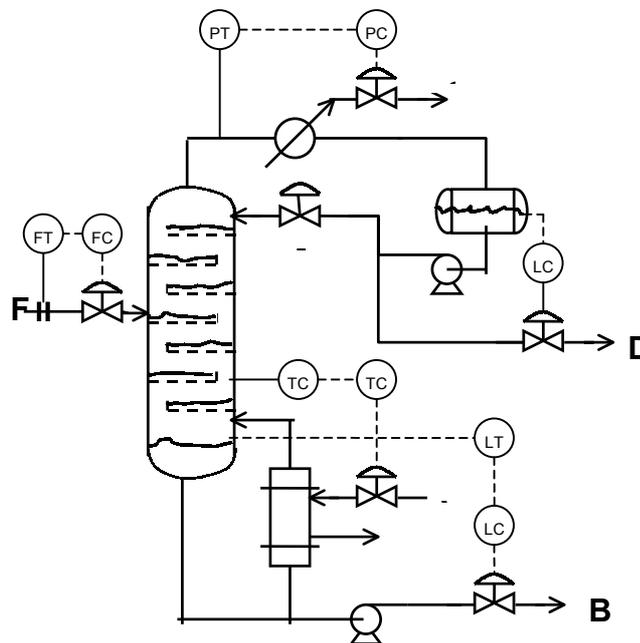


CONTROLE DE COLUNA DE DESTILAÇÃO



Prof. Dr. Ricardo de Araújo Kalid

Promoção:

**LABORATÓRIO DE CONTROLE E
OTIMIZAÇÃO DE PROCESSOS
INDUSTRIAIS LACOI – Deptº Engenharia
Química - UFBA**

**ASSOCIAÇÃO DOS PROFISSIONAIS DE
INSTRUMENTAÇÃO DA BAHIA
AINST**

CONTROLE DE COLUNA DE DESTILAÇÃO

ÍNDICE

Currículo do Instrutor	5
1 INTRODUÇÃO.....	8
1.1 Objetivos deste curso	8
1.2 Operação de uma coluna de destilação.....	9
1.3 Restrições operacionais.....	11
1.3.1 Restrições hidráulicas.....	11
1.3.2 Restrições na separação	13
1.3.3 Restrições na transferência de calor	13
1.3.4 Restrições de temperatura e pressão.....	13
1.4 Esquemas típicos de controle de colunas de destilação.....	13
2 GRAUS DE LIBERDADE	15
2.1 Análise quantitativa.....	15
2.2 Análise qualitativa	17
2.2.1 Uma seção da coluna	18
2.2.2 Seção de esgotamento e seção de retificação	20
2.2.3 Seção de esgotamento e seção de retificação mais refeedor e condensador	21
2.2.4 Retirada de produtos	22
2.2.5 Controle de composição e de temperatura	23
2.2.6 Torre de destilação completa.....	23
2.2.7 Resumindo.....	24
2.3 Multiplicidade de estados estacionários.....	25
3 SELEÇÃO E LOCALIZAÇÃO DOS ELEMENTOS PRIMÁRIOS E FINAIS DE CONTROLE	26
3.1 Regras gerais para seleção e instalação de sensores	27
3.1.1 Localização dos sensores.....	27
3.1.2 Tipos de analisadores.....	27

3.1.3	Escolha do componente a ser controlado.....	27
3.1.4	Sensibilidade do elemento primário de medição	27
3.1.5	Reprodutividade da medição	28
3.1.6	Confiabilidade dos sensores.....	28
3.2	Regras gerais para seleção e instalação de válvulas de controle	28
3.2.1	Faixa de controlabilidade (range)	28
3.2.2	Resolução.....	29
3.2.3	Linearidade.....	29
3.2.4	Dimensionamento de válvulas de controle	29
3.2.5	Resposta dinâmica	29
3.2.6	Localização.....	30
3.3	Instalação da instrumentação para controle do inventário.....	30
3.4	Instalação da instrumentação para controle da separação.....	30
3.5	Seleção da variável medida: temperatura versus Composição	31
3.5.1	Limitações dos termômetros.....	31
3.5.2	Limitações dos analisadores.....	31
3.6	Sensibilidade das malhas de controle	32
3.6.1	Alta sensibilidade.....	33
3.6.2	Baixa sensibilidade	33
3.7	Localização dos sensores de temperatura	34
3.7.1	Adição de componente muito leve ou muito pesado	39
3.7.2	Compensação da pressão.....	40
3.7.3	Perfil suave de temperatura.....	41
3.7.4	Perfil íngreme de temperatura	42
3.8	Localização dos sensores de composição.....	43
3.9	Sensores virtuais	44
4	ANÁLISE QUALITATIVA DO SISTEMA DE CONTROLE DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO.....	48
4.1	Regras práticas para seleção das variáveis controladas.....	49
4.2	Regras práticas para seleção das variáveis manipuladas	50
4.3	Não-Linearidade das colunas de destilação	51
4.4	Controle da alimentação	51
4.5	Controle da pressão	52
4.5.1	Controle da pressão: destilado líquido com incondensáveis	53
4.5.2	Controle da pressão: destilado vapor com incondensáveis	54
4.5.3	Controle da pressão: destilado Líquido sem incondensáveis	55
4.5.4	Controle da pressão: sistemas a vácuo.....	56

4.6	Controle do nível do tambor de refluxo e da base da coluna.....	57
4.7	Controle da composição do topo	58
4.7.1	Controle inferencial da composição	59
4.7.2	Controle feedforward da composição	60
4.8	Controle da Composição do Fundo	61
4.9	Definição qualitativa da estrutura de controle	62
4.9.1	Controle singular versus controle dual de colunas de destilação	63
4.9.2	Emparelhamento PV-MV	63
5	ANÁLISE QUANTITATIVA DO SISTEMA DE CONTROLE DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO.....	66
5.1	Matriz função de transferência.....	70
5.2	Interação entre as malhas	73
5.3	RGA – Relative Gain Matrix.....	73
5.4	Quantidade e seleção das MV's: resiliência e rejeição da carga	74
5.4.1	MRI - Morari Resiliency Index.....	74
5.4.2	SVD/CN – singular value decomposition/condition number.....	75
5.5	NI – Niederlinski Index.....	76
5.6	Índices para avaliação da estrutura de controle	77
5.7	Sintonia de controladores industriais	78
5.8	Procedimento geral para definição de estruturas de sistemas de controle	83
6	Exercícios	84
7	Bibliografia	86

APÊNDICE 1

Operações unitárias em regime transiente: balanços de massa, energia e mometum aplicados a processo químicos	90
---	-----------

APÊNDICE 2

Modelagem em regime transiente: linearização e função de transferência de um sistema siso – nível de um tanque	90
---	-----------

CURRÍCULO



Ricardo de Araújo Kalid, D. Sc. 04/09/64

kalid@ufba.br

(0xx71) 247.5123 / 9984.3316

Prof. Dept^o Engenharia Química da UFBA

Graduação em Engenharia Química – UFBA (88)

Mestrado em Engenharia Química - UFBA (91)

Doutorado em Engenharia Química – USP (99)

ÁREAS DE ATUAÇÃO E LINHAS DE PESQUISA

Simulação em Regime Estacionário e Transiente de Processos

Identificação de Processos

Controle de Processos

Otimização de Processos

Simulação, Controle e Otimização de Reatores e Colunas de Destilação

OUTROS

Professor do Mestrado em Engenharia Química da UFBA

Professor (anos 92 e 93) do Curso de Especialização em Instrumentação e Controle (CEINST) promovido pelo Departamento de Engenharia Mecânica da UFBA

Professor de Cursos de Educação Continuada (Controle Avançado, Controle Preditivo Multivariável, Identificação de Processos, Otimização de Processos Químicos, Controle de Colunas de Destilação) para DOW, PETROBRAS, GRIFFIN, EDN, CIQUINE, OXITENO, COPENE.

Professor (98) do Curso de Especialização em Automação de Sistemas Industriais (CEASI) promovido pelo promovido pelo Dept^o de Engenharia Elétrica da UFBA

Professor e Coordenador (99) do Curso de Especialização em Controle e Automação de Processos Industriais (CECAPI) promovido pelos Dept^o de Engenharia Química e Elétrica da UFBA

Professor e Coordenador (2000) do Curso de Especialização em Instrumentação, Automação, Controle e Otimização de Processos Contínuos (CICOP) promovido pelo Dept^o de Engenharia Química e UFBA e AINST.

