / pseudocomp.	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol
4	PROPANO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
5	PROPILENO	13.36%	5.78%	2.45%	4.08%	3.89%	1.92%	3.89%	1.92%
6	HIDROGENIO	5.06%	45.70%	0.00%	0.00%	4.18%	43.11%	4.18%	43.11%
7	NITROGENIO	9.96%	6.48%	0.05%	0.13%	1.90%	1.41%	1.90%	1.41%
8	MONÓXIDO DE CARBONO	56.61%	36.82%	0.39%	0.98%	59.91%	44.45%	59.91%	44.45%
9	N-BUTANAL	12.33%	3.11%	91.24%	88.82%	27.43%	7.91%	27.43%	7.91%
10	ISOBUTANAL	1.07%	0.27%	5.78%	5.63%	2.28%	0.66%	2.28%	0.66%
11	2-ETHYL-HEXENAL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
12	2-ETHYL-HEXANAL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
13	2-ETHYL-HEXANOL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
14	METANO	1.62%	1.84%	0.08%	0.36%	0.43%	0.56%	0.43%	0.56%
15									
16									
17									
18									
19									
20									
21									
22									
23									
24									
25									
26									
27									
28									
29									
30									
31									
32									
33									
34									
35									
36									
37									
38									
39									
40	Água								
41	Total								
42	Vazão total seca (kg/h)			8363.62				10696.7	
43	Vazão total seca (kmol/h)								
44	Vazão total úmida (kg/h)	8161.705		92.08		10696.7			
45	Vazão total úmida (kmol/h)								
46	NOTAS :								
47									
48									
49									
50									
51									
52									
53									
54									
55									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							

R e v	BALANÇOS DE CALOR E MASSA					
	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES					
1	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO					
2	Nº DE CORRENTE					
3			13	14	15	16
4	DESCRIÇÃO		LIQUIDO DA COLUNA C-01	ALIMENTAÇÃO NA COLUNA C-02	TO CONDENSER	PARA PULMÃO
5						
6	PRESSÃO ⁽¹⁾	kg/cm ² g	1.02	1.02	0.36	0.00
7	TEMPERATURA	°C	18.07	18.07	72.67	64.03
8	VAZÃO TOTAL	kg/h	6738.64	6738.64	10696.71	10696.71
9	% VAPOR	%p	0.00	0.00	100.00	0.00
10	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	-	-	10696.71	-
11	INCONDENSÁVEIS (N ₂ ,...)	kg/h	-	-	-	-
12	VAPOR DE AGUA	kg/h	-	-	-	-
13	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	10696.71	-
14	VAZÃO TOTAL DE LIQUIDO	kg/h	6738.64	6738.64	-	10696.71
15	AGUA LIVRE	kg/h	-	-	-	-
16	HIDROCARBONETOS	kg/h	6738.64	6738.64	-	10696.71
17	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-5.39	-5.39	-7.48	-8.62
18	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	-	-	-	-
19	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	-	-	-	-
20	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	-	-	-	-
21	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)					
22	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	-	-	3053.92	-
23	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	-	-	3507.54	-
24	PESO MOLECULAR	kg/kmol	-	-	72.11	-
25	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	-	-	3.50	-
26	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	-	-	3.05	-
27	VISCOSIDADE @T	cP	-	-	0.01	-
28	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	-	-	0.01	-
29	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	-	-	0.37	-
30	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T		-	-	0.97	-
31	Cp / Cv		-	-	1.09	-
32	ENTALPIA	Gcal/h	-	-	-7.48	-
33	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)					
34	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	8.22	8.22	-	14.50
35	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	8.19	8.19	-	13.45
36	DENSIDADE @T	kg/m ³	819.96	819.96	-	737.90
37	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	823.14	823.14	-	795.06
38	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0.54	0.54	-	0.48
39	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0.13	0.13	-	0.10
40	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0.48	0.48	-	0.57
41	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	26.00	26.00	-	15.81
42	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	0.27	0.27	-	0.38
43	ENTALPIA	Gcal/h	-5.39	-5.39	-	-8.62
44	MISCELÂNEOS					
45						
46						
47						
48						
49						
50	NOTAS :					
51	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais					
52						
53						
54						
55						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

BALANÇO DE CALOR E MASSA									
COMPOSIÇÃO									
Nº CORRENTE	13		14		15		16		
Componente / pseudocomp.	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	
3	PROPANO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
4	PROPILENO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
5	HIDROGENIO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
6	NITROGENIO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
7	MONÓXIDO DE CARBONO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
8	N-BUTANAL	94.42%	94.42%	94.42%	94.42%	1.20%	1.20%	1.20%	1.20%
9	ISOBUTANAL	5.58%	5.58%	5.58%	5.58%	98.80%	98.80%	98.80%	98.80%
10	2-ETHYL-HEXENAL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
11	2-ETHYL-HEXANAL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
12	2-ETHYL-HEXANOL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
13	METANO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
14									
15									
16									
17									
18									
19									
20									
21									
22									
23									
24									
25									
26									
27									
28									
29									
30									
31									
32									
33									
34									
35									
36									
37									
38									
39									
40	Água								
41	Total								
42	Vazão total seca (kg/h)	296.057		6738.63		10400.65		20591.93	
43	Vazão total seca (kmol/h)								
44	Vazão total úmida (kg/h)								
45	Vazão total úmida (kmol/h)								
46	NOTAS :								
47									
48									
49									
50									
51									
52									
53									
54									
55									
Rev.	Por								
Data	Aprovado								

R e v	BALANÇOS DE CALOR E MASSA					
	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES					
1	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO					
2	Nº DE CORRENTE					
3			17	18	19	20
4	DESCRIÇÃO		ISOBUTANAL	PARA BOMBA P-02	REFLUXO TOPO	TO REBOILER
5						
6	PRESSÃO ⁽¹⁾	kg/cm ² g	0.00	0.00	0.00	0.92
7	TEMPERATURA	°C	64.03	64.03	64.03	95.66
8	VAZÃO TOTAL	kg/h	296.06	10400.65	10400.65	20591.93
9	% VAPOR	%p	0.00	0.00	0.00	0.00
10	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	-	-	-	-
11	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	-	-	-	-
12	VAPOR DE AGUA	kg/h	-	-	-	-
13	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-	-	-
14	VAZÃO TOTAL DE LIQUIDO	kg/h	296.06	10400.65	10400.65	20591.93
15	AGUA LIVRE	kg/h	-	-	-	-
16	HIDROCARBONETOS	kg/h	296.06	10400.65	10400.65	20591.93
17	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-0.24	-8.38	-8.38	-15.61
18	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p/ ppm p	-	-	-	-
19	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	-	-	-	-
20	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	-	-	-	-
21	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)					
22	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	-	-	-	-
23	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	-	-	-	-
24	PESO MOLECULAR	kg/kmol	-	-	-	-
25	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	-	-	-	-
26	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	-	-	-	-
27	VISCOSIDADE @T	cP	-	-	-	-
28	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	-	-	-	-
29	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	-	-	-	-
30	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T		-	-	-	-
31	Cp / Cv		-	-	-	-
32	ENTALPIA	Gcal/h	-	-	-	-
33	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)					
34	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	0.40	14.09	14.09	28.04
35	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	0.37	13.08	13.08	24.98
36	DENSIDADE @T	kg/m ³	737.90	737.90	737.90	734.28
37	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	793.18	795.06	795.06	824.31
38	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	0.48	0.48	0.48	0.30
39	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0.10	0.10	0.10	0.11
40	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0.57	0.57	0.57	0.56
41	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	15.81	15.81	15.81	16.40
42	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	0.38	0.38	0.38	0.27
43	ENTALPIA	Gcal/h	-0.24	-8.38	-8.38	-15.61
44	MISCELÂNEOS					
45						
46						
47						
48						
49						
50	NOTAS :					
51	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais					
52						
53						
54						
55						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE

Balancos de calor e massa
Pág. 10 de 12

BALANÇO DE CALOR E MASSA									
COMPOSIÇÃO									
Nº CORRENTE	17		18		19		20		
Componente / pseudocomp.	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	
3									
4	PROPANO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
5	PROPILENO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
6	HIDROGENIO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
7	NITROGENIO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
8	MONÓXIDO DE CARBONO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
9	N-BUTANAL	1.20%	1.20%	1.20%	1.20%	1.20%	1.20%	98.34%	98.34%
10	ISOBUTANAL	98.80%	98.80%	98.80%	98.80%	98.80%	98.80%	1.66%	1.66%
11	2-ETHYL-HEXENAL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
12	2-ETHYL-HEXANAL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
13	2-ETHYL-HEXANOL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
14	METANO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
15									
16									
17									
18									
19									
20									
21									
22									
23									
24									
25									
26									
27									
28									
29									
30									
31									
32									
33									
34									
35									
36									
37									
38									
39									
40	Água								
41	Total								
42	Vazão total seca (kg/h)			6442.57				6442.57	
43	Vazão total seca (kmol/h)								
44	Vazão total úmida (kg/h)	14149.35				14149.35			
45	Vazão total úmida (kmol/h)								
46	NOTAS :								
47									
48									
49									
50									
51									
52									
53									
54									
55									
Rev.	Por								
Data	Aprovado								

PROJETO:		PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		Balanços de calor e massa			
				Pág. 11 de 12			
R	BALANÇOS DE CALOR E MASSA						
e	DADOS DE OPERAÇÃO E VAZÕES						
v	CASO DE OPERAÇÃO/DESENHO						
1	Nº DE CORRENTE		21	22	23	24	
2	DESCRIÇÃO		REFLUXO FUNDO	NBUTANAL			
3	PRESSÃO ⁽¹⁾	kg/cm ² g	1.02	1.02			
4	TEMPERATURA	°C	97.52	97.52			
5	VAZÃO TOTAL	kg/h	14149.35	6442.58			
6	% VAPOR	%p	100.00	0.00			
7	VAZÃO TOTAL DE VAPOR	kg/h	14149.35	-			
8	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	-	-			
9	VAPOR DE AGUA	kg/h	-	-			
10	HIDROCARBONETOS	kg/h	14149.35	-			
11	VAZÃO TOTAL DE LIQUIDO	kg/h	-	6442.58			
12	AGUA LIVRE	kg/h	-	-			
13	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	6442.58			
14	ENTALPIA TOTAL	Gcal/h	-9.32	-4.88			
15	COMPOSTOS CORROSIVOS, TÓXICOS	% p / ppm p	-	-			
16	SÓLIDOS : QUANTIDADE	%	-	-			
17	SÓLIDOS : DIAM. PARTÍCULA	Micras	-	-			
18	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Úmida)						
19	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	2887.80	-			
20	VAZÃO VOLUMÉTRICA @(1 atm, 0°C)	Nm ³ /h	4639.69	-			
21	PESO MOLECULAR	kg/kmol	72.11	-			
22	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	4.90	-			
23	DENSIDADE @(1 atm, 0°C)	kg/Nm ³	3.05	-			
24	VISCOSIDADE @T	cP	0.01	-			
25	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	0.02	-			
26	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	0.40	-			
27	FATOR DE COMPRESIBILIDADE @P,T		0.96	-			
28	Cp / Cv		1.09	-			
29	ENTALPIA	Gcal/h	-9.32	-			
30	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para correntes de hidrocarbonetos)						
31	VAZÃO VOLUMÉTRICA @P,T	m ³ /h	-	8.80			
32	VAZÃO VOLUMÉTRICA @15 °C	m ³ /h	-	8.00			
33	DENSIDADE @T	kg/m ³	-	732.15			
34	DENSIDADE @15°C	kg/m ³	-	804.89			
35	VISCOSIDADE CINEMÁTICA @T	cSt	-	0.30			
36	CONDUCTIVIDADE TÉRMICA @T	kcal/h m °C	-	0.11			
37	CALOR ESPECÍFICO @T	kcal/kg °C	-	0.56			
38	TENSÃO SUPERFICIAL @P,T	dinas/cm	-	16.19			
39	PRESSÃO DE VAPOR @T	kg/cm ² a	-	0.27			
40	ENTALPIA	Gcal/h	-	-4.88			
41	NOTAS :						
42	(1) A pressão e as propriedades dependentes serão confirmadas pela eng. de detalhe com hidráulicas/isométricas finais						
43							
44							
45							
46							
47							
48							
49							
50	Rev.	Por					
51	Date	Aprovado					
52							
53							
54							
55							

PROJETO: **PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE**

Balances de calor e massa
 Pág. 12 de 12

BALANÇO DE CALOR E MASSA									
COMPOSIÇÃO									
Nº CORRENTE	21		22		23		24		
Componente / pseudocomp.	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	% peso	% mol	
4	PROPANO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%				
5	PROPILENO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%				
6	HIDROGENIO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%				
7	NITROGENIO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%				
8	MONÓXIDO DE CARBONO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%				
9	N-BUTANAL	98.34%	98.34%	98.34%	98.34%				
10	ISOBUTANAL	1.66%	1.66%	1.66%	1.66%				
11	2-ETHYL-HEXENAL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%				
12	2-ETHYL-HEXANAL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%				
13	2-ETHYL-HEXANOL	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%				
14	METANO	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%				
15									
16									
17									
18									
19									
20									
21									
22									
23									
24									
25									
26									
27									
28									
29									
30									
31									
32									
33									
34									
35									
36									
37									
38									
39									
40	Água								
41	Total								
42	Vazão total seca (kg/h)	10400.65		20591.93					
43	Vazão total seca (kmol/h)								
44	Vazão total úmida (kg/h)								
45	Vazão total úmida (kmol/h)								
46	NOTAS :								
47									
48									
49									
50									
51									
52									
53									
54									
55									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							

ANEXO B.2. Folhas de especificação de recipientes verticais

PROJETO:		PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE				EQUIPAMENTO nº		R-01	
UNIDADE:		Reator CSTR				Pág.		1 de 6	
R	RECIPIENTES VERTICAIS								
e	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO								
v	EQUIPAMENTO Nº		R-01						
1	SERVIÇO		REATOR DE HIDROFORMILAÇÃO						
2	CONDIÇÕES		PRESSÃO (kg/cm ² g)		TEMPERATURA (°C)				
3	POSIÇÃO ⁽¹⁾		Topo	Fundo	Topo	Fundo			
4	DE OPERAÇÃO NORMAL		8.51	9.18	110.00	110.00			
5	DE DESENHO MECÂNICO		10.31	10.98	140.00	140.00			
6	DE DESENHO MECÂNICO ALT. (regeneração, pem, EOR, etc.)								
7	DE DESENHO MECÂNICO A VÁCUO								
8	À MÍNIMA TEMPERATURA (despressurização, etc)								
9	DE LIMPEZA COM VAPOR/INERTIZADO								
10	CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		ESQUEMA						
11	FLUÍDO		LÍQUIDO/GÁS						
12	COMPOSTOS. CORROSIVOS		HIDROGÊNIO						
13	TEOR (% / ppm p)								
14	DENSIDADE LÍQ. LEVE @T (kg/m3)		965,7						
15	DENSIDADE LÍQ. PESADO @T (kg/m3)								
16	NÍVEL MÁXIMO LÍQUIDO (mm)		7910						
17	MATERIAL								
18		Material	Sob. Corrosão	Trat. Térmico					
19	Envolvente	AÇO INOX							
20	Fundo	AÇO INOX							
21	Internos	AÇO INOX							
22	Pratos								
23	Isolamento								
24	CONEXÕES								
25	SIGLA	Nº	DIA (")	FLANGE	Serviço				
26	A				SAÍDA DE PRODUTO				
27	B				MEDIDOR DE PRESSÃO				
28	C				INSTRUMENTAÇÃO DE NÍVEL				
29	D				INSTRUMENTAÇÃO DE NÍVEL				
30	E				SAÍDA DE CATALISADOR				
31	F				ENTRADA DE REAGENTE				
32	G				SAÍDA FLUIDO CAMISA				
33	H				ENTRADA CATALISADOR				
34	I				BOCAL DE INSPEÇÃO				
35	J				ENTRADA FLUIDO CAMISA				
36									
37									
38									
39									
40									
41									
42									
43									
44									
45									
46									
47									
48									
49									
50									
51	NOTAS:								
52	(1) Para colunas e recipientes cheios de líquido indicar P, T em topo e fundo em operação normal e em desenho.								
53	(2) Reator CSTR do tipo coluna de borbulhamento com catalisador em fase aquosa, reagentes e produtos em fase gasosa.								
54									
55									
56									
57									
58									
	Rev.	Por							
	Data	Aprovado							

PROJETO:	PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE	EQUIPAMENTO nº	V-01
UNIDADE:	Separador Gás-Líquido	Pág.	2 de 6