PROJETOS COOPERATIVOS E/OU CONSULTORIAS PARA INDÚSTRIAS

DETEN: simulação do reator radial para desidrogenação de parafinas

EDN: participou da equipe de desenvolvimento do plano diretor de automação

COPENE: identificação de processos, sintonia de controladores industriais, simulação, controle e otimização do conversor de acetileno da ETENO II (em andamento)

PDAI-BA - Programa de Desenvolvimento da Automação Industrial, participantes: UFBA, UNIFACS, CEFET-BA, CETIND-SENAI, FIEB, SEPLANTEC, PETROBRAS, NITROCARBONO, DETEN, OXITENO, OPP, POLIBRASIL, POLITENO, COPENE

PROCESSAMENTO DE POLÍMEROS, participantes: UFBA, CETIND, BAPLASTIL

GRIFFIN: Sistema de controle de pH de efluentes, modelagem e simulação de reator a batelada

INDICADORES DE PRODUÇÃO CIENTÍFICA

Trabalhos Apresentados em Congressos: 8

Trabalhos Publicados em Periódicos: 2

Tese de Mestrado Defendida e Aprovada: 1

Tese de Doutorado Defendida e Aprovada: 1

Orientação de Iniciação Científica: 15 (concluídas) e 2 em andamento

Orientação de Dissertações de Mestrado: 2 concluídas e 3 (em andamento)

Trabalhos em parceria com indústrias:

N	Tema	Participantes	Instituição
01	Modelagem, simulação do reator de desidrogenação de n-parafinas da DETEN	Gian Carlo Gangemi	DETEN
		Ricardo Kalid	UFBA
02	Modelagem por redes neurais híbridas e otimização de reatores de CPD	Tatiana Freitas	UFBA
		Luiz Alberto Falcon	COPENE
		Ricardo Kalid	UFBA
03	Estimativa do tempo de campanha de fornos de pirólise da COPENE	Murilo F. de Amorim	COPENE
		Eliane Santanta	UFBA
		Ricardo Kalid	UFBA
04	Estimativa do tempo de campanha de fornos de pirólise da TRIKEM	José Milton	TRIKEM
		Milton Thadeu	TRIKEM
		Ricardo Kalid	UFBA
05	Módulo multimídia para treinamento em controle de processos contínuos	Gustavo Gadelha	SENAI-CETIND
		Jadson Aragão	SENAI-CETIND
		Admilson Casé	SENAI-CETIND
		Ricardo Kalid	UFBA
06	Modelagem, simulação, controle e otimização de conversores de acetileno da COPENE	Fabrcio Brito	UFBA
		Tatiana Marucci	UFBA
		Mauricio Moreno	COPENE
		Paulo Freitas	COPENE
		Ricardo Kalid	UFBA
07	Simulação e controle de colunas de destilação de BTX da COPENE	Lueci V. do Vale	UFBA
		Mark Langerhost	COPENE
		Ricardo Kalid	UFBA
08	"Plantwide control" de um trem de separação de xilenos (3 colunas de destilação em série/paralelo) da COPENE	Fábio Carrilho	COPENE
		Mauricio Moreno	COPENE
		Ricardo Kalid	UFBA
09	Simulação e controle de colunas de destilação de sulfolane da COPENE	Cathia R. Apenburg	COPENE
		Williane Carneiro	COPENE
		Ricardo Kalid	UFBA
10	Sistema de controle de pH dos efluentes da GRIFFIN	Nelson Siem Velarde	GRIFFIN
		Ricardo Kalid	UFBA
11	Sintonia do controlador de topo da coluna de destilação de 3,4 DCA da GRIFFIN	Klauss Villalva Serra	GRIFFIN
		Almir Viana Cotias Filho	GRIFFIN
		Ricardo Kalid	UFBA
12	Modelagem, simulação e otimização do reator de 3,4 DCA da GRIFFIN	Klauss Villalva Serra	GRIFFIN
		Ricardo Kalid	UFBA

Autor: Ricardo Kalid

cursos e apostilas sobre

MODELAGEM DE PROCESSOS

1. *Operações Unitárias em Regime Transiente – Balanços de Massa, Energia e Momentum Aplicados a Processo Químicos.*
2. *Identificação de Processos Químicos.*

SIMULAÇÃO DE PROCESSOS

3. *Métodos Numéricos e Simulação de Processos.*
4. *Programação em MATLAB com Aplicação em Reatores Químicos.*

CONTROLE DE PROCESSOS

5. *Sistemas de Controle dos Principais Equipamentos da Indústria de Processos Químicos e Petroquímicos.*
6. *Controle de Processos Químicos.*
7. *Definição da Estrutura do Sistema de Controle Multimalha de Processos Multivariáveis.*
8. *Controle Avançado de Processos.*
9. *Controle de Coluna de Destilação.*
10. *Controle Preditivo Multivariável: DMC - Controle por Matriz Dinâmica.*

OTIMIZAÇÃO DE PROCESSOS

11. *Otimização de Processos Químicos.*

1 INTRODUÇÃO

A coluna de destilação é um dos equipamentos de separação mais empregados na indústria química e petroquímica.

Apesar da sua larga utilização, é pequena a atenção dispensada ao sistema de controle de colunas de destilação. Isto não deveria ocorrer, pois, na maioria das indústrias de transformação, 80% do custo operacional energético é devido a essa operação unitária.

Outras vezes a coluna é o equipamento que impede o aumento da produção. Uma das formas de solucionar esse problema passa pelo aperfeiçoamento do sistema de controle.

Se a estrutura de controle (pares PV-MV) de uma coluna não está definida corretamente ou se a sintonia dos controladores não é a ótima, o consumo de energia no refulvador e/ou no condensador e as vazões internas de líquido e/ou de vapor da coluna podem estar muito acima do necessário, ou seja, o custo operacional é maior que o ideal e a carga é menor que a possível. Temos portanto um custo operacional elevado com uma pequena produção. A melhoria do sistema de controle simultaneamente minimizará os custos e maximizará a produção da unidade. É essa a principal meta que queremos alcançar com este curso.

1.1 Objetivos deste curso

Os objetivos do curso de extensão sobre controle de coluna de destilação são os seguintes:

- preparar profissionais capacitados no diagnóstico de problemas de controle em colunas de destilação;
- aprender quais informações em regime estacionário auxiliam o projeto e avaliação de sistemas de controle de colunas de destilação;
- discutir e estudar as principais estratégias de controle utilizadas em colunas de destilação bifásicas;

1.2 Operação de uma coluna de destilação

Na Figura 1.01, é mostrada uma coluna de destilação com duas retiradas e seis válvulas de controle. Uma dessas válvulas é utilizada para controle da produção, normalmente a da vazão de alimentação (F). Porém, em alguns casos, quando a coluna opera sob demanda (*on-demand*), a válvula associada ao controle da produção é uma de produto. Em outras situações, quando a limitação da vazão é devida à capacidade de troca térmica no condensador ou refeedor, a produção é definida pelas válvulas do fluido de resfriamento ou de aquecimento.

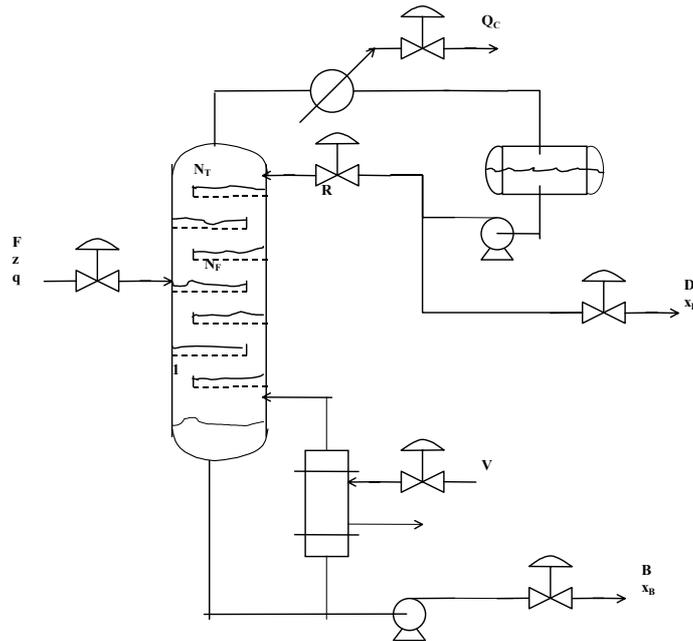


Figura 1.01: Válvulas de controle numa coluna de destilação

onde

D - vazão de destilado

B - vazão de fundo

R – vazão de refluxo

F – vazão de alimentação

z_i – fração molar do componente i da alimentação

q – condição termodinâmica da alimentação (0 para vapor saturado, 1 para líquido saturado)

Q_C – carga térmica do condensador

Q_R - carga térmica do refeedor

V – vazão do fluido de aquecimento do refeedor

RR – razão de refluxo, $RR = R/D$

N_F – prato de alimentação

N_T – número total de pratos

x_{Di} – fração molar da substância i no destilado

x_{Bi} – fração molar da substância i no resíduo

Duas válvulas devem ser utilizadas para controle do nível do vaso de refluxo e do nível do fundo da coluna.

Normalmente, o nível do tambor de topo é ser controlado através da manipulação da vazão de refluxo (R), do destilado (D) ou da vazão de alimentação (F), quando a carga da coluna é parcialmente vaporizada.

O nível do fundo da coluna tem como variável manipulada a vazão de fundo (B), o fluido de aquecimento do refeedor (V) ou a vazão de alimentação (F), quando a carga da coluna é parcialmente em fase líquida e o número de pratos na seção de esgotamento não é muito elevado.

O tempo morto em cada prato numa coluna de destilação é, geralmente, entre 3 e 6 segundos. Portanto, uma coluna com 30 pratos na seção de retificação, apresenta um atraso entre 1,5 e 3 minutos, entre o prato de alimentação e o fundo da coluna. Por esse motivo, normalmente, o refluxo não é utilizado para controlar o nível do fundo da coluna, a menos que existam menos de 30 pratos e o holdup da base seja elevado (maior que 10 minutos).

A quarta válvula é utilizada para controlar a pressão na coluna. Para esta malha, normalmente a variável manipulada é a vazão de fluido refrigerante, de fluido de aquecimento ou da alimentação, quando esta é parcialmente vaporizada. Se um condensador inundado é utilizado a válvula do fluido refrigerante é colocada em 100% aberta, e uma válvula de controle é instalada na saída do fluido condensado, desta forma, restringindo a passagem deste o nível do trocador sobe, diminuindo a área para troca térmica com um consequente aumento na pressão da coluna, e vice-versa.

Então resta-nos 2 válvulas. Essas podem ser utilizadas para controle da qualidade da separação. Portanto só podemos controlar duas composições, mas não qualquer duas variáveis, como por exemplo, numa separação multicomponente não é possível controlar duas ou mais composições numa mesma corrente.

Outra impossibilidade ocorre quando controlamos a qualidade numa seção e na outra seção da coluna queremos manipular a vazão de descarga para controlar a produção. Digamos, por exemplo, que fixamos a vazão de destilado (D), ora se a vazão da carga é constante, então, pelo balanço global na coluna, a vazão de resíduo é conhecida. Como a qualidade da base é controlada, o balanço molar por componente pode não ser atendido, caso o setpoint alcance valores fisicamente incompatíveis.

1.3 Restrições operacionais

Além das restrições operacionais típicas em todo processo petroquímico, como por exemplo, vazão, temperatura e/ou pressão máxima, as colunas de destilação apresentam outras restrições: hidráulicas, na separação e de transferência de calor.

1.3.1 Restrições hidráulicas

Uma coluna de destilação é um complexo sistema de escoamento. Na base da coluna, vapor com uma pressão suficientemente elevada, tem que ser gerado para poder vencer o peso da coluna de líquido em cada prato, da base até o topo da coluna.

Por outro lado, o líquido esco do topo para o fundo, na mesma direção do gradiente positivo de pressão, devido a diferença de densidade.

O escoamento de interno de vapor e de líquido numa coluna de destilação deve ser tal que favoreça o contato entre as fases, daí a necessidade de colocar anteparos na coluna. Nas Figuras 1.02 e 1.03 observamos como um prato perfurado e um com borbulhador, respectivamente, promovem a mistura entre as fases líquida de vapor.

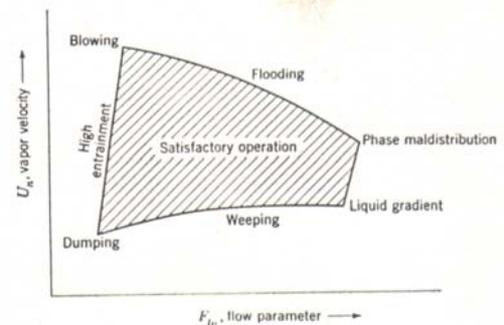
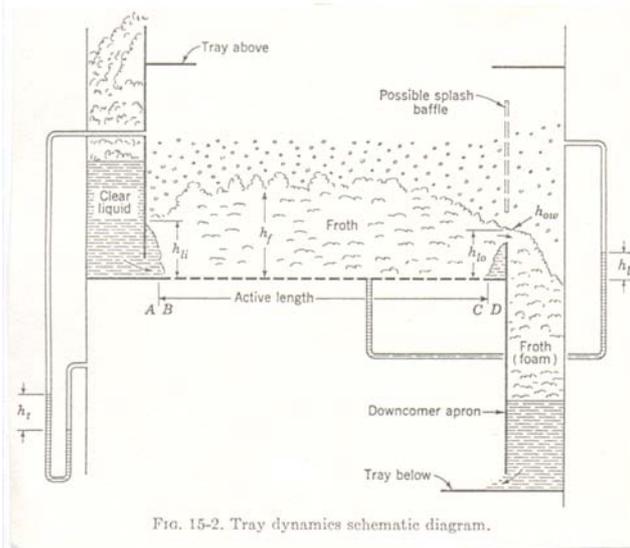


Figura 1.02: Escoamento de líquido e vapor através de um prato perfurado.

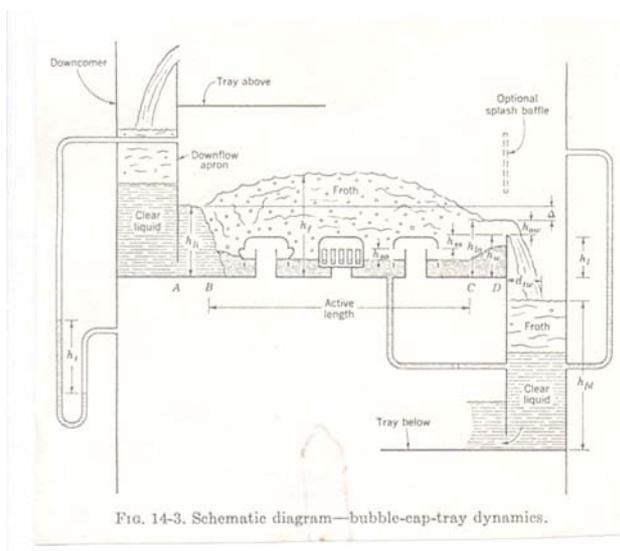


FIG. 14-3. Schematic diagram—bubble-cap-tray dynamics.

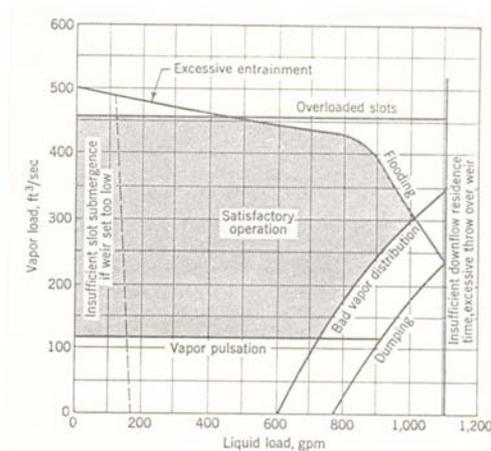


FIG. 14-24. Typical bubble-cap-tray performance chart.

Figura 1.03: Escoamento de líquido/vapor através de um prato com borbulhador.

Vazões muito baixas ou altas de vapor ou líquido podem provocar um dos seguintes problemas:

- (a) Arraste de líquido (*entrainment*)
- (b) Formação de cones de vapor;
- (c) Pulsação
- (d) Passagem de líquido ou gotejamento (*weeping*)
- (e) Inundação (*flooding*)
- (f) Formação excessiva de espuma (*foaming*)

No apostila **Operações Unitárias em Regime Transiente – Balanços de Massa, Energia e Momentum Aplicados a Processo Químicos** é descrito em mais detalhes esses 6 prejudiciais fenômenos. Nas Figuras 1.02 e 1.03 observamos as faixas operacionais recomendadas para colunas de destilação de pratos perfurados e com borbulhadores, respectivamente.