R e v	RECIPIENTES VERTICAIS					
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO					
2	EQUIPAMENTO Nº	V-01				
3	SERVIÇO	Separador Gás-Líquido				
4	CONDIÇÕES	PRESSÃO (kg/cm ² g)		TEMPERATURA (°C)		
5	POSIÇÃO ⁽¹⁾	Topo	Fundo	Topo	Fundo	
6	DE OPERAÇÃO NORMAL	9,6	9,6	40	40	
7	DE DESENHO MECÂNICO	10,4	10,4	70	70	
8	DE DESENHO MECÂNICO ALT. (regeneração, pem, EOR, etc.)					
9	DE DESENHO MECÂNICO A VÁCUO					
10	À MÍNIMA TEMPERATURA (despressurização, etc)					
11	DE LIMPEZA COM VAPOR/INERTIZADO					
12	CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		ESQUEMA			
13	FLUÍDO	Orgânico				
14	COMPOSTOS. CORROSIVOS	Sim ²				
15	TEOR (% / ppm p)	-				
16	DENSIDADE LÍQ. @T (kg/m ³)	782,20				
17	DENSIDADE VAP. @T (kg/m ³)	6,64				
18	NÍVEL MÁXIMO LÍQUIDO (mm)	605,11				
19	MATERIAL					
		Material	Sob. Corrosão	Trat. Térmico		
21	Envolvente	Aço inox 304	3 mm	-		
22	Fundo	Aço inox 304	3 mm	-		
23	Internos	Aço inox 304	3 mm	-		
24	Pratos	-	-	-		
25	Isolamento	-				
26	CONEXÕES					
27	SIGLA	Nº	DIA (")	FLANGE		Serviço
28	A					Alimentação
29	B					Saída de vapor
30	C					Saída de líquido
31	D				Drenagem	
32	E				Venteio	
33	F				Instrumentação de nível	
34	G				Instrumentação de nível	
35	H				Bocal de inspeção	
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51	NOTAS:					
52	(1) Para colunas y recipientes cheios de líquido indicar P, T em topo e fundo em operação normal y em desenho.					
53	(2) Hidrogênio					
54						
55						
56						
57						
58						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

PROJETO:	PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE	EQUIPAMENTO nº	C-01
UNIDADE:	Coluna de desabsorção	Pág.	3 de 6

R e v	RECIPIENTES VERTICAIS
-------------	------------------------------

1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO
---	---------------------------------------

2	EQUIPAMENTO Nº	C-01
3	SERVIÇO	Coluna de desabsorção
4	CONDIÇÕES	
5	POSIÇÃO ⁽¹⁾	
6	DE OPERAÇÃO NORMAL	
7	DE DESENHO MECÂNICO	
8	DE DESENHO MECÂNICO ALT. (regeneração, pem, EOR, etc.)	
9	DE DESENHO MECÂNICO A VÁCUO	
10	À MÍNIMA TEMPERATURA (despressurização, etc)	
11	DE LIMPEZA COM VAPOR/INERTIZADO	

12	CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO	ESQUEMA
----	----------------------------------	----------------

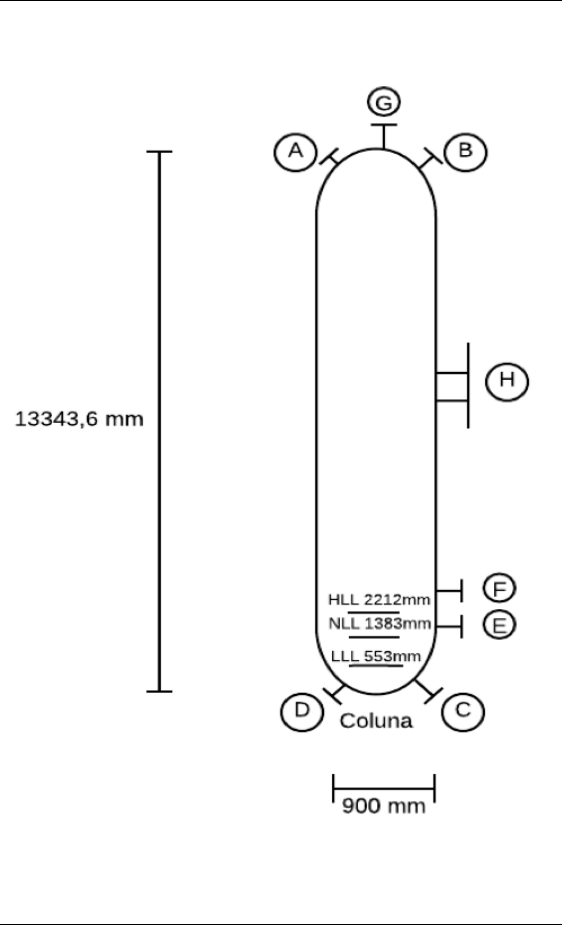
13	FLUÍDO	Aldeídos
14	COMPOSTOS. CORROSIVOS	
15	TEOR (% / ppm p)	
16	DENSIDADE LÍQ. @T (kg/m ³)	818.9
17	DENSIDADE VAP. @T (kg/m ³)	1.29
18	NÍVEL MÁXIMO LÍQUIDO (mm)	2173.6

19	MATERIAL
----	-----------------

20	Material	Sob. Corrosão	Trat. Térmico
21	Envolvente	Aço inox 304	
22	Fundo	Aço inox 304	
23	Internos	Aço inox 304	
24	Recheio	Aço inox 304	
25	Isolamento		

26	CONEXÕES
----	-----------------

27	SIGLA	Nº	DIA (")	FLANGE	Serviço
28	A				Entrada da corrente de líquido
29	B				Saída da corrente de vapor
30	C				Entrada da corrente de vapor
31	D				Saída da corrente de líquido
32	E				Instrumentação de nível
33	F				Instrumentação de nível
34	G				Válvula de segurança
35	H				Bocal de inspeção
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					



51	NOTAS :
----	---------

(1) Para colunas e recipientes cheios de líquido indicar P, T em topo e fundo em operação normal e em desenho.

Rev.	Por					
Data	Aprovado					

PROJETO:	PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE	EQUIPAMENTO nº	C-01
UNIDADE:	Coluna de desabsorção	Pág.	4 de 6

R e v	PRATOS / RECHEIOS						
	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO						
	1	EQUIPAMENTO Nº	C-01				
	2	SERVIÇO / CASO DE DESENHO :	Coluna de Desabsorção				
	3	SEÇÕES DE FRACIONAMENTO (1)					
	4	SEÇÃO					
	5	DE PRATO REAL / A PRATO REAL		DE	A	DE	A
	6	PRESSÃO, P	Kg/cm ² g				
	7	PERDA DE PRESSÃO ADMISSÍVEL	kg/cm ²				
	8	NÚMERO DE PRATOS TEÓRICOS	-				
	9	CALOR RETIRADO NA SEÇÃO (2)	Gcal/h				
	10	VAPOR AO PRATO (TOPO E FUNDO nesta sequência)					
	11	VAZÃO MÁSSICA	kg/h	4776	3066		
	12	VAZÃO VOLUMÉTRICA @ P,T	m ³ /h	13.01	10.71		
	13	DENSIDADE @ P,T	Kg/m ³	1.29	5.06		
	14	VISCOSIDADE @ T	cP	0.01452	0.019		
	15	TEMPERATURA, T	°C	21.8	90		
	16	VAZÃO DE OPERAÇÃO MÁX. / MÍN.	%	120/60	120/60		
	17	LÍQUIDO DO PRATO (TOPO E FUNDO nesta sequência)					
	18	VAZÃO MÁSSICA	kg/h	8504	6794		
	19	VAZÃO VOLUMÉTRICA @ P,T	m ³ /h	10.75	8.455		
	20	DENSIDADE @ T	Kg/m ³	161.4	818.9		
	21	VISCOSIDADE @ T	cSt	0.52531642	0.5377		
	22	TENSÃO SUPERFICIAL @ P,T	Dinas/cm	22.62	25.89		
	23	TEMPERATURA, T	°C	38.20	17.93		
	24	VAZÃO DE OPERAÇÃO MÁX. / MÍN.	%	120/60	120/60		
	25	CARACTERÍSTICAS DO SISTEMA					
	26	SYSTEM (FOAMING) FACTOR	-				
	27	TENDÊNCIA AO FOULING (baixo/moderado/alto)	-				
	28	COMP. CORROSIVOS / TEOR	% p / ppm p				
	29	LIMITAÇÕES EM PROJETO DE PRATOS (3)					
	30	JET FLOODING, MÁX.	%				
	31	DOWNCOMER BACKUP, MÁX.	%				
	32	CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS (4)					
	33	DIÂMETRO INTERIOR DA COLUNA	mm	900			
	34	NÚMERO DE PRATOS	-	-			
	35	DISTÂNCIA ENTRE PRATOS	mm	-			
	36	NÚMERO DE PASSES POR PRATO	-	-			
	37	TIPO DE PRATO (Perforado, válvulas,...)	-	-			
	38	ALTURA DE RECHEIO	mm	9350			
	39	TIPO DE RECHEIO	-	Anéis pall 304 ss			
	40	NOTAS :					
	41	(1) Pratos numerado de cima para baixo. Dividir a coluna em seções com uma variação não superior a +/- 10% no tráfego de correntes. Especificar separadamente os pratos de alimentação e extração total ou parcial.					
	42	(3) Valor positivo é calor agregado, negativo calor retirado.					
	43	(3) Para revamps, flooding e downcomer backup máximos será objeto de recomendação/discussão com o vendedor.					
	44	(4) A confirmar por engenharia de detalhe/vendedor					
	45						
	46						
	47						
	48						
	49						
	50						
	51						
	52						
	53						
	54						
	55						
	56						
57							
58	Para materiais ver folha de seleção de materiais.						
Rev.	Por						
Data	Aprovado						

Rev	RECIPIENTES VERTICAIS					
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO					
2	EQUIPAMENTO	C-02				
3	SERVIÇO	Coluna de Destilação				
4	CONDIÇÕES		PRESSÃO (kgf/cm ² g)		TEMPERATURA (°C)	
5	POSIÇÃO ⁽¹⁾	Topo	Fundo	Topo	Fundo	
6	DE OPERAÇÃO NORMAL	0.00	1.02	73.05	95.66	
7	DE DESENHO MECÂNICO	1.80	2.80	103.05	125.66	
8	DE DESENHO MECÂNICO ALT. (regeneração, pem, EOR, etc.)					
9	DE DESENHO MECÂNICO A VÁCUO					
10	A MÍNIMA TEMPERATURA (despressurização, etc)					
11	DE LIMPEZA COM VAPOR/INERTIZADO					
12	CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO			ESQUEMA		
13	FLUÍDO					
14	COMPOSTOS. CORROSIVOS					
15	TEOR (% / ppm p)					
16	DENSIDADE LÍQ. LEVE @T (kg/m ³)	737.9				
17	DENSIDADE LÍQ. PESADO @T (kg/m ³)	732.1				
18	NÍVEL MÁXIMO LÍQUIDO (mm)	2406				
19	MATERIAL					
20		Material	Sob. Corrosão			Trat. Térmico
21	Envolvente	Aço Carbono				
22	Fundo	Aço Carbono				
23	Internos	Aço Carbono				
24	Pratos	Aço Carbono				
25	Isolamento					
26	CONEXÕES					
27	SIGL	Nº	DIA (")	FLANGE	Serviço	
28	A				Alimentação	
29	B				Saída Vapor	
30	C				Refluxo	
31	D				Líquido de Fundo	
32	E				Vazão do Reboiler	
33	F				Instrumentação de Nível	
34	G				Instrumentação de Nível	
35	H				Válvula de Segurança	
36	I				Purga com Vapor	
37	J				Bocal de Inspeção	
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51	NOTAS :					
52	(1) Para colunas y recipientes cheios de líquido indicar P, T em topo e fundo em operação normal y em desenho.					
53						
54						
55						
56						
57						
58						

Rev.	Por				
Data	Aprovado				

PROJETO:	PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE	EQUIPAMENTO nº	C-02
UNIDADE:	Coluna de destilação	Pág.	6 de 6

Rev.	PRATOS / RECHEIOS										
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO										
2	EQUIPAMENTO Nº	C-02									
3	SERVIÇO / CASO DE DESENHO :	Coluna de destilação									
4	SEÇÕES DE FRACIONAMENTO (1)										
5	SEÇÃO										
6	DE PRATO REAL / A PRATO REAL	DE	1	A	44	DE	45	A	80		
7	PRESSÃO, P	Kg/cm ² g	0.36	0.66	0.67	0.92					
8	PERDA DE PRESSÃO ADMISSÍVEL	kg/cm ²	0.30		0.25						
9	NÚMERO DE PRATOS TEÓRICOS	-									
10	CALOR RETIRADO NA SEÇÃO (2)	Gcal/h									
11	VAPOR AO PRATO (TOPO, ALIMENTAÇÃO E FUNDO nesta sequência)										
12	VAZÃO MÁSSICA	kg/h	1882.20	1646.6	14435.2						
13	VAZÃO VOLUMÉTRICA @ P,T	m ³ /h	3106.90	2814.6	3091.3						
14	DENSIDADE @ P,T	Kg/m ³	0.61	0.59	4.67						
15	VISCOSIDADE @ T	cP	0.3544	0.2857	0.2169						
16	TEMPERATURA, T	°C	73	88	95.7						
17	VAZÃO DE OPERAÇÃO MÁX. / MÍN.	%	120/80	120/80	120/80						
18	LÍQUIDO DO PRATO (TOPO, ALIMENTAÇÃO E FUNDO nesta sequência)										
19	VAZÃO MÁSSICA	kg/h	11072.3	20375.30	20836.30						
20	VAZÃO VOLUMÉTRICA @ P,T	m ³ /h	15.20	27.50	28.40						
21	DENSIDADE @ T	Kg/m ³	728.44	740.92	733.67						
22	VISCOSIDADE @ T	cSt	0.3544	0.2857	0.2169						
23	TENSÃO SUPERFICIAL @ P,T	Dinas/cm	15.8	26.00	16.20						
24	TEMPERATURA ,T	°C	72.7	88.3	95.7						
25	VAZÃO DE OPERAÇÃO MÁX. / MÍN.	%	120/80	120/80	120/80						
26	CARACTERÍSTICAS DO SISTEMA										
27	SYSTEM (FOAMING) FACTOR	-									
28	TENDÊNCIA AO FOULING (baixo/moderado/alto)	-			Baixa		Baixa				
29	COMP. CORROSIVOS / TEOR	% p / ppm p									
30	LIMITAÇÕES EM PROJETO DE PRATOS (3)										
31	JET FLOODING, MÁX.	%	120			120					
32	DOWNCOMER BACKUP, MÁX.	%	80			80					
33	CARACTERÍSTICAS CONSTRUTIVAS (4)										
34	DIÂMETRO INTERIOR DA COLUNA	mm	1.34								
35	NÚMERO DE PRATOS	-	43			35					
36	DISTÂNCIA ENTRE PRATOS	mm	460			460					
37	NÚMERO DE PASSES POR PRATO	-									
38	TIPO DE PRATO (Perforado, válvulas,...)	-	Válvula			Válvula					
39	ALTURA DE RECHEIO	mm									
40	TIPO DE RECHEIO	-									
41	NOTAS :										
42	(1) Pratos numerado de cima para baixo. Dividir a coluna em seções com uma variação não superior a +/- 10% no tráfego de correntes. Especificar separadamente os pratos de alimentação e extração total ou parcial.										
44	(3) Valor positivo é calor agregado, negativo calor retirado.										
45	(3) Para revamps, flooding e downcomer backup máximos será objeto de recomendação/discussão com o vendedor.										
46	(4) A confirmar por engenharia de detalhe/vendedor										
47											
48											
49											
50											
51											
52											
53											
54											
55											
56											
57											
58	Para materiais ver folha de seleção de materiais.										
Rev.	Por										
Data	Aprovado										

ANEXO B.3. Folhas de especificação de recipientes horizontais

PROJETO: SÍNTESE DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		EQUIPAMENTO nº V-02	
UNIDADE: Pulmão da coluna de destilação		Pág. 1 de 1	
Rev	RECIPIENTES HORIZONTAIS		
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO		
2	EQUIPAMENTO Nº	V-02	
3	SERVIÇO	Pulmão	
4	CONDIÇÕES	PRESSÃO (kg/cm ² g)	TEMPERATURA (°C)
5	DE OPERAÇÃO NORMAL	0.00	73.05
6	DE PROJETO MECÂNICO	3.50	103.05
7	DE DESENHO MECÂNICO ALT. (regeneração, pem, EOR, etc.)		
8	DE DESENHO MECÂNICO A VÁCUO		
9	A MÍNIMA TEMPERATURA (despressurização, etc)		
10	DE LIMPEZA COM VAPOR/INERTIZADO		
11	ESQUEMA		
12			
13	Indicar regiões com recobrimentos, diferente material, CA, T de projeto e/ou isolamentos, enjaquetados...		
32	CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO		CONEXÕES
33	FLUÍDO	SIGLA	Nº
34	COMP. CORROSIVOS	A	
35	TEOR (% / ppm p)	B	
36	DENS. LÍQ. LEVE @T (kg/m ³)	C	
37	DENS. LÍQ. PES. @T (kg/m ³)	D	
38	NÍVEL MÁXIMO LÍQ. (mm)	E	
39	MATERIAL		F
40	Material	Sob. Corrosão	Trat. Térmico
41	Envolvente	Aço carbono	
42	Fundos	Aço carbono	
43	Internos	Aço carbono	
44	Isolamento		
45	NOTAS :		
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58			
	Rev.	Por	
	Data	Aprovado	