Se a vazão de vapor for muito grande, a coluna irá inundar, pois o líquido não consegue vencer o gradiente de pressão.

Se a vazão de líquido for muito alta, a coluna também irá inundar, pois o vapor não consegue vencer o gradiente de pressão devido a coluna de líquido, e o mesmo se acumula entre os pratos.

Problemas também ocorrem quando as vazões internas de líquido e vapor são muito baixas. Se falta vapor, o líquido começa a escoar pelas aberturas nos pratos e não pelo downcomer, diminuindo a eficiência da separação. Se a vazão interna de líquido na coluna é que é pequena, o líquido é distribuído irregularmente no prato, proporcionando a formação de pontos quentes.

Portanto, existem máximos e mínimos para as condições operacionais de uma coluna de destilação.

Também devemos observar que a mudança da pressão da coluna deve ser suave. A súbita diminuição da pressão provoca uma brusca vaporização do líquido nos pratos (flashing), e o aumento da vazão de vapor com possível formação excessiva de espuma. O aumento repentino da pressão provoca condensação do vapor e a diminuição da vazão de vapor podendo causar a passagem de líquido.

1.3.2 Restrições na separação

A separação é limitada pela quantidade de refluxo disponível e pelo número de pratos na coluna.

1.3.3 Restrições na transferência de calor

Calor é adicionado na base da coluna para gerar uma corrente interna de vapor, enquanto que no topo da coluna o calor é retirado para condensar a corrente de vapor e gerar uma corrente interna em fase líquida.

Se a temperatura do fundo aumenta, o gradiente de temperatura entre o resíduo e o fluido de aquecimento diminui, causando um decréscimo na transferência de calor.

1.3.4 Restrições de temperatura e pressão

Temperatura e pressão não podem se aproximar das condições críticas, pois o fluxo hidráulico depende da diferença entre a massa específica da fase líquida e gasosa. Além disso, algumas substâncias são termicamente sensíveis.

1.4 Esquemas típicos de controle de colunas de destilação

Existem um número grande de possibilidades para a estrutura¹ do sistema de controle de colunas de destilação.

A nomenclatura tradicional (o jargão) apenas explicita as variáveis manipuladas utilizadas no controle da qualidade da separação. Na Tabela 1.01, observamos alguns exemplos de pares PV-MV.

Tabela 1.01: Alguns exemplos de pares PV-MV para colunas de destilação

Nome da estrutura	Malha de controle da qualidade da separação	Malha de controle dos níveis dos vasos de de topo e fundo
-------------------	---	---

¹ Entenda por estrutura do sistema de controle, ao par PV-MV, com as malhas devidamente sintonizadas.

	MV	PV	MV	PV
R-V	R	Qualidade do topo	D	nível do topo
	V	Qualidade da base	B	nível do fundo
D-V	D	Qualidade do topo	R	nível do topo
	V	Qualidade da base	B	nível do fundo
RR-V	RR	Qualidade do topo	D	nível do topo
	V	Qualidade da base	B	nível do fundo
R-B	R	Qualidade do topo	D	nível do topo
	B	Qualidade da base	V	nível do fundo
RR-BR	RR	Qualidade do topo	D	nível do topo
	BR	Qualidade da base	V	nível do fundo

O controle simultâneo de duas composições ou temperaturas é denominado de **controle dual** (***dual composition control***). Esta estrutura de controle, quando funciona, é a mais indicada. Entretanto, em muitos casos, é impossível controlar as duas malhas, então apenas uma variável é controlada, **controle singular** (***single composition control***).

As vezes apenas o controle singular é possível, isto é devido a uma das seguintes razões:

- a) Controle dual é mais difícil de sintonizar
- b) Frequentemente a medição direta da concentração é onerosa ou mesmo impossível, neste caso devemos utilizar a temperatura para estimar a concentração (controle inferencial). Neste caso, muitas vezes somente existe um prato no qual a medição da temperatura representa adequadamente a separação.

2 GRAUS DE LIBERDADE

A análise dos graus de liberdade de um processo indica o número máximo de variáveis controladas que este processo pode ter, e pode ser obtida de duas maneiras: pela análise quantitativa do sistema e pela análise qualitativa.

No cálculo dos graus de liberdade para os propósitos de controle são eliminados alguns graus devido às perturbações externas pois apesar da intensidade desse distúrbio ser desconhecida o processo “reconhece” (reage à perturbação), diminuindo assim os graus de liberdade. Observe que para os propósitos de projeto estacionário de colunas de destilação essas variáveis aumentam os graus de liberdade.

2.1 Análise quantitativa

Para os propósitos do controle de processos a definição de graus de liberdade de um sistema tem uma pequena diferença em relação a definição utilizada no projeto de um processo.

Para nós graus de liberdade F pode ser definido como

$$F = V - (E+P+D+C) \quad (2.01)$$

onde V - n° de variáveis

E - n° de equações

P - n° de parâmetros conhecidos

D - n° de distúrbios externos

C - n° de controladores

Se F for **maior** que 0 (zero) então o processo (ou pelo menos alguma variável de processo) não estará sob controle.

Se F for **menor** que 0 (zero) então existem controladores em excesso e eles estarão “brigando” entre si, um tentando suplantar o outro.

Portanto para um processo estar sob controle o número de controladores deve ser igual a:

$$C = V - (E+P+D) \quad (2.02)$$

Exemplo: Graus de Liberdade numa coluna binária ideal.

Para uma coluna de destilação binária ideal (neste caso não é necessário fazer o balanço de energia para modelar o processo)² temos a seguinte análise quantitativa dos graus de liberdade do sistema:

Variáveis (V)

Vazão e composição da alimentação (F e z)	=	2
Composição nos pratos (x_n e y_n)	=	$2.N_T$
Escoamento líquido dos pratos (L_n)	=	N_T
Holdup de líquido nos pratos (M_n)	=	N_T
Composição do refluxo (x_D)	=	1
Vazão de refluxo (R)	=	1
Vazão de destilado (D)	=	1
Holdup no tambor de refluxo (M_D)	=	1
Vazões no fundo (V e B)	=	2
Composição da base (x_B e y_B)	=	2
Holdup da base (M_B)	=	1
		$4.N_T + 11$

Número de equações (E)

Balanço molar nos pratos	=	N_T
Balanço de massa total	=	N_T
Equilíbrio nos pratos	=	N_T
Equilíbrio na base	=	1
Hidráulica	=	1
Balanço molar no tambor de refluxo	=	1
Balanço global no tambor de refluxo	=	1
Balanço molar na base	=	1
Balanço global na base	=	1
		$4.N_T + 5$

² Para uma discussão mais detalhada consulte o **apêndice 1: Operações Unitárias em Regime Transiente – Balanços de Massa, Energia e Momentum Aplicados a Processo Químicos**.

Distúrbios externos (D):

$$\text{Vazão e composição da alimentação (F e z)} = 2$$

Graus de liberdade (C) - número de controladores:

$$\mathbf{C = V - (E+D) = 4.N_T+11 - (4.N_T+ 5+2) = 4} \quad \mathbf{(2.03)}$$

Portanto podemos instalar 4 controladores:

- 1 controlador do nível do tambor de refluxo (M_D)
- 1 controlador do nível da base da coluna (M_B)
- 1 controlador de composição do destilado (x_D)
- 1 controlador de composição do fundo (x_B)

Na verdade temos mais 1 controlador responsável pela pressão da coluna. Esta variável não aparece no modelo porque consideramos pressão constante ao longo da coluna.

Para uma coluna multicomponente ao listar todas as variáveis e então subtrair o número de equações e distúrbios externos chegamos a conclusão que o número de graus de liberdade é o mesmo encontrado para coluna binária ideal, acrescida do número de retiradas laterais.

2.2 Análise qualitativa

Outra maneira de estudar os graus de liberdade de um sistema é através da análise qualitativa. A vantagem desta reside no fato de que esta exige o entendimento minucioso dos fenômenos físicos presentes de forma e não apenas de uma análise “fria” do número de equações e incógnitas.

Além disso, análise qualitativa nos dá indicações para o projeto do sistema de controle, apontando as possíveis variáveis medidas, manipuladas e controladas

Para este estudo vamos considerar as seguintes partes de uma coluna de destilação multicomponente:

- (a) uma seção da coluna;
- (b) seção de esgotamento e seção de retificação;
- (c) seção de esgotamento e seção de retificação mais refeedor e condensador;
- (d) seção de esgotamento e seção de retificação mais refeedor e condensador mais tanque de refluxo e acúmulo de produto no fundo da coluna: coluna completa.

2.2.1 Uma seção da coluna

Na Figura 2.01 observamos uma seção de uma coluna de destilação, o seu propósito é assegurar o contato em contracorrente das correntes de vapor e líquido do interior da coluna. Estas vazões internas dependem de quatro correntes externas: vapor entrando e saindo (V_{in} e V_{out}), líquido entrando e saindo (L_{in} e L_{out}).

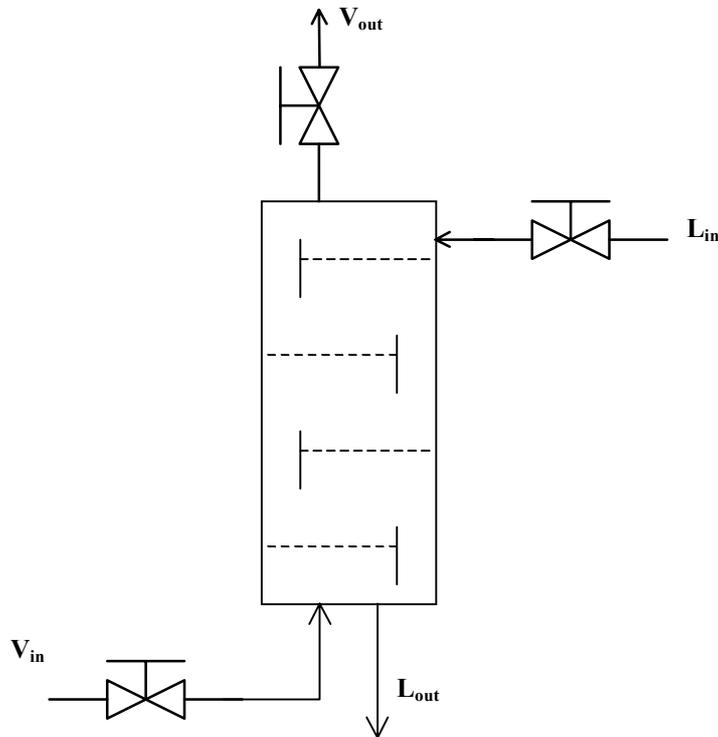


Figura 2.01: Seção de uma coluna de destilação

A transferência de massa entre as fases depende das condições da alimentação das correntes de entrada, isto é depende da composição, temperatura (entalpia) e vazão. Porém, em geral apenas a vazão é possível manipular diretamente.

Vamos supor que existem válvulas de controle localizadas em V_{in} e V_{out} . Se essas vazões não estão balanceadas, o acúmulo de vapor dentro dessa seção da coluna irá aumentar ou diminuir. Conseqüentemente ocorrerá uma mudança na pressão, causando uma evaporação ou condensação nos pratos. Portanto uma maneira simples para manter constante a pressão (variável controlada) é manipular uma dessas correntes (V_{in} ou V_{out} , variáveis manipuladas), evitando evaporação ou condensação fortes e assegurando uma operação estável da coluna.

O acúmulo de líquido em cada prato é um sistema auto-regulador (o nível de líquido em cada estágio atinge o estado estacionário quando o efluente de líquido se iguala ao afluyente neste mesmo prato).

Utilizando esta característica instala-se uma válvula de controle em L_{in} (variável manipulada) e L_{out} é deixado livre, com o intuito de fechar o balanço de material na seção. Em teoria é possível controlar o nível em cada estágio pelo uso de uma válvula de controle localizada na corrente descendente de líquido de cada prato, mas isso é impraticável.

O fluxo de vapor e a pressão também têm influência no fluxo de líquido, mas isto, ainda que considerável, é apenas transitório e, por isso, não deve ser usado para fins de controle do fluxo de líquido. Finalmente, se o líquido que entra (L_{in}) está sub-resfriado, ele pode condensar parte do vapor da coluna. Podemos, portanto, conceber, neste caso, o uso de L_{in} para o controle de pressão, ao invés de uma das correntes de vapor. Entretanto, na maioria dos casos reais, o sub-resfriamento de L_{in} é transitório e não é suficiente para assegurar um controle de pressão satisfatório.

Assim, chegamos ao todo a três válvulas de controle para uma seção de uma coluna, com uma das válvulas de controle do fluxo de vapor sendo usada para controle de pressão. Veja Figura 2.01.

Quando o fluxo de vapor é muito menor que o fluxo de líquido, grande parte do vapor condensa em cada prato. Então é desejável instalar interaquecedores de calor para manter um razoável fluxo de vapor (Figura 2.02), sendo o calor transferido ajustado por uma válvula de controle adicional posta, por exemplo, na linha de suprimento do fluido de aquecimento (por exemplo, vapor d'água), que será mais uma variável manipulada.

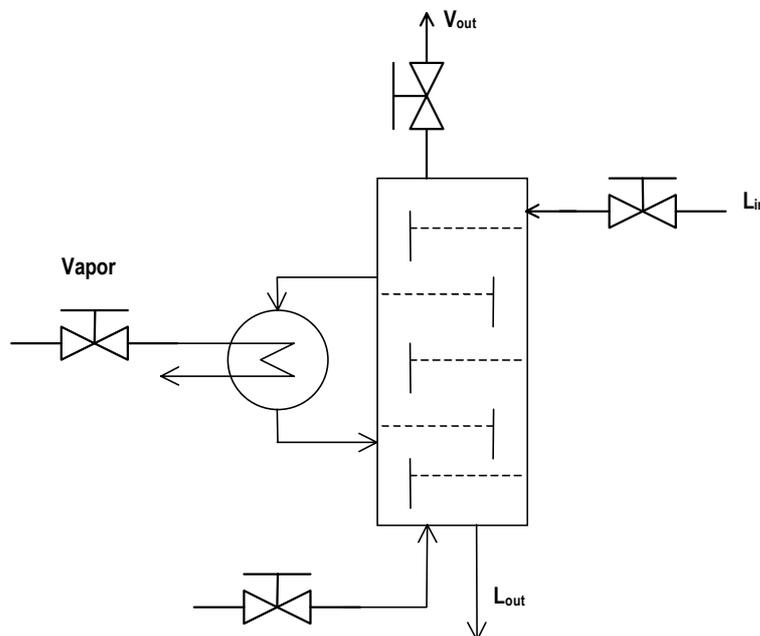


Figura 2.02: Seção de uma coluna de destilação com intercambiador de calor

2.2.2 Seção de esgotamento e seção de retificação

Vamos considerar agora a combinação de duas seções de uma coluna de destilação: uma seção de retificação e uma seção de esgotamento, com uma alimentação entre elas. Usualmente esta combinação é encontrada simplesmente colocando a primeira seção (retificação) no topo da segunda, sem qualquer válvula de controle nos fluxos de vapor ou de líquido entre as seções (Figura 2.03). Conseqüentemente temos o mesmo número de válvulas de controle que tínhamos para uma única seção, exceto pelo controle adicional das condições da alimentação.

O controle da alimentação geralmente compreende de uma válvula para ajustar a sua vazão F (variável controlada e manipulada) e, se houver um pré-aquecedor, uma válvula para modular a vazão do fluido de aquecimento H_F (variável manipulada) e assim ajustar a entalpia da alimentação (variável controlada). A composição de carga geralmente não é possível de ser controlada.

Então chegamos a um total de 3 variáveis controladas e manipuladas (L_{in} , V_{in} , e V_{out}) ou 4, se incluir o controle da vazão da alimentação (F), ou 5, se incluir o controle da temperatura da alimentação (H_F).