ANEXO B.4. Folhas de especificação de trocadores de calor

PROJETO : PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		EQUIPAMENTO nº E-01		
UNIDADE : Condensador E-01		Pág. 1 de 3		
R	TROCADORES DE CALOR			v
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO			
2	EQUIPAMENTO Nº	E-01		
3	CASO DE DESENHO	Condensador		
4	SERVIÇO	Resfriamento da corrente de saída do reator		
5	TIPO (casco-tubos / placas / tubo duplo)	Casco-tubos	TIPO TEMA	AES
6	DISPOSIÇÃO (Horiz. / Vert.)	Horizontal	Circulação (Termosif., forçada)	Forçada
7	NÚMERO DE CARCAÇAS ESTIMADAS	1	Em série / paralelo	
8	CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO			
9	LADO	CASCO		TUBOS
10	COMPONENTES CORROSIVOS / TEOR (% p)	-	-	-
11	NATUREZA	Água		Hidrocarboneto
12		Entrada	Salida	Entrada
13	VAZÃO TOTAL	kg/h	56700.14	56700.14
14	VAZÃO TOTAL DE VAPOR ÚMIDO	kg/h	-	-
15	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	-	-
16	VAPOR DE ÁGUA	kg/h	-	-
17	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-
18	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	56700.14	56700.14
19	ÁGUA LIVRE	kg/h	56700.14	56700.14
20	HIDROCARBONETOS	kg/h	-	-
21	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Húmida)			
22	Peso molecular	kg/kmol	-	-
23	Densidade @P,T	Kg/m ³	-	-
24	Viscosidade @T	cP	-	-
25	Conductividade térmica @T	kcal/h m K	-	-
26	Calor específico @T	kcal/kg °C	-	-
27	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para hidroc.)			
28	Densidade @P,T	kg/m ³	998.21	990.21
29	Viscosidade @T	cSt	1.0034	0.6017
30	Conductividade térmica @T	kcal/h m K	514.21	645.64
31	Calor específico @T	kcal/kg °C	0.999	0.997
32	Tensão superficial @P,T	dinas/cm	72.75	68.74
33	TEMPERATURA	°C	20	45
34	PRESSÃO DE ENTRADA	kg/cm ² g	1.03	9.53
35	PERDA DE CARGA PERMITIDA	kg/cm ²	0.204	0.204
36	FATOR DE DEPOSIÇÃO	m ² h°C / kcal	0.0003	0.00015
37	CALOR TROCADO	Gcal/h	1.42E-03	1.42E-03
38	VAZÃO E CALOR TROCADO MÁX.	%		
39	PERDA DE CARGA PERMIT. A VAZÃO MÁX.	kg/cm ²		
40	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO			
41	CONDIÇÕES DE...		Pressão	Temperatura
42	PROJETO MECÂNICO	kg/cm ² g; °C		
43	PROJETO MECÂNICO A VAZIO	kg/cm ² g; °C		
44	A MÍNIMA TEMPERATURA	kg/cm ² g; °C		
45		kg/cm ² g; °C		
46	FLUSHING OU STEAM OUT	kg/cm ² g; °C		
47	CARACTERÍSTICAS CONSTRUCTIVAS Y LIMITACIONES NO PROJETO TÉRMICO (1)			
48	MÁX. DIÂMETRO CASCO	60"	MÁXIMO PESO DO FEIXE (10-20 t)	
49	DIÂMETRO EXTERIOR TUBOS	3/4"	MÍNIMO ESPESSURA (BWG)	14
50	COMPRIMENTO TUBOS	20ft	PITCH (1 pulgada) / TIPO	1"
51	VEL. MÁX./ MÍN. PERMITIDA TUBOS (m/s)		VEL. MÁX./ MÍN. PERM. CASCO (m/s)	
52	NOTAS :			
53				
54				
55				
56				
57				
58				

Rev.	Por				
Data	Aprovado				

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		EQUIPAMENTO n° E-02	
UNIDADE: Condensador de topo da coluna T-02		Pág. 2 de 3	
Rev	TROCADORES DE CALOR		
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO		
2	EQUIPAMENTO N°	E-02	
3	CASO DE DESENHO	Condensar produto de topo da coluna C-02	
4	SERVIÇO	Trocador de calor	
5	TIPO (casco-tubos / placas / tubo duplo)	Casco-tubo	TIPO TEMA AES
6	DISPOSIÇÃO (Horiz. / Vert.)	Horizontal	Circulação (Termosif., forçada) Forçada
7	NÚMERO DE CARCAÇAS ESTIMADAS	1	Em série / paralelo Série
8	CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO		
9	LADO	CASCO	TUBOS
10	COMPONENTES CORROSIVOS / TEOR (% p)		
11	NATUREZA		
12		Entrada	Salida
13	VAZÃO TOTAL	kg/h	kg/h
14	VAZÃO TOTAL DE VAPOR ÚMIDO	0	0
15	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	0	0
16	VAPOR DE ÁGUA	0	0
17	HIDROCARBONETOS	0	0
18	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	kg/h
19	ÁGUA LIVRE	58025	58025
20	HIDROCARBONETOS	0	0
21	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Húmida)		
22	Peso molecular	kg/kmol	72.11
23	Densidade @P,T	Kg/m³	3.50
24	Viscosidade @T	cP	0.01
25	Condutividade térmica @T	kcal/h m K	0.01
26	Calor específico @T	kcal/kg °C	0.37
27	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para hidroc.)		
28	Densidade @P,T	kg/m³	998.21
29	Viscosidade @T	cSt	1.0034
30	Condutividade térmica @T	kcal/h m K	514.21
31	Calor específico @T	kcal/kg °C	1.00
32	Tensão superficial @P,T	dinas/cm	72.75
33	TEMPERATURA	°C	20.00
34	PRESSÃO DE ENTRADA	kg/cm² g	0
35	PERDA DE CARGA PERMITIDA	kg/cm²	0.70
36	FATOR DE DEPOSIÇÃO	m² h°C / kcal	0.0003
37	CALOR TROCADO	Gcal/h	1.1605
38	VAZÃO E CALOR TROCADO MÁX.	%	
39	PERDA DE CARGA PERMIT. A VAZÃO MÁX.	kg/cm²	
40	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO		
41	CONDIÇÕES DE...	Pressão	Temperatura
42	PROJETO MECÂNICO	kg/cm2 g ; °C	3.50
43	PROJETO MECÂNICO A VAZIO	kg/cm2 g ; °C	103.05
44	À MÍNIMA TEMPERATURA	kg/cm2 g ; °C	3.50
45		kg/cm2 g ; °C	94.03
46	FLUSHING OU STEAM OUT	kg/cm2 g ; °C	
47	CARACTERÍSTICAS CONSTRUCTIVAS Y LIMITACIONES NO PROJETO TÉRMICO (1)		
48	MÁX. DIÂMETRO CASCO (60 polegadas)	60	MÁXIMO PESO DO FEIXE (10-20 t)
49	DIÂMETRO EXTERIOR TUBOS (3/4 pulgada)	3/4"	MÍNIMO ESPESSURA (BWG)
50	COMPRIMENTO TUBOS (20 ft)	20.0	PITCH (1 pulgada) / TIPO
51	VEL. MÁX./ MÍN. PERMITIDA TUBOS (m/s)		VEL. MÁX./ MÍN. PERM.CASCO (m/s)
52	NOTAS :		
53	(1) Anotar se há limitações diferentes às normais indicadas e/ou requerimentos de processo.		
54	(2) 143 tubos necessários		
55			
56			
57	Curvas de condensação/vaporização em folha anexo se procede.		
58	Para materiais ver folha de seleção de materiais.		
	Rev.	Por	
	Data	Aprovado	

PROJETO: SÍNTESE DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		EQUIPAMENTO nº E-03	
UNIDADE: Reboiler da coluna T-02		Pág. 3 de 3	
Rev	TROCADORES DE CALOR		
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO		
2	EQUIPAMENTO Nº	E-03	
3	CASO DE DESENHO	Refervedor do produto de fundo da coluna C-02	
4	SERVIÇO	Trocador de calor	
5	TIPO (casco-tubos / placas / tubo duplo)	Casco-tubo	TIPO TEMA
6	DISPOSIÇÃO (Horiz. / Vert.)	Horizontal	Circulação (Termosif., forçada)
7	NÚMERO DE CARCAÇAS ESTIMADAS	1	Em série / paralelo
8	CARACTERÍSTICAS DO FLUÍDO E CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO		
9	LADO	CASCO	TUBOS
10	COMPONENTES CORROSIVOS / TEOR (% p)		
11	NATUREZA		
12		Entrada	Salida
13	VAZÃO TOTAL	kg/h	kg/h
14	VAZÃO TOTAL DE VAPOR ÚMIDO	kg/h	kg/h
15	INCONDENSÁVEIS (N2,...)	kg/h	kg/h
16	VAPOR DE ÁGUA	kg/h	kg/h
17	HIDROCARBONETOS	kg/h	kg/h
18	VAZÃO TOTAL DE LÍQUIDO	kg/h	kg/h
19	ÁGUA LIVRE	kg/h	kg/h
20	HIDROCARBONETOS	kg/h	kg/h
21	PROPRIEDADES FASE VAPOR (Húmida)		
22	Peso molecular	kg/kmol	kg/kmol
23	Densidade @P,T	Kg/m³	Kg/m³
24	Viscosidade @T	cP	cP
25	Condutividade térmica @T	kcal/h m K	kcal/h m K
26	Calor específico @T	kcal/kg °C	kcal/kg °C
27	PROPRIEDADES FASE LÍQUIDA (Seca para hidroc.)		
28	Densidade @P,T	kg/m³	kg/m³
29	Viscosidade @T	cSt	cSt
30	Condutividade térmica @T	kcal/h m K	kcal/h m K
31	Calor específico @T	kcal/kg °C	kcal/kg °C
32	Tensão superficial @P,T	dinas/cm	dinas/cm
33	TEMPERATURA	°C	°C
34	PRESSÃO DE ENTRADA	kg/cm² g	kg/cm² g
35	PERDA DE CARGA PERMITIDA	kg/cm²	kg/cm²
36	FATOR DE DEPOSIÇÃO	m² h°C / kcal	m² h°C / kcal
37	CALOR TROCADO	Gcal/h	Gcal/h
38	VAZÃO E CALOR TROCADO MÁX.	%	%
39	PERDA DE CARGA PERMIT. A VAZÃO MÁX.	kg/cm²	kg/cm²
40	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO		
41	CONDIÇÕES DE...	Pressão	Temperatura
42	PROJETO MECÂNICO	kg/cm2 g ; °C	kg/cm2 g ; °C
43	PROJETO MECÂNICO A VAZIO	kg/cm2 g ; °C	kg/cm2 g ; °C
44	À MÍNIMA TEMPERATURA	kg/cm2 g ; °C	kg/cm2 g ; °C
45		kg/cm2 g ; °C	kg/cm2 g ; °C
46	FLUSHING OU STEAM OUT	kg/cm2 g ; °C	kg/cm2 g ; °C
47	CARACTERÍSTICAS CONSTRUCTIVAS Y LIMITACIONES NO PROJETO TÉRMICO (1)		
48	MÁX. DIÂMETRO CASCO (60 polegadas)	60	MÁXIMO PESO DO FEIXE (10-20 t)
49	DIÂMETRO EXTERIOR TUBOS (3/4 pulgada)	3/4"	MÍNIMO ESPESSURA (BWG)
50	COMPRIMENTO TUBOS (20 ft)	20.0	PITCH (1 pulgada) / TIPO
51	VEL. MÁX./ MÍN. PERMITIDA TUBOS (m/s)		VEL. MÁX./ MÍN. PERM.CASCO (m/s)
52	NOTAS :		
53	(1) Anotar se há limitações diferentes às normais indicadas e/ou requerimentos de processo.		
54			
55			
56			
57	Curvas de condensação/vaporização em folha anexo se procede.		
58	Para materiais ver folha de seleção de materiais.		
	Rev.	Por	
	Data	Aprovado	

ANEXO B.5. Folhas de especificação de bombas

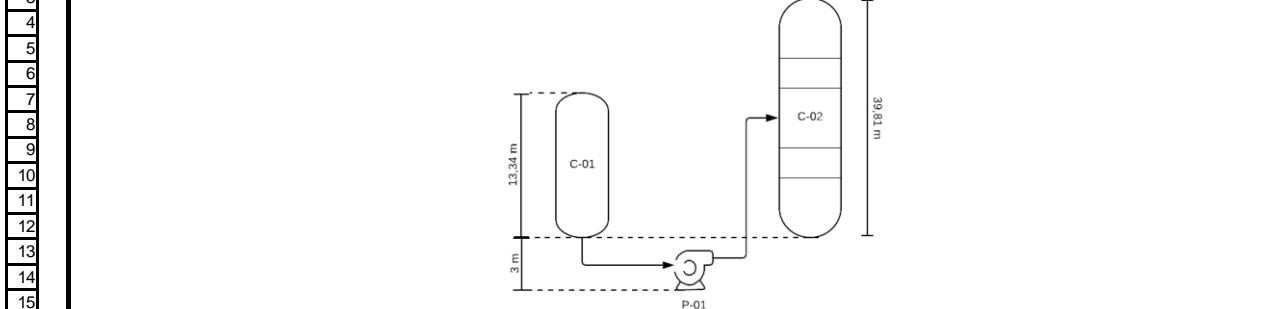
	PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE	EQUIPAMENTO nº	P-01	
	UNIDADE: Bomba de entrada da coluna de destilação C-02	Pág.	1	de 4
R e v	BOMBAS			
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO			
2	CASO DE PROJETO	Bombeamento para coluna		
3	SERVIÇO	Impulsão até C-02		
4	EQUIPAMENTO Nº OPERAÇÃO / RESERVA	P-01a / P-01b		
5	NÚMERO DE BOMBAS REQUERIDAS OPERAÇÃO / RESERVA	1	1	
6	TIPO DE BOMBA (centrífuga / volumétrica alternativa / volumétrica rotativa)	Centrifuga		
7	FUNCIONAMENTO (contínuo / descontinuo ; série / paralelo)	Contínuo; Paralelo		
8	CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO			
9	NATUREZA DO FLUIDO	Orgânico		
10	COMPONENTES CORROSIVOS / TÓXICOS	Não	Não	
11	SÓLIDOS EM SUSPENSÃO (quantidade / DIÂMETRO Equivalente)	-	-	
12	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C	-	
13	TEMP. DE AUTO IGNIÇÃO / IGNIÇÃO	°C	-	
14	TEMPERATURA DE BOMBEIO	°C	18,07	
15	Densidade @T BOMBEIO	kg/m ³	820	
16	Viscosidade @T BOMBEIO	cSt	0,42	
17	PRESSÃO DE VAPOR @T BOMBEIO	kg/cm ² a	0,27	
18	CARACTERÍSTICAS DO PROJETO DA BOMBA			
19	VAZÃO DE PROJETO Q (rated) ⁽¹⁾	m ³ /h	9,82	
20	VAZÃO MÍNIMO DE PROCESSO ⁽²⁾	m ³ /h	4,93	
21	VAZÃO NORMAL	m ³ /h	8,22	
22	PRESSÃO DE IMPULSÃO @ Q rated	kg/cm ² g	4,73	
23	PRESSÃO DE ASPIRAÇÃO @ Q rated	kg/cm ² g	1,80	
24	PRESSÃO DIFERENCIAL @ Q rated	kg/cm ²	2,93	
25	ALTURA DIFERENCIAL @ Q rated ⁽¹⁾	m	36,42	
26	NPSH DISPONÍVEL @ Q rated ⁽³⁾	m	31,64	
27	MÁX. DP a IMPULSÃO FECHADA ⁽⁴⁾	kg/cm ²	3,52	
28	PRESSÃO MÁXIMA ASPIRAÇÃO	kg/cm ² g	2,30	
29	PRESSÃO MÁXIMA IMPULSÃO	kg/cm ² g	5,82	
30	DIÂMETRO TUBULAÇÃO ASPIRAÇÃO / IMPULSÃO	polegadas	-	-
31	IMPULSOR / FECHAMENTO ⁽⁵⁾		-	
32	TRACEJADO / ISOLAMENTO / FLUSHING ⁽⁶⁾		-	
33	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO			
34	TEMPERATURA PROJETO MECÂNICO	°C	48,07	
35	PRESSÃO PROJETO MECÂNICO	kg/cm ² g	7,62	
36	CARACTERÍSTICAS DO ACIONAMENTO			
37	TIPO OPERAÇÃO / RESERVA		Elétrico	Elétrico
38	CONSUMO ELÉCTRICO ESTIMADO A VAZÃO PROJETO	kWh/h	1,98	1,98
39	CONSUMO DE VAPOR ESTIMADO A VAZÃO PROJETO	Kg/h	-	-
40	NOTAS :			
41	(1) O ponto de garantia deve ser para a vazão de projeto (rated) e a altura diferencial indicada.			
42	(2) Vazão de processo em condições de "turn-down", posta em funcionamento ou outras operações. A l. de detalhe / vendedor deve especificar a vazão mínima requerida pela bomba e o sistema de proteção / recirculação em seu caso.			
43	(3) Na brida de aspiração da bomba. Exclui cargas de aceleração para bombas volumétricas alternativas. Exclui contingências / margem para todo tipo de bombas.			
44	(4) Este valor não pode ser excedido pela bomba com dens., viscos. normais e velocidade de OPERAÇÃO contínua máx.			
45	(5) Especificar tipo / particularidades do impulsor / fechamento, se existem requerimentos de processo.			
46	(6) Especificar TRACEJADO, ISOLAMENTO, flushing se existem requerimentos de processo.			
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58	Para materiais ver la folha de seleção de materiais.			
	Rev.	Por		
	Data	Aprovado		

PROJETO:	PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE	EQUIPAMENTO nº	P-01
UNIDADE:	Bomba de entrada da coluna de destilação C-02	Pág.	2 de 4