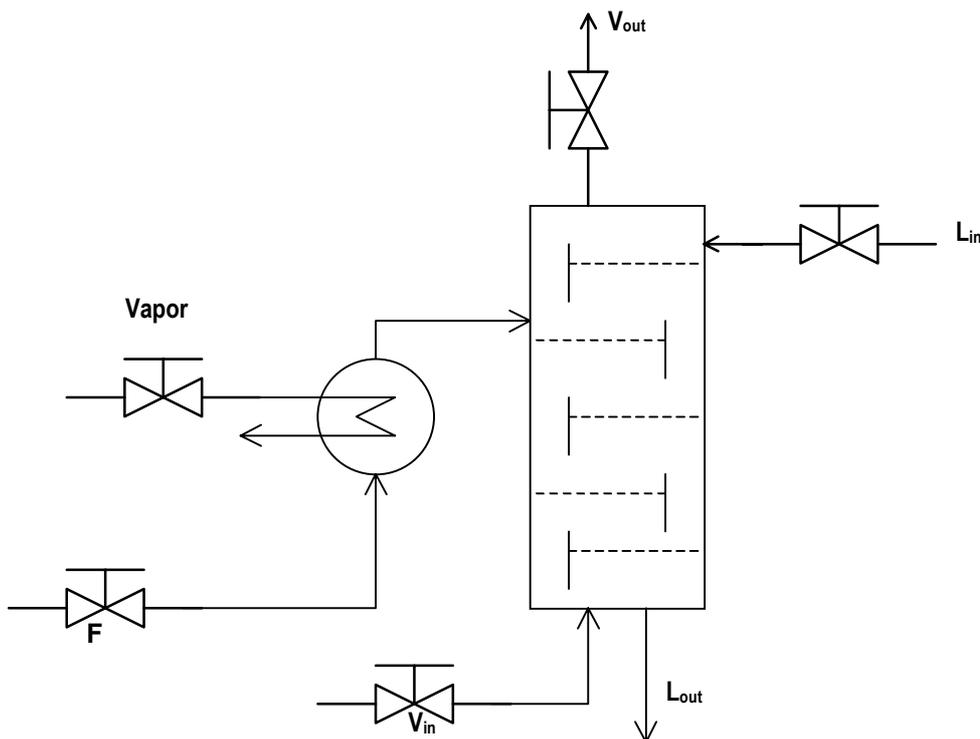


Figura 2.03: Duas seções de uma coluna de destilação com pré-aquecedor de carga

2.2.3 Seção de esgotamento e seção de retificação mais refeedor e condensador

O fluxo de vapor de entrada V_{in} é gerado no refeedor localizado na seção de esgotamento. É prática comum conectar a saída do vapor do refeedor diretamente na coluna, pois a colocação de válvula de controle para V_{in} , vista na Figura 2.03, deve ser trocada por outra que module a transferência de calor para o refeedor. Na Figura 2.04 vemos a válvula de controle manipulando o fluxo do fluido de aquecimento (por exemplo vapor d'água).

Para assegurar que sempre haja líquido a ser vaporizado no refeedor, garantindo assim uma operação mais segura deste equipamento, é criada no fundo da coluna uma “represa” que retém uma certa quantidade de líquido. Veja Figura 2.04.

Assim a introdução de um refeedor e de um condensador não muda o número total de válvulas de controle necessárias, simplesmente causa a troca das válvulas que modulam V_{in} e V_{out} pelas que manipulam a corrente do fluido de aquecimento H e do fluido refrigerante C , respectivamente.

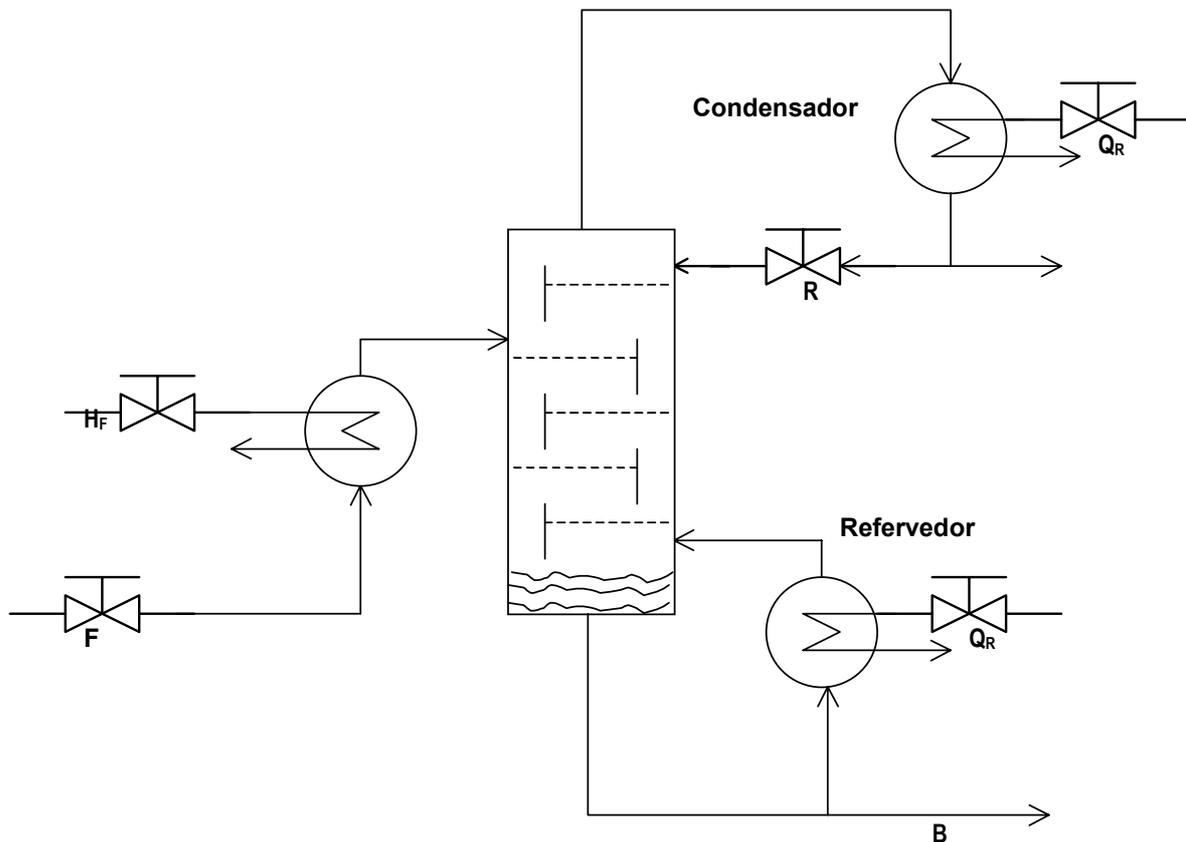


Figura 2.04: Coluna de destilação sem tanque de refluxo

2.2.4 Retirada de produtos

Se não houver um vaso acumulador no topo e o acúmulo de líquido do condensador não estiver sob controle automático, mas apenas representar a condição de auto-regulagem, o fluxo de produto de topo (D) será determinado pela taxa de condensação e por L_{in} (ou melhor pelo refluxo R). Sob condições similares, a vazão do produto de fundo (B), será determinado pelo fluxo de líquido vindo do último prato (L_{out}) e pela taxa de evaporação no refeedor. Não existirá, portanto, válvulas de controle adicionais.

Porém se um dos produtos ou ambos forem removidos nas fases líquida e vapor (veja Figura 2.05), será necessário acrescentar uma ou duas válvulas de controle para manipular tais vazões. Uma vez que D_V e B_V influenciam no acúmulo de vapor na coluna eles podem ser usados para controle de pressão. Neste caso, um total de 04 (quatro) variáveis manipuladas estão disponíveis para controle da pressão de coluna: H , C , D_V e B_V .

Entretanto na maioria das instalações industriais as correntes de produtos são removidas apenas em uma fase, e frequentemente esta é a fase líquida ($D_V = 0$ e $B_V = 0$)

Quando um produto intermediário é removido de um prato, é necessário acrescentar mais uma válvula de controle, uma para cada retirada lateral.

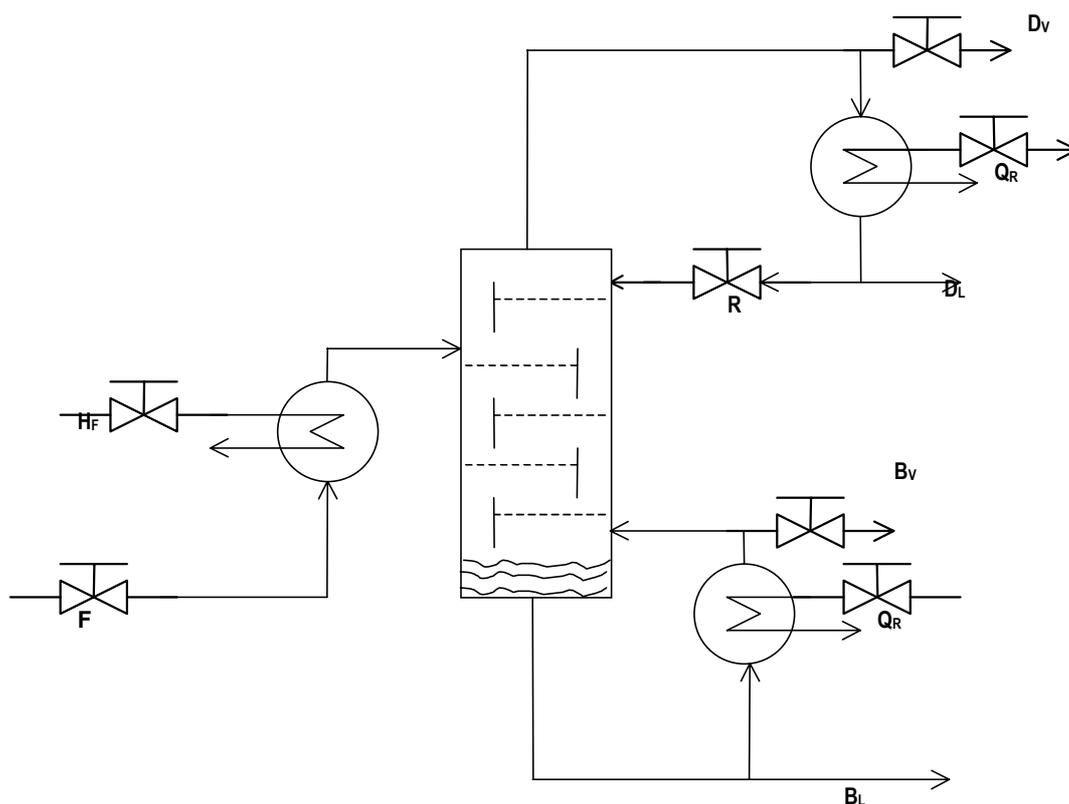


Figura 2.04: Coluna de destilação sem tanque de refluxo, com retiradas na fase vapor

2.2.5 Controle de composição e de temperatura

A finalidade de uma unidade de destilação é a separação de uma mistura em duas ou mais correntes com composições especificadas, logo é essencial que seja feito o controle da qualidade do destilado ou do produto de fundo.

Para controlar a qualidade do destilado podemos manipular a vazão de refluxo R , pois com o aumento do refluxo o destilado tende a ficar mais rico nos produtos mais leves. Analogamente a composição do produto de fundo pode ficar mais rica em substâncias mais pesadas se for aumentada a vazão do fluido de aquecimento do refeedor.

Portanto o L_{in} (que é R) é uma variável manipulada que controla, por exemplo a qualidade do destilado (variável controlada), enquanto o V_{in} (na verdade H) é outra variável manipulada associada com a qualidade do produto de fundo (variável controlada).

Porém a medição em linha da composição é uma tarefa complexa e cara. Como solução alternativa utiliza-se a temperatura para inferir a composição, nestes casos a variável controlada é a temperatura ou a diferença de temperatura entre dois pratos da coluna.

2.2.6 Torre de destilação completa

As partes que compõe uma coluna de destilação são:

- (1) seção de esgotamento;
- (2) seção de retificação;
- (3) refeedor;
- (4) condensador;
- (5) tanque de refluxo;
- (6) acumulador de produto de fundo (base da coluna).

O tanque de refluxo e o acúmulo de produto no fundo da coluna são necessários pois, normalmente, a retirada de produtos é promovido por bombas, portanto faz-se necessário a existência de um acumulador de líquido na sucção dessas bombas para evitar a cavitação da mesma, ou que as mesmas funcionem sem líquido para bombear. Além disso esses acumuladores atenuam possíveis variações na qualidade dos produtos, pois funcionam como tanques-pulmão. Logo, na presença do tambor de refluxo e do acúmulo de líquido no fundo da coluna, é necessário acrescentar duas válvulas de controle, cada uma controlando um nível. Por exemplo, para controlar o nível do tambor de refluxo poderíamos manipular a vazão do destilado (D_L), enquanto que para controlar o nível do fundo da coluna poderíamos manipular a vazão do produto de fundo (B_L). Veja Figura 2.05.

Concluindo, para que uma torre de destilação, com destilado e resíduo apenas da fase líquida, esteja sob controle é necessário instalar 5 válvulas de controle (6 se for necessário controlar a vazão da alimentação e 7 se for necessário controlar a temperatura da alimentação), mais uma quantidade de válvulas igual ao número de retiradas de produtos nos pratos intermediários, mais o número de inter-cambiadores de calor instalados ao longo da coluna.

2.2.7 Resumindo

Possíveis Variáveis manipuladas:

1. F - vazão da alimentação
2. HF - vazão fluido aquecimento da alimentação*
3. R - vazão de refluxo
4. C - vazão de fluido refrigerante para condensador
5. H - vazão de fluido de aquecimento para refeedor
6. DL - vazão de produto de topo na fase líquida
7. BL - vazão de produto de fundo na fase líquida
8. Lr - vazão de produto em prato intermediário*
9. Hr - vazão de fluido de aquecimento para o trocador de calor intermediário, quando for o caso
10. DV- vazão de produto de topo na fase vapor, quando for o caso
11. BV- vazão de produto de fundo na fase vapor, quando for o caso

Possíveis Variáveis controladas:

1. vazão da alimentação
2. entalpia da alimentação
3. composição do destilado (produto de topo)
4. pressão da coluna
5. composição do resíduo (produto de fundo)
6. nível tambor de refluxo
7. nível fundo da coluna
8. vazão de produto em prato intermediário
9. vaporização nos aquecedores intermediários

A combinação dos pares de variáveis controladas/manipuladas mais adequados em alguns casos é óbvia, em outros existem várias possibilidades. Por exemplo: a vazão e a entalpia da alimentação obviamente só podem ser controladas por F e H_F , respectivamente; mas o nível do tambor de refluxo pode ser controlado por R ou por D . A escolha desses pares é o assunto tratado a seguir.

2.3 Multiplicidade de estados estacionários

Um fato importante deve ser mencionado: existem processos que apresentam multiplicidade de estados estacionários, de modo que, a depender do procedimento de partida da planta, diferentes estados estacionários podem ser alcançados.

Quando ocorre multiplicidade de estados estacionários as saídas de um processo podem ser diferentes para as mesmas entradas, e vice-versa. Pode ocorrer que o sistema opere em um ponto no qual o sistema de controle não consiga mais satisfazer as condições operacionais, ou seja, acontece a saturação do sistema de controle (saída do controlador 0% ou 100%, válvulas totalmente fechadas ou abertas, variáveis abaixo ou acima do range dos instrumentos, etc.). Portanto os procedimentos operacionais de partida e de parada de uma planta de ser criteriosamente estabelecidos.

3 SELEÇÃO E LOCALIZAÇÃO DOS ELEMENTOS PRIMÁRIOS E FINAIS DE CONTROLE

Um sistema de controle de colunas de destilação têm os seguintes objetivos:

- a) manter a estabilidade operacional, ou seja o inventário de massa e energia na coluna;
- b) garantir a separação desejada

Esses objetivos são alcançados pelos por 2 níveis de controle:

- c) controle do inventário,
- d) controle da separação.

As plantas químicas são formadas pela combinação de diversas unidades (ou equipamentos). Essas unidades estão conectadas entre si de maneira que a modificação do estado (vazão, temperatura, pressão e composição) altera a operação de unidades e jusante (às vezes também a montante). Portanto o sistema de controle de uma unidade **não** pode ser visto isolado, independente do comportamento global da planta. Ou seja, não podemos perder de vista que a coluna é apenas uma unidade da planta, portanto ela afeta e é afetada por mudanças operacionais de unidades a montante ou a jusante.

Portanto não podemos operar a coluna buscando atender estritamente seus objetivos. Por outro lado algumas informações que não estão disponíveis, devido a falta de medição, podem ser obtidas ou inferidas de medições nas unidades a montante e/ou a jusante da coluna. O sistema de controle de uma coluna de destilação é apenas uma parte do sistema de controle global da planta. O sistema global de controle de um processo (**plantwide process control**) é um importante tópico que deve sempre ser considerado no projeto do sistema de controle, mas que, devido ao pequeno espaço de tempo, infelizmente, não podemos abordar neste curso.

Em capítulos anteriores discutimos a estrutura de controle (pares VM/VC) e verificamos que a escolha errada da mesma compromete o desempenho do processo. Porém, também, é comprometedora a seleção e localização inadequada da instrumentação da malha de controle.