FOLHA DE CÁLCULO DE BOMBAS

SERVIÇO / CASO : **Impulsão até C-02**

ESQUEMA DE FLUXO :



NATUREZA DO FLUÍDO	-		
T de BOMBEIO	°C	18.07	
Viscosidade @T	cSt	0.423	
Densidade @T	kg/m ³	820	

Capacidade		Q Nor	Q des
Vazão mássica	kg/h	6739,58	8087,50
Vazão volumétrica	m ³ /h	8,22	9,82

P. ASPIRAÇÃO		Q Nor	Q des
P. recipiente	kg/cm ² g	1.01972	3,5
H (LT a center line)	kg/cm ²	1,31	1,31
DP linha	kg/cm ²	-	-
DP filtro	kg/cm ²	-	-
DP outros	kg/cm ²	-	-
P. ASPIRAÇÃO	kg/cm ² g	1.318327665	3,5

NPSH DISPONÍVEL		Q Nor	Q des
PRESSIONÃO ASPIRAÇÃO	kg/cm ² a		2.32
P. vapor @T	kg/cm ² a		0,27
Diferença	kg/cm ²		2,54
NPSHA	m		31,64

Consumo estimado ACIONAMENTO		Q Nor	Q des
HHP	CV	-	-
Eficiência bomba	%	45	45
BHP	CV	-	-
Motor			
Eficiência motor	%	90	90
Eleticidade	kWh/h	2.35	2.35
Turbina			
DH vapor isoentrópica.	kJ/Kg	-	-
Eficiência turbina	%	-	-
Consumo vapor	kg/h	-	-

P. IMPULSÃO	Q Nor			Q Des.
	Circ. 1	Circ. 2	Circ. 3	
	kg/cm ² g ou kg/cm ² (DP)			
P. destino	2.03	-	-	3,5
DP distribuidor	-	-	-	-
DP PRESSÃO ESTÁTICA	3.54	-	-	4.25
DP linha	-	-	-	-
DP filtro	-	-	-	-
DP	-	-	-	-
DP	-	-	-	-
DP	-	-	-	-
DP	-	-	-	-
DP placa	-	-	-	-
DP Válv. Cont.	-	-	-	-
P. IMPULSÃO	5.86	-	-	7.03

P. Diferencial @ Q des		Q des
P. IMPULSÃO	kg/cm ² g	5.86
P. ASPIRAÇÃO	kg/cm ² g	2.32
P. Diferencial	kg/cm ²	3.54
Altura Diferencial	m	39.41

P. máx. ASPIRAÇÃO		
P. Recipiente (1)	kg/cm ² g	2
H (HHL-Center line)	kg/cm ²	-
P. máx. ASPIRAÇÃO	kg/cm ² g	2.4
P. máx. IMPULSÃO		
P difer. máx. motor (2)	kg/cm ² g	-
P difer. máx. turbina (2)	kg/cm ² g	-
P. máx. IMPULSÃO (3)	kg/cm ² g	7.0287535

NOTAS :

(1) Especificar o set pressure da válvula de segurança do recipiente de aspiração

(2) Especificar n vezes a pressão diferencial @ Qdes, onde n = 1,2 // 1,2*1,1 para acionamento com motor // turbina.

(3) Será especificado : P max de aspiração + P diferencial máxima. Para bombas volumétricas o set pressure da válvula de segurança em impulsão será igual à pressão máxima de impulsão.

Rev.	Por					
Data	Aprovado					

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		EQUIPAMENTO n° P-03	
UNIDADE: Bomba de refluxo da torre T-02		Pág. 3 de 4	
Rev	BOMBAS		
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO		
2	CASO DE PROJETO	Reciclo de Líquido em C-02	
3	SERVIÇO	Refluxo	
4	EQUIPAMENTO N° OPERAÇÃO / RESERVA	P-02	
5	NÚMERO DE BOMBAS REQUERIDAS OPERAÇÃO / RESERVA	1	1
6	TIPO DE BOMBA (centrífuga / volumétrica alternativa / volumétrica rotativa)	Centrífuga	
7	FUNCIONAMENTO (contínuo / descontínuo ; série / paralelo)	Contínuo	
8	CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
9	NATUREZA DO FLUIDO	Hidrocarboneto	
10	COMPONENTES CORROSIVOS / TÓXICOS		
11	SÓLIDOS EM SUSPENSÃO (quantidade / DIÂMETRO Equivalente)		
12	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C	
13	TEMP. DE AUTO IGNIÇÃO / IGNIÇÃO	°C	
14	TEMPERATURA DE BOMBEIO	°C	64.03
15	Densidade @T BOMBEIO	kg/m ³	737.90
16	Viscosidade @T BOMBEIO	cSt	0.48
17	PRESSÃO DE VAPOR @T BOMBEIO	kg/cm ² a	0.38
18	CARACTERÍSTICAS DO PROJETO DA BOMBA		
19	VAZÃO DE PROJETO Q (rated) ⁽¹⁾	m ³ /h	12480.78
20	VAZÃO MÍNIMO DE PROCESSO ⁽²⁾	m ³ /h	6240.39
21	VAZÃO NORMAL	m ³ /h	10400.65
22	PRESSÃO DE IMPULSÃO @ Q rated	kg/cm ² g	4.51
23	PRESSÃO DE ASPIRAÇÃO @ Q rated	kg/cm ² g	0.28
24	PRESSÃO DIFERENCIAL @ Q rated	kg/cm ²	4.22
25	ALTURA DIFERENCIAL @ Q rated ⁽¹⁾	m	1.14
26	NPSH DISPONÍVEL @ Q rated ⁽³⁾	m	12.25
27	MÁX. DP a IMPULSÃO FECHADA ⁽⁴⁾	kg/cm ²	0.34
28	PRESSÃO MÁXIMA ASPIRAÇÃO	kg/cm ² g	5.41
29	PRESSÃO MÁXIMA IMPULSÃO	kg/cm ² g	5.74
30	DIÂMETRO TUBULAÇÃO ASPIRAÇÃO / IMPULSÃO	polegadas	
31	IMPULSOR / FECHAMENTO ⁽⁵⁾		
32	TRACEJADO / ISOLAMENTO / FLUSHING ⁽⁶⁾		
33	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO		
34	TEMPERATURA PROJETO MECÂNICO	°C	94.03
35	PRESSÃO PROJETO MECÂNICO	kg/cm ² g	10.34
36	CARACTERÍSTICAS DO ACIONAMENTO		
37	TIPO OPERAÇÃO / RESERVA	Elétrico	Elétrico
38	CONSUMO ELÉCTRICO ESTIMADO A VAZÃO PROJETO	kWh/h	0.143
39	CONSUMO DE VAPOR ESTIMADO A VAZÃO PROJETO	Kg/h	
40	NOTAS :		
41	(1) O ponto de garantia deve ser para a vazão de projeto (rated) e a altura diferencial indicada.		
42	(2) Vazão de processo em condições de "turn-down", posta em funcionamento ou outras operações. A I. de detalhe / vendedor deve especificar a vazão mínima requerida pela bomba e o sistema de proteção / recirculação em seu caso.		
43	(3) Na brida de aspiração da bomba. Exclui cargas de aceleração para bombas volumétricas alternativas. Exclui contingências / margem para todo tipo de bombas.		
44	(4) Este valor não pode ser excedido pela bomba com dens., viscos. normais e velocidade de OPERAÇÃO contínua máx.		
45	(5) Especificar tipo / particularidades do impulsor / fechamento, se existem requerimentos de processo.		
46	(6) Especificar TRACEJADO, ISOLAMENTO, flushing se existem requerimentos de processo.		
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58	Para materiais ver a folha de seleção de materiais.		
	Rev.	Por	
	Data	Aprovado	

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		EQUIPAMENTO nº P-03	
UNIDADE: Bomba de refluxo da torre C-02		Pág. 4 de 4	
Rev	FOLHA DE CÁLCULO DE BOMBAS		
1	SERVIÇO / CASO :	Reciclo de Líquido em C-02	
2	ESQUEMA DE FLUXO :		
3			
16	NATUREZA DO FLUÍDO	-	Hidrocarboneto
17	T de BOMBEIO	°C	64.030
18	Viscosidade @T	cSt	0.480
19	Densidade @T	kg/m³	737.900
21	Capacidade	Q Nor	Q des
22	Vazão mássica	kg/h	10400.65 12480.78
23	Vazão volumétrica	m³/h	0.420 0.503
25	P. ASPIRAÇÃO	Q Nor	Q des
26	P. recipiente	kg/cm² g	0.020 0.024
27	H (LT a center line)	kg/cm²	0.261 0.313
28	DP l inha	kg/cm²	-
29	DP fil tro	kg/cm²	-
30	DP otros	kg/cm²	-
31	P. ASPIRAÇÃO	kg/cm² g	0.281 0.337
33	NPSH DISPONÍVEL	Q Nor	Q des
34	PRESSÃO ASPIRAÇÃO	kg/cm² a	1.281 1.537
35	P. vapor @T	kg/cm² a	0.377 0.452
36	Diferença	kg/cm²	0.904 1.085
37	NPSHA	m	12.250 14.700
39	Consumo estimado ACIONAMENTO	Q Nor	Q des
40	HHP	CV	
41	Eficiência bomba	%	0.450 0.450
42	BHP	CV	0.194 0.233
43	Motor		
44	Eficiência motor	%	0.90 0.90
45	Eletricidade	kWh/h	0.14 0.14
46	Turbina		
47	DH vapor isoentr ípica.	kJ/Kg	
48	Eficiência turbina	%	
49	Consumo vapor	kg/h	
50	NOTAS :		
51	(1) Especificar o set pressure da válvula de segurança do recipiente de aspiração		
52	(2) Especificar n veces a pressão diferencial @ Qdes, onde n = 1,2 // 1,2*1,1 para acionamento com motor // turbina.		
53	(3) Será especificado : P max de aspiração + P diferencial máxima. Para bombas volumétricas o set pressure da válvula de segurança em impulsão será igual à pressão máxima de impulsão.		
54			
55			
56			
57			
58			
	Rev.	Por	
	Data	Aprovado	

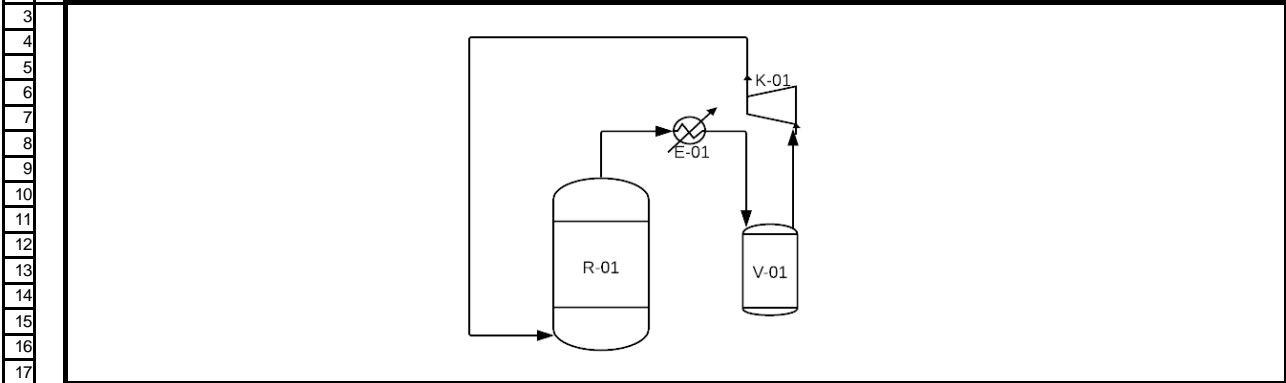
P. IMPULSÃO	Q Nor			Q Des.
	Circ. 1	Circ. 2	Circ. 3	
	kg/cm² g ó kg/cm² (DP)			
P. destino	1.039			1.247
DP distribuidor				
Altura estática	0.316			0.379
DP l inha				
DP fil tro				
DP				
DP				
DP				
DP pl aca				
DP V(l v. Cont.				
P. IMPULSÃO	4.506			5.407
P. Diferencial @ Q des				Q des
P. IMPULSÃO		kg/cm² g		5.407
P. ASPIRAÇÃO		kg/cm² g		0.337
P. Diferencial		kg/cm²		5.070
Altura Diferencial		m		57.230
P. máx. ASPIRAÇÃO				
P. Recipiente (1)		kg/cm² g		0.024
H (HHL-Center line)		kg/cm²		0.313
P máx. ASPIRAÇÃO		kg/cm² g		0.337
P. máx. IMPULSÃO				
P difer. máx. motor (2)		kg/cm² g		1.25
P difer. máx. turbina (2)		kg/cm² g		
P máx. IMPULSÃO (3)		kg/cm² g		5.41

ANEXO B.6. Folhas de especificação de compressores

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		EQUIPAMENTO nº K-01	
UNIDADE: Compressor da saída de topo do separador V-01		Pág. 1	de 4
R	COMPRESSORES		
e	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO		
v	Compressão da corrente de reciclo do separador ao reator		
1	Aumento da pressão da corrente		
2	CASO DE PROJETO	K-01	
3	SERVIÇO	1	
4	EQUIPAMENTO N° OPERAÇÃO / RESERVA	0	
5	NÚMERO REQUERIDO OPERAÇÃO / RESERVA	Centrifugo	
6	TIPO DE COMPRESOR (centrifugo / desplazamiento positivo)	Continuo	
7	FUNCIONAMENTO (continuo / descontinuo ; série / paralelo)		
8	VAZÕES E CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
9	NÚMERO DE ETAPAS	1	
10	ETAPA	1	-
11	NATUREZA DO FLUIDO	Gás	-
12	COMPONENTES CORROSIVOS/TÓXICOS	Não	-
13	VAZÃO MÁSSICA OPERAÇÃO	kg/h	5155
14	VAZÃO MÁSSICA PROJETO	kg/h	6186
15	CONDIÇÕES NA ASPIRAÇÃO		
16	PRESSÃO	kg/cm² a	9.33
17	TEMPERATURA	° C	40.00
18	PESO MOLECULAR	kg/kmol	18.22
19	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE @P,T	-	1.34
20	DENSIDADE @P,T	kg/m³	6.41
21	K = Cp / Cv @P,T	-	1.33
22	PONTO DE ORVALHO @P ASPIRAÇÃO	°C	-
23	VAZÃO VOLUMÉTRICA PROJETO @P,T ⁽¹⁾	m³/h	1313.72
24	DIÂMETRO TUBULAÇÃO ASPIRAÇÃO	polegadas	6.00
25	CONDIÇÕES NA IMPULSÃO ⁽²⁾		
26	PRESSÃO	kg/cm² a	10.20
27	TEMP. CALC. / MÁX. PERMITIDA PROCESSO	°C / °C	221.80 250.00
28	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE @P,T	-	1.00
29	K = Cp / Cv @P,T	-	1.26
30	DIÂMETRO TUBULAÇÃO IMPULSÃO	polegadas	4.00
31	CARACTERÍSTICAS DE FUNCIONAMENTO (2)		
32	RELAÇÃO DE COMPRESSÃO	-	1.09
33	EFICIENCIA POLITRÓPICA / ADIABÁTICA	%	75.00 75.20
34	ALTURA POLITRÓPICA / ADIABÁTICA	m	1307.00 1311.00
35	POTENCIA REQUERIDA PELO GÁS ⁽³⁾	kW	47.99
36	POTENCIA TOTAL NO EIXO ⁽³⁾	kW	53.32
37	REQUERIMENTOS DE CONTROLE E PROCESSO		
38	VAZÃO VOL. MÍNIMA DE PROCESSO ⁽⁴⁾	m³/h	1050.972685
39	CONTROLE DE CAPACIDADE	-	
40	TIPO DE CONTROLE	-	
41	INJEÇÃO DE LÍQUIDO DE FLUSHING (sim / não)	-	-
42	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO		
43	PRESSÃO PROJETO NA ASPIRAÇÃO	kg/cm² g	10.1462
44	PRESSÃO PROJETO NA IMPULSÃO	kg/cm² g	11.01294
45	TEMPERATURA DE PROJETO	°C	250
46	CARACTERÍSTICAS DO ACIONAMENTO		
47	TIPO DE ACIONAMENTO OPERAÇÃO / RESERVA	Motor eléctrico	
48	EFICIENCIA ESTIMADA	%	90
49	CONSUMO ELÉCTRICO ESTIMADO, Q Des.	kWh/h	53.32
50	CONSUMO VAPOR ESTIMADO, Q Des.	t/h	-
51	NOTAS:		
52	(1) Capacidade no ponto de garantia.		
53	(2) As condições interetapas e de funcionamento são estimações. A confirmar e. de detalhe/vendedor.		
54	(3) Potências para vazão de projeto. PERDAS mecânicas consideradas: 10 %		
55	(4) Vazão de processo em condições de "turn-down", posta em funcionamento ou outras operações. A E. de detalhe / vendedor devem especificar a vazão mínima requerida PELO compressor E el sistema de proteção / recirculação en su caso.		
56			
57			
58	Para materiais ver a folha de seleção de materiais.		
Rev.	Por		
Date	Aprovado		

R e v	COMPRESSORES
-------------	---------------------

1	SERVIÇO / CASO : Compressão da corrente de reciclo do separador ao reator
---	--



18	COMPOSIÇÃO EM ASPIRAÇÃO
----	--------------------------------

19	ETAPA		1			
20	COMPONENTES / PSEUDO.	PM			%mol	
21	PROPANO	44.01	0.00%			
22	PROPILENO	42.08	5.78%			
23	HIDROGÊNIO	2	45.70%			
24	NITROGÊNIO	28.01	6.48%			
25	MONÓXIDO DE CARBONO	28	36.82%			
26	N-BUTANAL	72.11	3.11%			
27	ISOBUTANAL	72.11	0.27%			
28	METANO	16	1.84%			
29						
30						
31						
32						
33						
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48	Água	18				
49	Total	18.21813				
50	VAZÃO total úmida (kg/h)	/	8426.615154			/
51	VAZÃO total úmida (kmol/h)	/	462.5			/

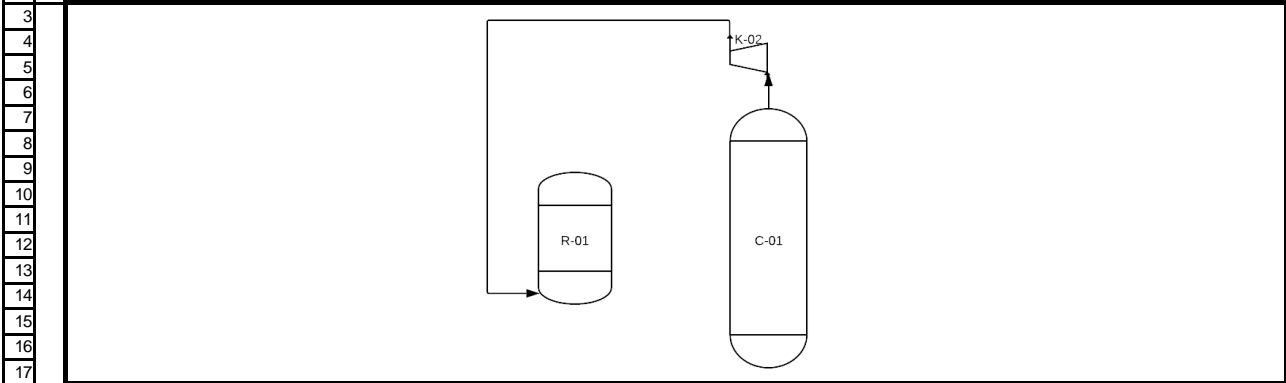
52	NOTAS :
53	
54	
55	
56	
57	
58	

Rev.	Por					
Data	Aprovado					

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		EQUIPAMENTO nº K-02	
UNIDADE: Compressor da saída de topo da torre T-01		Pág. 3	de 4
R	COMPRESSORES		
v			
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO		
2	CASO DE PROJETO	Compressão da corrente de reciclo da coluna de absorção ao reator	
3	SERVIÇO	Aumento da pressão da corrente	
4	EQUIPAMENTO N° OPERAÇÃO / RESERVA	K-02	
5	NÚMERO REQUERIDO OPERAÇÃO / RESERVA	1	0
6	TIPO DE COMPRESOR (centrífugo / desplazamiento positivo)	Centrifugo	
7	FUNCIONAMENTO (continuo / descontinuo ; série / paralelo)	Contínuo	
8	VAZÕES E CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO		
9	NÚMERO DE ETAPAS	2	
10	ETAPA	1	2
11	NATUREZA DO FLUIDO	Gás	Gás
12	COMPONENTES CORROSIVOS/TÓXICOS	Não	Não
13	VAZÃO MÁSSICA OPERAÇÃO	kg/h	5155,34
14	VAZÃO MÁSSICA PROJETO	kg/h	6186,41
15	CONDIÇÕES NA ASPIRAÇÃO		
16	PRESSÃO	kg/cm ² a	1,46
17	TEMPERATURA	° C	20,74
18	PESO MOLECULAR	kg/kmol	20,78
19	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE @P,T	~	1,00
20	DENSIDADE @P,T	kg/m ³	1,28
21	K = Cp / Cv @P,T	~	1304,00
22	PONTO DE ORVALHO @P ASPIRAÇÃO	°C	-
23	VAZÃO VOLUMÉTRICA PROJETO @P,T ⁽¹⁾	m ³ /h	4035,93
24	DIÂMETRO TUBULAÇÃO ASPIRAÇÃO	polegadas	6,00
25	CONDIÇÕES NA IMPULSÃO ⁽²⁾		
26	PRESSÃO	kg/cm ² a	3,87
27	TEMP. CALC. / MÁX. PERMITIDA PROCESSO	°C / °C	124,74 154,00
28	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE @P,T	~	1,00
29	K = Cp / Cv @P,T	~	1304,00
30	DIÂMETRO TUBULAÇÃO IMPULSÃO	polegadas	6,00
31	CARACTERÍSTICAS DE FUNCIONAMENTO (2)		
32	RELAÇÃO DE COMPRESSÃO	~	2,652
33	EFICIENCIA POLITRÓPICA / ADIABÁTICA	%	77,41 75,00
34	ALTURA POLITRÓPICA / ADIABÁTICA	m	12690,00 13090,00
35	POTENCIA REQUERIDA PELO GÁS ⁽³⁾	kW	243,86
36	POTENCIA TOTAL NO EIXO ⁽³⁾	kW	541,90
37	REQUERIMENTOS DE CONTROLE E PROCESSO		
38	VAZÃO VOL. MÍNIMA DE PROCESSO ⁽⁴⁾	m ³ /h	1648,936498
39	CONTROLE DE CAPACIDADE		-
40	TIPO DE CONTROLE		-
41	INJEÇÃO DE LÍQUIDO DE FLUSHING (sim / não)		-
42	CONDIÇÕES DE PROJETO MECÂNICO		
43	PRESSÃO PROJETO NA ASPIRAÇÃO	kg/cm ² g	3,5
44	PRESSÃO PROJETO NA IMPULSÃO	kg/cm ² g	4,6
45	TEMPERATURA DE PROJETO	°C	154
46	CARACTERÍSTICAS DO ACIONAMENTO		
47	TIPO DE ACIONAMENTO OPERAÇÃO / RESERVA		Motor elétrico
48	EFICIENCIA ESTIMADA	%	90
49	CONSUMO ELÉCTRICO ESTIMADO, Q Des.	kWh/h	585,25
50	CONSUMO VAPOR ESTIMADO, Q Des.	t/h	-
51	NOTAS:		
52	(1) Capacidade no ponto de garantia.		
53	(2) As condições interetapas e de funcionamento são estimações. A confirmar e. de detalhe/vendedor.		
54	(3) Potências para vazão de projeto. PERDAS mecânicas consideradas: 10 %		
55	(4) Vazão de processo em condições de "turn-down", posta em funcionamento ou outras operações. A E. de detalhe / vendedor devem especificar a vazão mínima requerida PELO compressor E el sistema de proteção / recirculação en su caso.		
56			
57			
58	Para materiais ver a folha de seleção de materiais.		
	Rev.	Por	
	Data	Aprovado	

R e v	COMPRESSORES
-------------	---------------------

1	SERVIÇO / CASO : Compressor da corrente de reciclo da coluna de absorção ao reator
---	---



18	COMPOSIÇÃO EM ASPIRAÇÃO
----	--------------------------------

19	ETAPA	1	2			
20	COMPONENTES / PSEUDO.	PM			%mol	
21	PROPANO	44.01	0.00%	0.00%		
22	PROPILENO	42.08	1.92%	1.92%		
23	HIDROGÊNIO	2	43.11%	43.11%		
24	NITROGÊNIO	28.01	1.41%	1.41%		
25	MONÓXIDO DE CARBONO	28	44.45%	44.45%		
26	N-BUTANAL	72.11	7.91%	7.91%		
27	ISOBUTANAL	72.11	0.66%	0.66%		
28	METANO	16	0.56%	0.56%		
29						
30						
31						
32						
33						
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48	Água	18				
49	Total	20.78405				
50	VAZÃO total úmida (kg/h)	/	5155.344082	5155.344082		
51	VAZÃO total úmida (kmol/h)	/	248	248		

52	NOTAS :
53	
54	
55	
56	
57	
58	

Rev.	Por					
Data	Aprovado					

ANEXO B.7. Folhas de especificação de tubulações

PROJETO:		PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE										TUBULAÇÕES de PROCESSO	
												Pág. 1 de 3	
R e v	TUBULAÇÕES DE PROCESSO												
	1	TUBULAÇÃO Nº	1	2	3	4	5	6	7	8	9		
2	IDENTIFICAÇÃO NO P&I	4"-P-1-P	4"-P-2-P	1,5"-P-3-P	8"-P-4-H	8"-P-5-H	6"-P-6-NA	3"-P-7-NA	6"-P-8-NA	4"-P-9-NA			
3	DE	Alimentação propeno	Gás Síntese	K-03	R-01	E-01	V-01	Purga	V-01	K-01			
4	A	R-01	C-01	R-01	E-01	V-01	Purga		K-01	R-01			
5													
6													
7	NATUREZA, FASE E VAZÃO												
8	NATUREZA DO FLUIDO	Hidrocarboneto		Gás Síntese		Hidrocarboneto		Hidrocarboneto		Hidrocarboneto		Hidrocarboneto	
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm p)	Não		Não		Não		Não		Não		Não	
10	FASE ⁽¹⁾ / VAPORIZADO (% peso)	V	100	V	100	V	100	V	100	M	52.63459	V	100
11	VAZÃO VOLUMÉTRICO VAPOR @P, T	m ³ /h		277.8562356		605.9363937		57.98775449		2141.377502		1465.602544	
12	VAZÃO VOLUMÉTRICO LÍQUIDO @P, T	m ³ /h		-		-		-		-		-	
13	PROPRIEDADES												
14	PESO MOLECULAR GAS	42.22		15.33		24.23		27.97		18.20955915		18.20955915	
15	DENSIDADE GAS / LÍQUIDO @P, T	kg/m ³		15.19		5.06		5.327		8.30773		6.41126	
16	VISCOSIDADE GAS / LÍQUIDO @P, T	cP (G) / cSt (L)		0.010796		0.018999		0.020313		0.015625		0.015441	
17	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C											
18	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO / PROJETO												
19	TEMPERATURA OPERAÇÃO / PROJETO	°C		90		120		273.9		303.9		110	
20	PRESSÃO OPERAÇÃO / PROJETO	kg/cm ² g		9.1775		10.9775		9.1775		10.9775		8.31069	
21	DADOS TUBULAÇÃO												
22	DIÂMETRO NOMINAL	polegadas		4		4		1.5		8		8	
23	DP CALCULADA / PERMITIDA ⁽²⁾	kg/cm ²		0.043		0.12		0.074		0.12		0.082	
24	VELOCIDADE CALCULADA / PERMITIDA ⁽²⁾	m/s		9.520075		20.76095		14.12843		18.34229		12.55384	
25	ISOLAMENTO, TRACEJADO ⁽³⁾	P		P		P		H		H		NA	
26	NOTAS:												
27	(1) Especificar se é vapor (V), líquido (L), o fase mista (M).												
28	(2) Indicar Dp e velocidade máxima permitida só se é um requerimento de processo, corrosão, sólidos, fluidos especiais, etc.												
29	(3) Se é requerido especificar, P : proteção pessoal, H : conservação decolor, C : conservação frio, ST : tracejado com vapor, ET : tracejado elétrico, SJ : encamisado com vapor, etc.												
30													
31													
32													
33													
34	Para materiais ver a folha de seleção de materiais.												
	Rev.	Por											
	Data	Aprovado											

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE

TUBULAÇÕES de PROCESSO

Pág. 2 de 3

R e v	TUBULAÇÕES DE PROCESSO																			
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13.14	15	16	17	18.19	20		
	TUBULAÇÃO N°	10	11	12	13.14	15	16	17	18.19	20										
	IDENTIFICAÇÃO NO P&I	2"-P-10-NA	6"-P-11-NA	6"-P-12-P	2"-P-13-NA 14-NA	10"-P-15-H	6"-P-16-H	3"-P-17-P	6"-P-18-P 19-P	6"-P-20-H										
	DE	V-01	C-01	K-02	C-01	C-02	E-02	V-02	V-02	C-02										
	A	C-01	K-02	R-01	C-02	E-02	V-02	Isobutanal	C-02	E-03										
	NATUREZA, FASE E VAZÃO																			
	NATUREZA DO FLUIDO	Hidrocarboneto		Hidrocarboneto		Hidrocarboneto		Hidrocarboneto												
	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm p)	Não		Não		Não		Não		Não		Não		Não		Não		Não		
	FASE ⁽¹⁾ / VAPORIZADO (% peso)	L	0	V	100	V	100	L	0	V	100	L	0	V	100	L	0	V	100	
	VAZÃO VOLUMÉTRICO VAPOR @P, T	m³/h	-	4035.934815	1022.678095	-	-	8.218296676	-	3053.92	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
	VAZÃO VOLUMÉTRICO LÍQUIDO @P, T	m³/h	10.81036826	-	-	-	-	-	-	-	14.4912	0.4012	14.09	28.04						
	PROPRIEDADES																			
	PESO MOLECULAR GAS	21.06889256		20.78		72.11														
	DENSIDADE GAS / LÍQUIDO @P, T	kg/m³	-	782.1846	1.277361	-	5.041023	-	-	819.9552	3.503	-	-	737.9	-	737.9	-	737.9	-	734.3
	VISCOSIDADE GAS / LÍQUIDO @P, T	cP (G) / cSt (L)	-	0.402215	0.014576	-	0.021767	-	-	0.542824	0.00868	-	-	0.4803	-	0.4803	-	0.4803	-	0.2996
	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C																		
	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO / PROJETO																			
	TEMPERATURA OPERAÇÃO / PROJETO	°C	40	70	20.74225	50.74225	221.8	251.8	38	68	72.67	102.67	64.03	94.03	64.03	94.03	64.03	94.03	95.66	125.66
	PRESSÃO OPERAÇÃO / PROJETO	kg/cm² g	8.31069	10.11069	0.509858	3.5	9.1775	10.9775	1.01972	3.5	0.356901		0		0		0		0.917745	
	DADOS TUBULAÇÃO																			
	DIÂMETRO NOMINAL	polegadas	2	6	6	2	10	6	3	6	6									
	DP CALCULADA / PERMITIDA ⁽²⁾	kg/cm²	0.117	0.12	0.1	0.12	0.025	0.12	0.077	0.12	0.111566	0.12	0.076723	0.12	0.11009	0.12	0.074546	0.12	0.092091	0.12
	VELOCIDADE CALCULADA / PERMITIDA ⁽²⁾	m/s	1.481565	61.45848	15.57316		1.126321		16.74163		0.220669		0.024438		0.21456		0.426988			
	ISOLAMENTO, TRACEJADO ⁽³⁾		NA	NA	P	NA	H	H	P	P	H									
	NOTAS:																			
	(1) Especificar se é vapor (V), Líquido (L), o fase mista (M).																			
	(2) Indicar Dp e velocidade máxima permitida só se é um requerimento de processo, corrosão, sólidos, fluidos especiais, etc.																			
	(3) Se é requerido especificar, P : proteção pessoal, H : conservação decolor, C : conservação frio, ST : tracejado com vapor, ET : tracejado elétrico, SJ : encamisado com vapor, etc.																			
	Para materiais ver a folha de seleção de materiais.																			
	Rev.	Por																		
	Data	Aprovado																		

PROJETO:	PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE	TUBULAÇÕES de PROCESSO
		Pág. 3 de 3

R	TUBULAÇÕES DE PROCESSO																	
v																		
1	TUBULAÇÃO Nº	21	22	23	24	25	26	27	28									
2	IDENTIFICAÇÃO NO P&I	12"-P-21-H	4"-P-22-P	10"-AR-23-H	8"-AR-24-H	10"-AR-25-H	8"-AR-26-H	10"-V-27-H	14"-C-28-H									
3	DE	E-03	C-02	E-01	E-01	E-02	E-02	E-03	E-03									
4																		
5	A	C-02	N-butanal	E-01		E-02		E-03										
6																		
7	NATUREZA, FASE E VAZÃO																	
8	NATUREZA DO FLUIDO	Hidrocarboneto		Hidrocarboneto		Hidrocarboneto		Hidrocarboneto										
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm p)	Não		Não		Não		Não		Não		Não		Não				
10	FASE ⁽¹⁾ / VAPORIZADO (% peso)	V	100	L	0	L	0	L	0	L	0	L	0	V	100	L	100	
11	VAZÃO VOLUMÉTRICO VAPOR @P, T	m ³ /h	2887.796783	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	187.4817143	-	-	-	
12	VAZÃO VOLUMÉTRICO LÍQUIDO @P, T	m ³ /h	-	8.799543024	56.80181525	57.26072247	58.12917122	58.59880227	-	-	-	-	-	-	-	7.021185987	-	
13	PROPRIEDADES																	
14	PESO MOLECULAR GAS	72.11																
15	DENSIDADE GAS / LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	4.9	-	-	732.2	-	998.21	-	990.21	-	998.21	-	990.21	17.5	-	-	467.29
16	VISCOSIDADE GAS / LÍQUIDO @P, T	cP (G) / cSt (L)	0.008975	-	-	0.2963	-	1.0034	-	0.6017	-	1.0034	-	0.6017	0.017	-	-	51.41
17	PONTO DE FLUIDEZ (POUR POINT)	°C																
18	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO / PROJETO																	
19	TEMPERATURA OPERAÇÃO / PROJETO	°C	97.52	127.52	97.52	127.52	20	50	45	75	20	50	45	75	243	273	243	273
20	PRESSÃO OPERAÇÃO / PROJETO	kg/cm ² g	1.019712	3.5	1.01972	3.5	1.03	3.5	1.03	3.5	1.03	3.5	1.03	3.5	35.6901	39.25911	35.6901	39.25911
21	DADOS TUBULAÇÃO																	
22	DIÂMETRO NOMINAL	polegadas	12	4	10	8	10	8	10	8	10	8	10	14				
23	DP CALCULADA / PERMITIDA ⁽²⁾	kg/cm ²	0.087285	0.12	0.089661	0.12	0.12	0.12	0.073712	0.12	0.12	0.12	0.0754	0.12	0.119329	0.12	0.1001	0.12
24	VELOCIDADE CALCULADA / PERMITIDA ⁽²⁾	m/s	10.99371		0.301495		0.311388		0.490475		0.318665		0.501937		1.027777		0.019638	
25	ISOLAMENTO, TRACEJADO ⁽³⁾		H	P	H	H	H	H	H	H	H	H	H	H				
26	NOTAS:																	
27	(1) Especificar se é vapor (V), líquido (L), o fase mista (M).																	
28	(2) Indicar Dp e velocidade máxima permitida só se é um requerimento de processo, corrosão, sólidos, fluidos especiais, etc.																	
29	(3) Se é requerido especificar, P : proteção pessoal, H : conservação decolor, C : conservação frio, ST : tracejado com vapor, ET : tracejado elétrico, SJ : encamisado com vapor, etc.																	
30																		
31																		
32																		
33																		
34	Para materiais ver a folha de seleção de materiais.																	
	Rev.	Por																
	Data	Aprovado																

ANEXO B.8. Folhas de especificação de instrumentos de vazão

PROJETO:		PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE					Instrumentos de vazão	
							Pág. 1	de 2
R e v	INSTRUMENTOS DE VAZÃO							
	1	INSTRUMENTO Nº	FI-01	FT-01	FT-02	FT-03	FT-04	FT-05
	2	SERVIÇO	ENTRADA R-01	TOPO V-01	PURGA V-02	ENTRADA C-01	ENTRADA C-02	ENTRADA E-02
	3	CASO DE PROJETO						
	4	DADOS GERAIS DE OPERAÇÃO						
	5	NATUREZA DO FLUIDO	HIDROCARBONETOS	HIDROCARBONETOS	HIDROCARBONETOS	HIDROCARBONETOS	HIDROCARBONETOS	ÁGUA
	6	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm p)	-	-	-	-	-	-
	7	FASE ⁽¹⁾	G	G	G	L	L	L
	8	VAZÃO NORMAL LÍQUIDO @ 15,4 °C	m ³ /h	-	-	10.45	8.19	56.80
	9	GÁS @ 0°C y 1 atm.	Nm ³ /h	2364.40	13533.70	1503.74	-	-
	10	VAPOR DE AGUA	kg/h	-	-	-	-	-
	11	VAZÃO MÍNIMA / MÁXIMA	%	-	-	-	-	-
	12	TEMPERATURA ENTRADA	°C	90.00	40.00	40.00	40.00	18.07
	13	PRESSÃO ENTRADA	kg/cm ² g	9.18	8.31	8.31	0.51	1.02
	14	PROPRIEDADES DO FLUIDO						
	15	PESO MOLECULAR GAS	15.33	18.21	18.21	-	-	-
	16	DENSIDADE LÍQUIDO @ 15,4 °C	Sp. Gr.	-	-	812.79	823.14	999.10
	17	POUR POINT DO LIQUIDO	°C	-	-	-	-	-
	18	DENSIDADE @ P, T	kg/m ³	15.19	6.41	6.41	788.06	819.96
	19	VISCOSIDADE @T	cP (G) / cSt (L)	0.011	0.015	0.015	0.424	0.544
	20	CARACTERÍSTICAS DO INSTRUMENTO						
	21	TIPO ELEMENTO PRIMÁRIO						
	22	SITUACIÓN ⁽²⁾	P	P	P	P	P	P
	23	PONTOS CONSIGNA (VAZÃO NORMAL : 100%)						
	24	ALARME ALTO / MUITO ALTO	%					
	25	ALARME BAIXO / MUITO BAIXO	%	80		80	80	
	26	ENCRAVAMENTO ALTO / BAIXO	%			60	60	
	27	TRACEJADO / DIAFRAGMA / FLUSHING						
	28	LOCALIZADO EM / IDENTIFICAÇÃO TUBULAÇÃO	4"-P-1-P	6"-P-8-NA	3"-P-7-NA	2"-P-10-NA	2"-P-14-NA	12"-AR-25-H
	29	NOTAS :						
	30	(1) Especificar se é gás (G), líquido (L) ou vapor de água (V).						
	31	(2) Indicar se o instrumento é local (L), painel (P) ou painel local (PL).						
	32							
	33							
	34							
		Rev.	Por					
		Data	Aprovado					

PROJETO:

PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE

Instrumentos de vazão

Pág. 2 de 2

R e v	INSTRUMENTOS DE VAZÃO						
	INSTRUMENTO Nº	FT-06	FT-07	FT-08	FI-02	FI-03	FT-09
2	SERVIÇO	DESTILADO	REFLUXO TOPO C-02	REFINADO	SAÍDA FUNDO C-02	REFLUXO FUNDO C-02	ENTRADA E-02
3	CASO DE PROJETO						
4	DADOS GERAIS DE OPERAÇÃO						
5	NATUREZA DO FLUIDO	HIDROCARBONETOS	HIDROCARBONETOS	HIDROCARBONETOS	HIDROCARBONETOS	HIDROCARBONETOS	ÁGUA
6	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm p)	-	-	-	-	-	-
7	FASE ⁽¹⁾	L	L	L	L	G	V
8	VAZÃO NORMAL LÍQUIDO @ 15,4 °C	m³/h	0.37	13.08	8.00	24.98	-
9	GAS @ 0°C y 1 atm.	Nm³/h	-	-	-	4639.87	-
10	VAPOR DE AGUA	kg/h	-	-	-	-	3280.93
11	VAZÃO MÍNIMA / MÁXIMA	%	-	-	-	-	-
12	TEMPERATURA ENTRADA	°C	64.03	64.03	97.52	95.66	97.52
13	PRESSÃO ENTRADA	kg/cm² g	0.00	0.00	1.020	0.918	1.020
14	PROPRIEDADES DO FLUIDO						
15	PESO MOLECULAR GAS	-	-	-	-	72.11	18
16	DENSIDADE LÍQUIDO @ 15,4 °C	Sp. Gr.	793.18	795.06	804.89	824.31	-
17	POUR POINT DO LÍQUIDO	°C	-	-	-	-	-
18	DENSIDADE @ P, T	kg/m³	737.90	737.90	732.15	734.28	4.90
19	VISCOSIDADE @T	cP (G) / cSt (L)	0.480	0.480	0.296	0.300	0.009
20	CARACTERÍSTICAS DO INSTRUMENTO						
21	TIPO ELEMENTO PRIMÁRIO						
22	SITUACIÓN ⁽²⁾	P	P	P	P	P	P
23	PONTOS CONSIGNA (VAZÃO NORMAL : 100%)						
24	ALARME ALTO / MUITO ALTO	%					
25	ALARME BAIXO / MUITO BAIXO	%	80				
26	ENCRAVAMENTO ALTO / BAIXO	%	60				
27	TRACEJADO / DIAFRAGMA / FLUSHING						
28	LOCALIZADO EM / IDENTIFICAÇÃO TUBULAÇÃO	3"-P-12-P	8"-P-18-P	6"-P-22-P	8"-P-20-H	16"-P-21-H	12"-V-27-H
29	NOTAS :						
30	(1) Especificar se é gás (G), líquido (L) ou vapor de água (V).						
31	(2) Indicar se o instrumento é local (L), painel (P) ou painel local (PL).						
32							
33							
34							
	Rev.	Por					
	Data	Aprovado					

ANEXO B.9. Folhas de especificação de instrumentos de pressão

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE											Instrumentos de pressão						
											Pág. 1 de 1						
R e v	INSTRUMENTOS DE PRESSÃO																
	INSTRUMENTO Nº	SERVIÇO	CASO DE PROJETO	DATOS GERAIS DE OPERAÇÃO ⁽²⁾						SITUAÇÃO ⁽³⁾	CARACTERÍSTICAS INSTRUMENTO						
NATUREZA FLUIDO				COMPOSTOS CORROSIVOS OU TÓXICOS	FASE ⁽¹⁾	TEMP. (°C)	PRES. (kg/cm ² g)				PONTOS CONSIGNA (kg/cm ² g)			TRAC. (sim /não)	LOCALIZADO EM TUBULAÇÃO / RECIPIENTE		
				MÍN	NORM.	MAX.	ALARMES			ENCRAV.							
							PAL	PALL	PAH	PAHH	BAIXO	ALTO					
5	PI-01	ENTRADA R-01		HIDROCARBONETO	-	G	90.00	9.18			P						4"-P-1-P
6	PT-01	R-01		HIDROCARBONETO	-	G	110.00	8.51			P			9.44	11.21	11.21	R-01
7	PI-02	REFLUXO V-01		HIDROCARBONETO	-	G	40.00	8.31			P						6"-P-8-NA
8	PI-03	SAÍDA K-01		HIDROCARBONETO	-	G	44.23	9.18			P						4"-P-9-NA
9	PI-04	ENTRADA C-01		HIDROCARBONETO	-	L	38.26	0.51			P						2"-P-10-NA
10	PI-05	ENTRADA K-02		HIDROCARBONETO	-	G	20.74	0.51			P						6"-P-11-NA
11	PI-06	SAÍDA K-02		HIDROCARBONETO	-	G	221.80	9.18			P						6"-P-12-P
12	PT-02	C-01		HIDROCARBONETO	-	G	38.20	5.91			P	1.462		7.092		7.092	C-01
13	PI-07	SAÍDA C-01		HIDROCARBONETO	-	L	18.07	1.02			P						2"-P-13-NA
14	PI-08	ENTRADA C-02		HIDROCARBONETO	-	L	18.07	1.02			P						2"-P-14-NA
15	PT-03	TOPO C-02		HIDROCARBONETO	-	G	72.67	0.36			P			1.44	1.71	1.71	14"-P-15-H
16	PI-09	FUNDO C-02		HIDROCARBONETO	-	L	95.66	0.92			P						8"-P-20-H
17	PI-10	REFLUXO FUNDO C-02		HIDROCARBONETO	-	G	97.52	1.02			P						16"-P-21-H
18																	
19																	
20																	
21																	
22																	
23																	
24																	
25																	
26	NOTAS:																
27	(1) Especificar se é gás (G), líquido (L), vapor de água (V) ou mista (M).																
28	(2) Especificam-se condições de operação. Para condições de projeto mecânico referir-se às condições da tunulação ou equipamento associado.																
29	(3) Indicar se o instrumento é local (L), painel (P) ou painel local (PL).																
30																	
31																	
32																	
33																	
34																	
	Rev.	Por															
	Data	Aprovado															

ANEXO B.10. Folhas de especificação de instrumentos de nível

PROJETO:		PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE					Instrumentos de nível	
							Pág. 1 de 1	
R	INSTRUMENTOS DE NÍVEL							
e	1	INSTRUMENTO Nº	LT-01	LT-02	LT-03	LT-04	LT-05	
v	2	SERVIÇO	REATOR R-01	COLUNA V-01	COLUNA C-01	PULMÃO V-02	COLUNA C-02	
	3	CASO DE PROJETO						
	4	DATOS GERAIS DE OPERAÇÃO						
	5	NATUREZA DO FLUIDO SUPERIOR / INFERIOR	HIDROCARBONETOS	HIDROCARBONETOS	HIDROCARBONETOS	HIDROCARBONETOS	HIDROCARBONETOS	
	6	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS (% peso / ppm p)	-	-	-	-	-	
	7	TIPO DE INTERFASE ⁽¹⁾	L-V	L-V	L-V	L-V	L-V	
	8	TEMPERATURA	°C	110.00	40.00	20.74	64.03	95.66
	9	PRESSÃO	kg/cm ² g	8.51	8.31	0.51	0.00	0.92
	10	PROPRIEDADES DO FLUIDO						
		DENSIDADE FASE SUP. @ P, T	kg/m ³	8.31	6.41	1.28	3.50	3.50
		VISCOSIDADE FASE SUP. @ T	cP / cSt	0.0156	0.0154	0.0146	0.0087	0.0087
	11	DENSIDADE FASE INF. @ P, T	kg/m ³	965.70	782.18	819.96	737.90	734.28
	12	VISCOSIDADE FASE INF. @ T	cP / cSt	0.31	0.40	0.54	0.48	0.30
	13	CARACTERÍSTICAS DO INSTRUMENTO						
	14	TIPO ELEMENTO PRIMARIO						
	15	SITUAÇÃO ⁽²⁾	P	P	P	P	P	
	16	PONTOS CONSIGNA (NÍVEL NORMAL :) ⁽³⁾	6592	378	1383	378	1525	
	17	ALARME ALTO / MUITO ALTO	mm	7910	605	2212	605	2440
	18	ALARME BAIXO / MUITO BAIXO	mm	5274	151	553	151	610
	19	ENCRAVAMENTO ALTO / BAIXO	mm					
	20	TRACEJADO, FLUSHING						
	21	LOCALIZADO EM RECIPIENTE	R-01	V-01	C-01	V-02	C-02	
	22	NOTAS :						
	23	✓ (1) Especificar se é líquido - líquido (L-L) ou líquido - vapor (L-V)						
	24	✓ (2) Indicar se o instrumento é local (L), painel (P) ou painel local (PL)						
	25	✓ (3) Indicar o nível normal em mm sobre LT o % intervalo medida e os pontos de consigna de ALARMEs e encravamentos nas mesmas unidades						
	28							
	29							
	30							
	31							
	32							
	33							
	34							
		Rev.	Por					
		Data	Aprovado					

ANEXO B.11. Folhas de especificação de instrumentos de temperatura

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE											Instrumentos de temperatura					
											Pág. 1 de 1					
R e v	INSTRUMENTOS DE TEMPERATURA															
	1	INSTRUMENT N°	SERVIÇO	CASO DE PROJETO	DATOS GERAIS DE OPERAÇÃO ⁽²⁾				CARACTERÍSTICAS INSTRUMENTO							
NATUREZA FLUÍDO					COMPUESTOS CORROSIVOS OU TÓXICOS	FASE ⁽¹⁾	TEMP. (°C)	TEMPERATURA (°C)			SITUAÇÃO ⁽³⁾	PONTOS CONSIGNA (°C)				LOCALIZADO EM TUBULAÇÃO / RECIPIENTE
2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		13	14	15	16	
4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23
8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26
11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28
13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29
14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33
18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34
19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35
20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36
21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37
22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38
23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39
24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41
26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42
27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43
28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44
29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45
30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46
31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47
32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48
33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49
34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50
35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51
36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52
37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53
38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54
39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55
40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56
41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57
42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58
43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59
44	45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
45	46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61
46	47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62
47	48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63
48	49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64
49	50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65
50	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66
51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67
52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68
53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69
54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70
55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71
56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72
57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73
58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74
59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75
60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76
61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77
62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78
63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79
64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80
65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80	81
66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82
67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83
68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	84
69	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85
70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86
71	72	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87
72	73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88
73	74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89
74	75	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90
75	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91
76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91	92
77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93
78	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94
79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94	95
80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94	95	96
81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94	95	96	97
82	83	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94	95	96	97	98
83	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94	95	96	97	98	99
84	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94	95	96	97	98	99	100
85	86	87	88	89	90	91	92	93	94	95	96	97	98	99	100	101
86	87	88	89	90	91	92	93	94	95</							

ANEXO B.12. Folhas de especificação de válvulas de controle

PROJETO:		PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		Válvulas de Controle		
				Pág.	1 de 6	
R	VÁLVULAS DE CONTROLE					
e	CARACTERÍSTICAS GERAIS					
v	1					
	2	Nº DE VÁLVULA	FV-03	FV-04		
	3	SERVIÇO	ENTRADA E-01	ÁGUA DE REFRIGERAÇÃO E-01		
	4	CASO				
	5	LOCALIZADA EM P&ID				
	6	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO				
	7		ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
	8	NATUREZA DO FLUIDO	HIDROCARBONETOS		ÁGUA	
	9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p	-		-
	10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	-	-	56700.14
	11	VAZÃO NORMAL DE GAS	kg/h	17789.99	17789.99	-
	12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE AGUA	kg/h	-	-	-
	13	VAZÃO MÁXIMO / MÍNIMO	%			
	14	TEMPERATURA	°C	110.00	110.00	45.00
	15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	-	-	990.21
	16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	-	-	0.60
	17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm ² a	-	-	0.10
	18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm ² a			
	19	PESO MOLECULAR DO GAS	kg/kmol	27.97	27.97	-
	20	DENSIDADE GAS @P, T	kg/m ³	8.31	8.31	-
	21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	0.99	0.99	-
	22	Cp / Cv	-	1.21	1.21	-
	23	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA				
	24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm ² g			
	25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm ² g			
	26	PRESSÃO PARA VALVULA FECHADA	kg/cm ² g			
	27	VÁLVULA ESTAGNADA ⁽¹⁾	SIM / NÃO			
	28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA ⁽²⁾	%			
	29	AÇÃO A FALHA DE AR ⁽³⁾	-	F.C		F.C
	30	AÇÃO TUDO / NADA	SIM / NÃO			
	31	PASSO PLENO REQUERIDO	SIM / -			
	32	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES				
	33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	4		24
	34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-			
	35	CURVA DA VÁLVULA ⁽⁴⁾	-			
	36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE	-			
	37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-			
	38	VALIDEZ DA VÁLVULA ⁽⁵⁾	-			
	39	NOTAS :				
	40	(1) Válvula estagnada significa classe V o VI .				
	41	(2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve limitar-se a abertura da válvula				
	42	(3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) o FP (falha mantém a posição)				
	43	(4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida				
	44	(5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.				
	45					
	46					
	47					
	48					
	49					
	50					
	51					
	52					
	53					
	54					
	55					
	56					
	57					
	58					
		Rev.	Por			
		Data	Aprovado			

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE

Válvulas de Controle

Pág. 2 de 6

R
e
v

VÁLVULAS DE CONTROLE

CARACTERÍSTICAS GERAIS						
1						
2	Nº DE VÁLVULA		FV-05	FV-06		
3	SERVIÇO		PURGA V-01	ENTRADA TOPO C-01		
4	CASO					
5	LOCALIZADA EM P&ID					
6	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO					
7			ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
8	NATUREZA DO FLUIDO		HIDROCARBONETOS		HIDROCARBONETOS	
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p	-		-	
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	-	-	8363.62	8363.62
11	VAZÃO NORMAL DE GAS	kg/h	9396.36	9396.36	92.08	92.08
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE AGUA	kg/h	-	-	-	-
13	VAZÃO MÁXIMO / MÍNIMO	%				
14	TEMPERATURA	°C	40.00	40.00	38.26	38.26
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	-	-	788.06	788.06
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	-	-	0.42	0.42
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm ² a	-	-	1.51	1.51
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm ² a				
19	PESO MOLECULAR DO GAS	-	18.21	18.21	39.21	39.21
20	DENSIDADE GAS @P, T	kg/m ³	6.41	6.41	2.29	2.29
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	1.00	1.00	0.99	0.99
22	Cp / Cv	-	1.33	1.33	1.19	1.19
23	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA					
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm ² g				
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm ² g				
26	PRESSÃO PARA VALVULA FECHADA	kg/cm ² g				
27	VÁLVULA ESTAGNADA ⁽¹⁾	SIM / NÃO				
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA ⁽²⁾	%				
29	AÇÃO A FALHA DE AR ⁽³⁾	-	F.O		F.C	
30	AÇÃO TUDO / NADA	SIM / NÃO				
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SIM / -				
32	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES					
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	7		10	
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-				
35	CURVA DA VÁLVULA ⁽⁴⁾	-				
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE					
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-				
38	VALIDEZ DA VÁLVULA ⁽⁵⁾	-				
39	NOTAS :					
40	✓ (1) Válvula estagnada significa classe V o VI .					
41	✓ (2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve limitar-se a abertura da válvula					
42	✓ (3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) o FP (falha mantém a posição)					
43	✓ (4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida					
44	✓ (5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.					
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						

Rev.	Por					
Data	Aprovado					

R e v	VÁLVULAS DE CONTROLE					
	1	CARACTERÍSTICAS GERAIS				
2	Nº DE VÁLVULA	FV-07		FV-08		
3	SERVIÇO	PURGA C-01		GÁS DE SÍNTESE		
4	CASO					
5	LOCALIZADA EM P&ID					
6	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO					
7		ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA	
8	NATUREZA DO FLUIDO	HIDROCARBONETOS		GÁS DE SÍNTESE		
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p	-	-	-	
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	-	-	-	
11	VAZÃO NORMAL DE GAS	kg/h	-	-	-	
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE AGUA	kg/h	5155.34	5155.34	200.00	
13	VAZÃO MÁXIMO / MÍNIMO	%				
14	TEMPERATURA	°C	221.80	221.80	90.00	
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	-	-	-	
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	-	-	-	
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm ² a	-	-	-	
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm ² a				
19	PESO MOLECULAR DO GAS	-	20.78	20.78	15.33	
20	DENSIDADE GAS @P, T	kg/m ³	5.04	5.04	5.06	
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	1.00	1.00	1.00	
22	Cp / Cv	-	1.26	1.26	1.40	
23	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA					
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm ² g				
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm ² g				
26	PRESSÃO PARA VALVULA FECHADA	kg/cm ² g				
27	VÁLVULA ESTAGNADA ⁽¹⁾	SIM / NÃO				
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA ⁽²⁾	%				
29	AÇÃO A FALHA DE AR ⁽³⁾	-	F.O		F.C	
30	AÇÃO TUDO / NADA	SIM / NÃO				
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SIM / -				
32	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES					
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	11		2	
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-				
35	CURVA DA VÁLVULA ⁽⁴⁾	-				
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE					
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-				
38	VALIDEZ DA VÁLVULA ⁽⁵⁾	-				
39	NOTAS :					
40	(1) Válvula estagnada significa classe V o VI.					
41	(2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve limitar-se a abertura da válvula					
42	(3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) o FP (falha mantém a posição)					
43	(4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida					
44	(5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.					
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

PROJETO:	PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE	Válvulas de Controle
		Pág. 4 de 6

R	VÁLVULAS DE CONTROLE					
v						
1	CARACTERÍSTICAS GERAIS					
2	Nº DE VÁLVULA		FV-09		FV-10	
3	SERVIÇO		ENTRADA C-02		ÁGUA DE REFRIGERAÇÃO E-02	
4	CASO					
5	LOCALIZADA EM P&ID					
6	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO					
7			ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
8	NATUREZA DO FLUIDO		HIDROCARBONETOS		ÁGUA	
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p	-			
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	6738.64	6738.64	58025.10	58025.10
11	VAZÃO NORMAL DE GAS	kg/h	-	-	-	-
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE AGUA	kg/h	-	-	-	-
13	VAZÃO MÁXIMO / MÍNIMO	%				
14	TEMPERATURA	°C	18.07	18.07	40.00	40.00
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	819.96	819.96	990.21	990.21
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	0.54	0.54	0.60	0.60
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm ² a	0.27	0.27	0.10	0.10
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm ² a				
19	PESO MOLECULAR DO GAS	-	-	-	-	-
20	DENSIDADE GAS @P, T	kg/m ³	-	-	-	-
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	-	-	-	-
22	Cp / Cv	-	-	-	-	-
23	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA					
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm ² g				
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm ² g				
26	PRESSÃO PARA VALVULA FECHADA	kg/cm ² g				
27	VÁLVULA ESTAGNADA ⁽¹⁾	SIM / NÃO				
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA ⁽²⁾	%				
29	AÇÃO A FALHA DE AR ⁽³⁾	-	F.C		F.C	
30	AÇÃO TUDO / NADA	SIM / NÃO				
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SIM / -				
32	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES					
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	14		25	
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-				
35	CURVA DA VÁLVULA ⁽⁴⁾	-				
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE					
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-				
38	VALIDEZ DA VÁLVULA ⁽⁵⁾	-				
39	NOTAS :					
40	✓ (1) Válvula estagnada significa classe V o VI .					
41	✓ (2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve limitar-se a abertura da válvula					
42	✓ (3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) o FP (falha mantém a posição)					
43	✓ (4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida					
44	✓ (5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.					
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

PROJETO:	PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE	Válvulas de Controle
		Pág. 5 de 6

R	VÁLVULAS DE CONTROLE					
1	CARACTERÍSTICAS GERAIS					
2	Nº DE VÁLVULA		FV-11		FV-12	
3	SERVIÇO		DESTILADO		REFLUXO TOPO C-02	
4	CASO					
5	LOCALIZADA EM P&ID					
6	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO					
7			ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
8	NATUREZA DO FLUIDO		HIDROCARBONETOS		HIDROCARBONETOS	
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p	-		-	
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	296.06	296.06	1400.65	1400.65
11	VAZÃO NORMAL DE GAS	kg/h	-	-	-	-
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE AGUA	kg/h	-	-	-	-
13	VAZÃO MÁXIMO / MÍNIMO	%				
14	TEMPERATURA	°C	64.03	64.03	64.03	64.03
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	737.90	737.90	737.90	737.90
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	0.48	0.48	0.48	0.48
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm ² a	0.38	0.38	0.38	0.38
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm ² a				
19	PESO MOLECULAR DO GAS	-	-	-	-	-
20	DENSIDADE GAS @P, T	kg/m ³	-	-	-	-
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	-	-	-	-
22	Cp / Cv	-	-	-	-	-
23	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA					
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm ² g				
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm ² g				
26	PRESSÃO PARA VALVULA FECHADA	kg/cm ² g				
27	VÁLVULA ESTAGNADA ⁽¹⁾	SIM / NÃO				
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA ⁽²⁾	%				
29	AÇÃO A FALHA DE AR ⁽³⁾	-	F.O		F.C	
30	AÇÃO TUDO / NADA	SIM / NÃO				
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SIM / -				
32	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES					
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	17		19	
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-				
35	CURVA DA VÁLVULA ⁽⁴⁾	-				
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE					
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-				
38	VALIDEZ DA VÁLVULA ⁽⁵⁾	-				
39	NOTAS :					
40	✓ (1) Válvula estagnada significa classe V o VI .					
41	✓ (2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve limitar-se a abertura da válvula					
42	✓ (3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) o FP (falha mantém a posição)					
43	✓ (4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida					
44	✓ (5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.					
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE

Válvulas de Controle

Pág. 6 de 6

R
e
v

VÁLVULAS DE CONTROLE

CARACTERÍSTICAS GERAIS						
1						
2	Nº DE VÁLVULA	FV-13		FV-14		
3	SERVIÇO	ENTRADA VAPOR E-03		REFINADO		
4	CASO					
5	LOCALIZADA EM P&ID					
6	CONDIÇÕES DE OPERAÇÃO					
7		ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA	
8	NATUREZA DO FLUIDO	ÁGUA			HIDROCARBONETOS	
9	COMPOSTOS CORROSIVOS / TÓXICOS	% p / ppm p	-		-	
10	VAZÃO NORMAL DE LÍQUIDO	kg/h	-	-	6442.58	6442.58
11	VAZÃO NORMAL DE GAS	kg/h	-	-	-	-
12	VAZÃO NORMAL DE VAPOR DE AGUA	kg/h	3280.93	3280.93	-	-
13	VAZÃO MÁXIMO / MÍNIMO	%				
14	TEMPERATURA	°C	243.00	243.00	97.52	97.52
15	DENSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	kg/m ³	-	-	732.15	732.15
16	VISCOSIDADE DO LÍQUIDO @P, T	cSt	-	-	0.30	0.30
17	PRESSÃO DE VAPOR DO LÍQUIDO @T	kg/cm ² a	-	-	0.27	0.27
18	PRESSÃO CRÍTICA	kg/cm ² a				
19	PESO MOLECULAR DO GAS	-	18.00	18.00	-	-
20	DENSIDADE GAS @P, T	kg/m ³	17.50	17.50	-	-
21	COMPRESSIBILIDADE Z @P,T	-	1.00	1.00	-	-
22	Cp / Cv	-	0.98	0.98	-	-
23	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA					
24	PRESSÃO PARA VAZÃO NORMAL	kg/cm ² g				
25	PRESSÃO PARA VAZÃO MÁXIMA	kg/cm ² g				
26	PRESSÃO PARA VALVULA FECHADA	kg/cm ² g				
27	VÁLVULA ESTAGNADA ⁽¹⁾	SIM / NÃO				
28	ABERTURA MÍNIMA / MÁXIMA ⁽²⁾	%				
29	AÇÃO A FALHA DE AR ⁽³⁾	-	F.C		F.C	
30	AÇÃO TUDO / NADA	SIM / NÃO				
31	PASSO PLENO REQUERIDO	SIM / -				
32	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES					
33	LOCALIZADA EM TUBULAÇÃO	-	27		22	
34	MARCA E MODO DA VÁLVULA	-				
35	CURVA DA VÁLVULA ⁽⁴⁾	-				
36	CV INSTALADO EM VAL. EXISTENTE					
37	CV ESTIMADO NOVAS CONDIÇÕES	-				
38	VALIDEZ DA VÁLVULA ⁽⁵⁾	-				
39	NOTAS :					
40	(1) Válvula estagnada significa classe V o VI .					
41	(2) Indicar se por razões de processo ou segurança deve limitar-se a abertura da válvula					
42	(3) Especificar a posição de segurança a válvula: FA (falha abre), FC (falha fecha) o FP (falha mantém a posição)					
43	(4) Indicar se é Linear, Isoporcentual ou abertura Rápida					
44	(5) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.					
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						

Rev.	Por					
Data	Aprovado					

ANEXO B.13. Folhas de especificação de válvulas de segurança

PROJETO:		PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE			Válvulas de segurança	
					Pág.	1 de 2
R	VÁLVULAS DE SEGURANÇA					
v						
1	CARACTERÍSTICAS GERAIS					
2	VÁLVULA Nº					PSV-01
3	Nº REQUERIDO (SERVIÇO / RESERVA)					
4	EQUIPAMENTO(S) PROTEGIDO(S)					C-02
5	PRESSÃO NORMAL DE OPERAÇÃO	kg/cm ² g				0.00
6	TEMPERATURA NORMAL DE OPERAÇÃO	°C				95.70
7	PRESSÃO DE PROJETO MECÂNICO	kg/cm ² g				3.50
8	TEMPERATURA DE PROJETO MECÂNICO	°C				125.70
9	NATUREZA DO FLUIDO					HIDROCARBONETOS
10	COMPOSTOS CORROS. / TÓXICOS (% peso / ppm p)					-
11	CASO DE PROJETO DA VÁLVULA ⁽¹⁾	FOGO	FALHA E-02	FALHA E-03		
12	CONDIÇÕES DE DESCARGA À ENTRADA DA VÁLVULA					
13	PRESSÃO DE ACIONAMENTO	kg/cm ² g	3.50	3.50	3.50	
14	MÁXIMA SOBREPRESSÃO	%	0.00	0.00	0.00	
15	PRES. DE DESCARGA (P _{disp} +SOBREPRESSÃO)	kg/cm ² g	3.50	3.50	3.50	
16	TEMPERATURA DE DESCARGA	°C	125.70	125.70	125.70	
17	VAZÃO DE DESCARGA GAS OU VAPOR	kg/h	3541.44	11199.66	14596.72	
18	PESO MOLECULAR	kg/kmol	72.11	72.11	72.11	
19	Cp/Cv	-	1.09	1.09	1.09	
20	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE	-	0.97	0.97	0.97	
21	VAZÃO DE DESCARGA LÍQUIDO @P,T ⁽²⁾	m ³ /h				
22	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T	kg/m ³				
23	VISCOSIDADE LÍQUIDO @P, T	cSt				
24	CONDIÇÕES DE DESCARGA À SAÍDA DA VÁLVULA					
25	TEMPERATURA	°C	125.70	125.70	125.70	
26	VAZÃO DE GAS O VAPOR	kg/h	3541.44	11199.66	14596.72	
27	PESO MOLECULAR	kg/kmol	72.11	72.11	72.11	
28	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE	-	0.96	0.96	0.96	
29	VAZÃO DE LÍQUIDO @P,T	m ³ /h				
30	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T	kg/m ³				
31	VÁLVULA DESCARGA A.. (Atm / tocha,...) ⁽³⁾	-	TOCHA	TOCHA	TOCHA	
32	CONTRAPRESSÃO SUPERIMPOSED	kg/cm ² g				
33	CONTRAPRESSÃO BUILT-UP	kg/cm ² g				
34	CONTRAPRESSÃO TOTAL / MÁXIMA	kg/cm ² g				
35	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA					
36	PRESSÃO DE DISPARO (1ª VÁLVULA)	kg/cm ² g				
37	PRESSÃO DE DISPARO (outras)	kg/cm ² g				
38	BALANCEADA (sim/não)	~	SIM	SIM	SIM	
39	PILOTADA (sim/não)	~				
40	ÁREA CALCULADA / SELECIONADA	polegadas 2				
41	ORIFÍCIO API, ESTIMADO	~				
42	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES					
43	MARCA E MODO DA VÁLVULA	kg/cm ² g				
44	PRESSÃO DE DISPARO	kg/cm ² g				
45	BALANCEADA (sim/não)	~				
46	PILOTADA (sim/não)	~				
47	ORIFÍCIO API INSTALADO	~				
48	VALIDEZ DA VÁLVULA ⁽⁴⁾	~				
49	NOTAS :					
50	(1) Indicar caso considerado: fogo, bloqueio, exp. térmica, ruptura de tubos, sobreenchimento, falha de instrumentação falha elétrica local, falha elétrica geral, falha de refrigeração, falha de refluxo ou refluxo circulante, reação química, etc.					
51						
52	(2) No caso de recipientes cheios de líquido, ademais da vazão de descarga, indicar-se-à vazão de líquido inicialmente deslocado e volumen total de líquido deslocado.					
53						
54	(3) Comprovar "pour point" ou tendência a polimerizar do fluido.					
55	(4) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.					
56						
57						
58						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

R
e
v

VÁLVULAS DE SEGURANÇA

1	CARACTERÍSTICAS GERAIS			
2	VÁLVULA Nº			PSV-02
3	Nº REQUERIDO (SERVIÇO / RESERVA)			
4	EQUIPAMENTO(S) PROTEGIDO (S)			V-02
5	PRESSÃO NORMAL DE OPERAÇÃO	kg/cm ² g		0.00
6	TEMPERATURA NORMAL DE OPERAÇÃO	°C		73.05
7	PRESSÃO DE PROJETO MECÂNICO	kg/cm ² g		3.50
8	TEMPERATURA DE PROJETO MECÂNICO	°C		103.05
9	NATUREZA DO FLUIDO			HIDROCARBONETOS
10	COMPOSTOS CORROS. / TÓXICOS (% peso / ppm p)			-
11	CASO DE PROJETO DA VÁLVULA ⁽¹⁾		FOGO	
12	CONDIÇÕES DE DESCARGA À ENTRADA DA VÁLVULA			
13	PRESSÃO DE ACIONAMENTO	kg/cm ² g	3.50	
14	MÁXIMA SOBREPRESSÃO	%	0.00	
15	PRES. DE DESCARGA (Pdisp+SOBREPRESSÃO)	kg/cm ² g	3.50	
16	TEMPERATURA DE DESCARGA	°C	103.05	
17	VAZÃO DE DESCARGA GAS OU VAPOR	kg/h	1436.84	
18	PESO MOLECULAR	kg/kmol	72.11	
19	Cp/Cv	-	1.09	
20	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE	-	0.97	
21	VAZÃO DE DESCARGA LÍQUIDO @P,T ⁽²⁾	m ³ /h		
22	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T	kg/m ³		
23	VISCOSIDADE LÍQUIDO @P, T	cSt		
24	CONDIÇÕES DE DESCARGA À SAÍDA DA VÁLVULA			
25	TEMPERATURA	°C	103.05	
26	VAZÃO DE GAS OU VAPOR	kg/h	1436.84	
27	PESO MOLECULAR	kg/kmol	72.11	
28	FATOR DE COMPRESSIBILIDADE	-	0.97	
29	VAZÃO DE LÍQUIDO @P,T	m ³ /h		
30	DENSIDADE LÍQUIDO @P, T	kg/m ³		
31	VÁLVULA DESCARGA A.. (Atm / tocha,...) ⁽³⁾	-	TOCHA	
32	CONTRAPRESSÃO SUPERIMPOSED	kg/cm ² g		
33	CONTRAPRESSÃO BUILT-UP	kg/cm ² g		
34	CONTRAPRESSÃO TOTAL / MÁXIMA	kg/cm ² g		
35	CARACTERÍSTICAS DA VÁLVULA			
36	PRESSÃO DE DISPARO (1ª VÁLVULA)	kg/cm ² g		
37	PRESSÃO DE DISPARO (outras)	kg/cm ² g		
38	BALANCEADA (sim/não)	~	SIM	
39	PILOTADA (sim/não)	~		
40	ÁREA CALCULADA / SELECCIONADA	polegadas 2		
41	ORIFÍCIO API ESTIMADO	~		
42	COMPROVAÇÃO PARA VÁLVULAS EXISTENTES			
43	MARCA E MODO DA VÁLVULA	kg/cm ² g		
44	PRESSÃO DE DISPARO	kg/cm ² g		
45	BALANCEADA (sim/não)	~		
46	PILOTADA (sim/não)	~		
47	ORIFÍCIO API INSTALADO	~		
48	VALIDEZ DA VÁLVULA ⁽⁴⁾	~		
49	NOTAS :			
50	✓ (1) Indicar caso considerado: fogo, bloqueio, exp. térmica, ruptura de tubos, sobreenchimento, falha de instrumentação falha elétrica local, falha elétrica geral, falha de refrigeração, falha de refluxo ou refluxo circulante, reação química, etc.			
51				
52	✓ (2) No caso de recipientes cheios de líquido, ademais da vazão de descarga, indicar-se-à vazão de líquido inicialmente deslocado e volumen total de líquido deslocado.			
53				
54	✓ (3) Comprovar "pour point" ou tendência a polimerizar do fluido.			
55	✓ (4) Indicar se é válida ou não válida. NÃO VÁLIDA poderá indicar mudança da válvula ou modificações na mesma.			
56				
57				
58				
	Rev.	Por		
	Data	Aprovado		

PROJETO:

PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE

Resumo Válv. de segurança
 Pág. 1 de 1

R e v	RESUMO DE VÁLVULAS DE SEGURANÇA																		
	VÁLVULA	SERVIÇO ⁽¹⁾	TAMANHO ⁽²⁾ E TIPO ⁽³⁾	SET Pres. kg/cm ² g	CASOS DE DESCARGA												°C	CASO ⁽⁴⁾	
					FOGO			FALHA CONDENSADOR			FALHA ELÉTRICA			OUTRAS					
					kg/h	PM	(°C)	kg/h	PM	(°C)	kg/h	PM	(°C)	VAPOR		LÍQUIDO			
									kg/h	PM	m3/h	Dens.							
1																			
2																			
3																			
4																			
5																			
6	PSV-01	C-02	B	3.50	3541.44	72.11	125.70	11199.7	72.11	125.70	14596.72	72.11	125.70	-					
7	PSV-02	V-02	B	3.50	1436.84	72.11	103.05	-	-	-	-	-	-	-					
8																			
9																			
10																			
11																			
12																			
13																			
14																			
15																			
16																			
17																			
18																			
19																			
20																			
21																			
22																			
23																			
24																			
25																			
26																			
27																			
28	TOTAL																		
29	NOTAS :																		
30	(1) Equipamento protegido e descrição																		
31	(2) Indicar tamanho do orifício																		
32	(3) Balanceada (B) ou não (NB)																		
33	(4) Bloqueio, falha válvula controle, falha refluxo, etc.																		
34																			
	Rev.	Por																	
	Data	Aprovado																	

ANEXO B.14. Folhas de especificação de analisadores

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		ANALISADORES (Cromatógrafos)					
UNIDADE: COLUNA DE ABSORÇÃO C-02		Pág. 1 de 1					
R	ANALISADORES (CROMATÓGRAFOS)						
e	1	INSTRUMENTO Nº	XT-01				
v	2	COMPOSIÇÃO MOLAR (%MOLAR)					
	3	N-BUTANAL	94.42%				
	4	ISOBUTANAL	5.58%				
	5						
	6						
	7						
	8						
	9						
	10						
	11						
	12						
	13						
	14						
	15						
	16						
	17						
	18						
	19	COMPONENTES A ANALISAR					
	20		N-BUTANAL				
	21						
	22						
	23						
	24						
	25						
	26						
	27	NOTAS:					
	28						
	29						
	30						
	31						
	32						
	33						
	34						
		Rev.	Por				
		Data	Aprovado				

ANEXO B.15. Folhas de especificação de serviços auxiliares

R e v		PROJETO : PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		SERVIÇOS AUXILIARES	
		UNIDADE : SERVIÇOS AUXILIARES		Pág. 1 de 4	
		CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES (AGUA DE ARREFECIMENTO)			
1	CASO DE PROJETO :				
2	EQUIPAMENTO	DESCRIÇÃO	CONSUMO (m³/h) (1,2)	NOTAS	
3					
4	E-01	Condensador	68.44		
5	E-02	Condensador da coluna de destilação	68.33		
6					
7					
8					
9					
10					
11					
12					
13					
14					
15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					
22					
23					
24					
25					
26					
27					
28					
29					
30					
31					
32					
33					
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41	TOTAL		136.77		
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
	Rev.	Por			
	Data	Aprovado			

PROJETO: PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GÁS DE SÍNTESE		SERVIÇOS AUXILIARES	
		Pág. 2 de 4	
Rev	CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES (Vapor de Baixa Pressão)		
1	CASO DE PROJETO :		
2	EQUIPAMENTO	DESCRIÇÃO	CONSUMO (m³/h) (1,2)
3			
4	E-03	Reboiler	3877.74
5			
6			
7			
8			
9			
10			
11			
12			
13			
14			
15			
16			
17			
18			
19			
20			
21			
22			
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			
31			
32			
33			
34			
35			
36			
37			
38			
39			
40			
41	TOTAL		
42	NOTAS :		
43	(1) Os valores com sinais positivos são vazões circundantes de água refrigeração com o deltaT do projeto. Indicar deltaT considerado para queeles casos onde seja diferente do normal (ex. condensadores de turbina,...).		
44			
45			
46			
47			
48			
49			
50			
51			
52			
53			
54			
55			
56			
57			
58			
	Rev.	Por	
	Data	Aprovado	

R e v	CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES (ELETRICIDADE)			
	EQUIPAMENTO	DESCRIÇÃO	CONSUMO (kwh/h)	NOTAS
1	CASO DE PROJETO :	Bombas e compressores		
2				
3				
4	P-01	Bomba de entrada da coluna de destilação C-02	2,35	
5	P-02	Bomba de refluxo da coluna de destilação C-02	0,14	
6	K-01	Compressor da saída de topo do separador V-01	53,32	
7	K-02	Compressor da saída de topo da torre T-01	585,25	
8				
9				
10				
11				
12				
13				
14				
15				
16				
17				
18				
19				
20				
21				
22				
23				
24				
25				
26				
27				
28				
29				
30				
31				
32				
33				
34				
35				
36				
37				
38				
39				
40				
41	TOTAL			
42	NOTAS :			
43	✔ (1) Valores com sinais positivos são consumo, valores com sinais negativos são produções			
44	✔ (2) Os valores entre parênteses são consumos de equipamentos em reserva não aditivos para o consumo total da unidade			
45	✔ (3) Os valores entre aspas são consumos intermitentes para alguma operação especial. Nestes casos se se adicionará uma nota indicando a circunstância em que se necessita o serviço.			
46				
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58				

Rev.	Por						
Data	Aprovado						

R e v	CONSUMO DE SERVIÇOS AUXILIARES (AR, NITROGÊNIO)					
	CASO DE PROJETO :	DESCRIÇÃO	CONSUMOS (kg/h)			NOTAS
	EQUIPAMENTO		A.PLANTA	A. INSTRUM.	NITROGÊNIO	
1						
2						
3						
4	FV-1	Pneumática de controle	-	2.588	-	
5	FV-2	Pneumática de controle	-	2.588	-	
6	FV-3	Pneumática de controle	-	2.588	-	
7	FV-4	Pneumática de controle	-	2.588	-	
8	FV-5	Pneumática de controle	-	2.588	-	
9	FV-6	Pneumática de controle	-	2.588	-	
10	FV-7	Pneumática de controle	-	2.588	-	
11	FV-8	Pneumática de controle	-	2.588	-	
12	FV-9	Pneumática de controle	-	2.588	-	
13	FV-10	Pneumática de controle	-	2.588	-	
14	FV-11	Pneumática de controle	-	2.588	-	
15	FV-12	Pneumática de controle	-	2.588	-	
16	FV-13	Pneumática de controle	-	2.588	-	
17						
18						
19						
20						
21						
22						
23						
24						
25						
26						
27						
28						
29						
30						
31						
32						
33						
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41	TOTAL					
42	NOTAS:					
43	(1) Valores com sinais positivos são consumo, valores com sinais negativos são produções					
44	(2) Os valores entre parênteses são consumos de equipamentos em reserva não aditivos para o consumo total da unidade					
45	(3) Os valores entre aspas são consumos intermitentes para alguma operação especial. Nestes casos se se adicionar uma nota indicando a circunstância em que se necessita o serviço.					
46						
47	(4) Referente a todas as válvulas de controle					
48	(5) Da necessidade de 2m ³ /h					
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
	Rev.	Por				
	Data	Aprovado				

ANEXO B.16. Folhas de especificação de tanques de armazenamento

	PROJETO : PRODUÇÃO DE N-BUTIRALDEÍDO A PARTIR DE PROPILENO E GAS DE SÍNTESE	EQUIPAMENTO nº S-01
	UNIDADE : Armazenamento de matéria prima no estado líquido	Pág. 1 de 1
R e v	TANQUES	
1	CARACTERÍSTICAS DO EQUIPAMENTO	
2	EQUIPAMENTO Nº	S-01
3	SERVIÇO	Armazenamento de matéria prima no estado líquido (PROPILENO)
4	CARACTERÍSTICAS DO FLUIDO	
5	COMP. CORROSIVOS ID	-
6	COMP. CORROSIVOS	% p -
7	SÓLIDOS SUSPENSÃO	% p -
8	TEMP. ARMAZENAGEM	°C 69
9	DENSIDADE LÍQUIDO @ T	kg/m³ 411,4
10	VISCOSIDADE @ T	cSt 0,1126
11	TEMP. MÁX. ARM., Tmáx.	°C 100
12	PRES. VAPOR @Tmáx.	kg/cm² a 15,93
13	PONTO DE FULGOR	°C 460
14	PONTO FLUIDEZ	°C -107,8
15	CARACTERÍSTICAS DO TANQUE	
16	TIPO DE TANQUE	ESFÉRICO
17	TIPO DE TETO	-
18	Capacidade total	m³ 3000
19	Capacidade útil	m³ 2250
20	Diâmetro	m 17,89
21	ALTURA DO SOLO	m 1
22	MÁX. NÍVEL	m 12,05
23	MIN. NÍVEL	m 5,138
24	PRESSÃO DESENHO	kg/cm² g 29,57
25	TEMPERAT. DESENHO	°C 130
26	VENTILAÇÃO	
27	GÁS DE BLANKETING	-
28	VAZÃO ENT. MÁX.	m³/h -
29	VAZÃO SAL. MÁX.	m³/h -
30	ACESSÓRIOS	
31	AGITAÇÃO	sim/ não não
32	SERPENTINA	sim/ não não
33	AQUECIMENTO	
34	DUTY	Gcal/h
35	PRESSÃO DE DESENHO	kg/cm² g não
36	TEMPERAT. DESENHO	°C não
37	CLASSIFICAÇÃO DO FLUIDO SEGUNDO REGULAMENTO	
38	TANQUE ATMOSFÉRICO	TANQUE A PRESSÃO
39	API 650	API 620
40	Pres. Vapor @ Tmax (kg/cm² a) < 1	1<Pres. Vapor @Tmáx (kg/cm² a)<2
41	Pvap @ Tmáx: 0 <T. Fijo<0.05<T. Flotante < 1	Techo fijo
42	B1 <input type="checkbox"/> Pto. fulgor < 38 °C	B1 <input type="checkbox"/> Pto. fulgor < 38 °C
43	B2 <input type="checkbox"/> 38°C<Pto. fulgor<55 °C	B2 <input type="checkbox"/> 38°C<Pto. fulgor<55 °C
44	C <input type="checkbox"/> 55°C<Pto. fulgor<100 °C	
45	D <input type="checkbox"/> Pto. fulgor > 100 °C	
46	RECIPIENTE A PRESSÃO / ESFERA	
47	ASME VIII / API 2510 / API 2350	
48	Pvap. @15°C (kg/cm² a) > 2	
49	Recipiente / Esfera	
50	A1 <input type="checkbox"/> Temp. Armazen. < 0°C	
51	A2 <input checked="" type="checkbox"/> Temp. Armazen. > 0°C	
52	ESQUEMA	
53		
54	MATERIAL	
55	Material	Sob. Corrosão
56	Trat. Térmico	
57	CONEXÕES	
58	SIGLA	Nº
59	DIA (")	FLANGE
60	SERVIÇO	
61	A	Entrada da matéria prima
62	B	Saída para o processo
63	C	Instrumentação de nível
64	D	Instrumentação de nível
65	E	Válvula de segurança
66	F	Bocal de inspeção
67	NOTAS :	
68		
69		
70		
71		
72		
73		
74		
75		
76		
77		
78		
79		
80		
81		
82		
83		
84		
85		
86		
87		
88		
89		
90		
91		
92		
93		
94		
95		
96		
97		
98		
99		
100		
101		
102		
103		
104		
105		
106		
107		
108		
109		
110		
111		
112		
113		
114		
115		
116		
117		
118		
119		
120		
121		
122		
123		
124		
125		
126		
127		
128		
129		
130		
131		
132		
133		
134		
135		
136		
137		
138		
139		
140		
141		
142		
143		
144		
145		
146		
147		
148		
149		
150		
151		
152		
153		
154		
155		
156		
157		
158		
159		
160		
161		
162		
163		
164		
165		
166		
167		
168		
169		
170		
171		
172		
173		
174		
175		
176		
177		
178		
179		
180		
181		
182		
183		
184		
185		
186		
187		
188		
189		
190		
191		
192		
193		
194		
195		
196		
197		
198		
199		
200		
201		
202		
203		
204		
205		
206		
207		
208		
209		
210		
211		
212		
213		
214		
215		
216		
217		
218		
219		
220		
221		
222		
223		
224		
225		
226		
227		
228		
229		
230		
231		
232		
233		
234		
235		
236		
237		
238		
239		
240		
241		
242		
243		
244		
245		
246		
247		
248		
249		
250		
251		
252		
253		
254		
255		
256		
257		
258		
259		
260		
261		
262		
263		
264		
265		
266		
267		
268		
269		
270		
271		
272		
273		
274		
275		
276		
277		
278		
279		
280		
281		
282		
283		
284		
285		
286		
287		
288		
289		
290		
291		
292		
293		
294		
295		
296		
297		
298		
299		
300		
301		
302		
303		
304		
305		
306		
307		
308		
309		
310		
311		
312		
313		
314		
315		
316		
317		
318		
319		
320		
321		
322		
323		
324		
325		
326		
327		
328		
329		
330		
331		
332		
333		
334		
335		
336		
337		
338		
339		
340		
341		
342		
343		
344		
345		
346		
347		
348		
349		
350		
351		
352		
353		
354		
355		
356		
357		
358		
359		
360		
361		
362		
363		