3.1 Regras gerais para seleção e instalação de sensores

Para que um sistema de controle funcione adequadamente deve-se escolher criteriosamente o local e/ou tipo de sensores e válvulas de controle a serem utilizadas. De nada adianta utilizar uma moderna tecnologia digital e sofisticadas estratégias de controle se os instrumentos de medição e as válvulas forem inadequadas.

A seguir apresentamos um resumo das principais características a serem observada na seleção, instalação e/ou dimensionamento da instrumentação de uma planta:

3.1.1 Localização dos sensores

Colunas de destilação são processos com variáveis distribuídas, isto é, processos cujas propriedades mudam com a posição espacial. Composições, temperaturas e pressões se modificam ao longo da coluna. A escolha apropriada do local de instalação do instrumento é fundamental para a eficiência do sistema de controle. Devido a importância deste item, iremos tratá-lo com maior profundidade na **seção 3.7**.

3.1.2 Tipos de analisadores

A medição da composição das correntes de saída é essencial em todas as estratégias de colunas de destilação. Muitas vezes a composição é inferida a partir da temperatura, porém nem sempre esse sistema é eficaz, nesses casos a instalação de analisadores é imprescindível. Outras vezes só é possível melhorar o desempenho do sistema de controle se existir a análise on-line de composição.

3.1.3 Escolha do componente a ser controlado

Não é possível manter sob controle todas as composições de todos os componentes. Outras vezes não dispomos de métodos analíticos eficientes para determinadas substâncias, por exemplo, é mais fácil e apresenta uma menor incerteza a medição de componentes que tem menor concentração. Portanto a escolha correta de qual substância a ser controlada é um importante fator para o sucesso da estratégia de controle da coluna.

3.1.4 Sensibilidade do elemento primário de medição

A faixa de trabalho (*span*) do instrumento influencia decisivamente na sensibilidade da medição - uma faixa larga implica em baixa resolução e perda de sensibilidade do sistema, uma faixa estreita leva a saturação da malha.

3.1.5 Reprodutividade da medição

Se a indicação do sensor não se repete para os mesmos estados do sistema, a malha de controle reagirá de forma diferente, afetando a estabilidade da operação da coluna. Este problema torna-se mais crítico quanto mais integrado for a planta, pois essa instabilidade causada pelo erro na medição é conduzida às unidades a jusante (ou montante).

3.1.6 Confiabilidade dos sensores

A falha dos instrumentos pode causar sérios danos à operação da unidade, portanto deve-se utilizar instrumentos com elevado tempo médio entre falhas (*medle time between fails - MTBF*) e pequeno tempo médio para reparo (*medle time to repair - MTTR*). Quando a medição é crítica pode-se utilizar redundância (dupla ou tripla) de instrumentos e um algoritmo para escolha da medição mais correta. Esquemas para detecção e diagnóstico de falhas também podem ser utilizados.

3.2 Regras gerais para seleção e instalação de válvulas de controle

Para a seleção, instalação e/ou dimensionamento de válvula de controle devemos observar os seguintes pontos:

3.2.1 Faixa de controlabilidade (range)

As válvulas são dimensionadas para trabalhar dentro de uma faixa de abertura - entre 10% e 90% de abertura. Uma válvula de controle não pode ser subdimensionada, pois a mesma trabalharia a maior parte do tempo muito próximo da abertura máxima, neste caso o sistema de controle não teria flexibilidade (operação perto da saturação), além disso não existiria uma relação linear entre abertura e vazão fluido através da válvula. No caso de superdimensionamento a válvula trabalharia perto da abertura mínima, novamente a operação estaria perto da saturação e a linearidade entre abertura e vazão não ocorreria.

3.2.2 Resolução

A resolução da válvula representa uma limitação física quanto ao possível ajuste da vazão. Tipicamente essa resolução é no mínimo 2% da vazão máxima, conseqüentemente a robustez (capacidade de absorção de incertezas) do sistema de controle deve suportar 2% de variação na variável manipulada. Portanto dificilmente é garantido atingir o estado estacionário desejado em um sistema que requer um controle de vazão com repetitividade maior que 90%.

3.2.3 Linearidade

Normalmente a característica inerente é diferente da característica instalada de uma válvula de controle. Outro fenômeno que pode ocorrer é a modificação dessa relação, entre posição da abertura e fluxo, com a variação das condições operacionais, representado um comportamento altamente não linear da válvula. Esta não linearidade torna-se mais crítica em processos lentos. Portanto é imprescindível uma seleção criteriosa da característica de vazão da válvula de controle (por exemplo, se linear ou igual porcentagem), mas que, infelizmente, não podemos abordar neste curso.

3.2.4 Dimensionamento de válvulas de controle

A dimensão de uma válvula de controle é representada pela sua capacidade de vazão (CV). Geralmente as válvulas de controle são projetadas para permitir a passagem da vazão nominal de operação quando a mesma está 50% aberta. O subdimensionamento (superdimensionamento) de uma válvula provoca que a mesma opere quase toda aberta (fechada), aumentando a não-linearidade e diminuindo a controlabilidade do sistema de controle, além de diminuir seu tempo de vida útil.

Outra questão a observar durante a especificação de uma válvula de controle é sua característica de vazão: se linear, igual porcentagem, abertura rápida, etc. É importante ficar atento que a característica inerente (obtida em bancada com ΔP aplicado na válvula constante) pode ser modificada quando a válvula for instalada no campo. A maioria das válvulas tem característica inerente igual porcentagem, mas que se transformam em linear quando instalada, pois na planta industrial, na maioria das vezes, está submetida a um ΔP variável.

3.2.5 Resposta dinâmica

Como toda máquina, a válvula de controle demora um certo tempo para reagir ao comando. Porém, via de regra, a constante de tempo das válvulas de controle são muitas vezes menores que a do processo, mas se isso não ocorrer a válvula pode até instabilizar a operação do processo.

Também devemos ficar atento à histerese que toda válvula apresenta, isto é, à forma como a vazão é modulada quando a válvula está abrindo é diferente quando ela está fechando.

Por fim, é importante destacar, que a válvula de controle deve ser instalada o mais perto possível do processo que queremos controlar, desta forma o tempo morto e a constante de tempo do processo é diminuída.

3.2.6 Localização

O local de instalação da válvula de controle depende da estratégia de controle escolhida.

3.3 Instalação da instrumentação para controle do inventário

O controle do inventário da coluna - holdup de líquido e/ou vapor nos pratos, base, condensador e tambor de refluxo - é a primeira condição que deve ser estabelecida na partida e operação de uma coluna de destilação. Esse controle é realizado através da manipulação dos fluxos de massa e energia da coluna (vazões de alimentação, fluido refrigerante, vapor d'água, destilado e resíduo). A escolha do tipo e local de instalação dos elementos primários de medição utilizados neste nível de controle é simples, não requerendo análises mais profundas. Por outro lado a definição da estrutura de controle (escolha dos pares variável controlada-manipulada) necessita uma análise criteriosa e afetará o local de instalação da válvula de controle, essa definição também influenciará no estabelecimento do controle da separação.

3.4 Instalação da instrumentação para controle da separação

O segundo nível de controle de uma coluna de destilação é o de composição das correntes de saída. A definição da variável controlada depende do sensor que será instalado, e vice-versa - por exemplo: a variável controlada será a pureza da corrente do destilado (99,3%) ou a impureza (0,7%), também pode-se optar pela corrente do fundo, ou pelas duas. A escolha dos pares variável manipulada-controlada, e conseqüentemente da localização das válvulas de controle, deve ser realizada com as possibilidades deixadas pelo controle de inventário, essa escolha é dificultada pelo grande número de combinações existentes: além disso sempre alguma variável de processo é "sacrificada" para que o sistema de controle possa satisfazer os objetivos prioritários. Outra decisão complicada é quanto ao tipo e localização do sensor.

3.5 Seleção da variável medida: temperatura versus Composição

Historicamente a temperatura tem sido a variável medida mais utilizada no monitoramento (inferência) e controle da separação, pois os instrumentos de medição de temperatura são simples, tem resposta rápida, relativamente baratos, seguros, têm alta padronizações e não requerem um complicado sistema de amostragem. Em torno de 75% das colunas de destilação utilizam a temperatura para inferir a qualidade da separação. Contudo, para muitas colunas, o controle de temperatura não satisfaz os objetivos da separação, nesses casos a medição direta da composição deve ser considerada.

3.5.1 Limitações dos termômetros

A inferência da composição a partir da temperatura só é exata para sistema binário, com a compensação da variação da pressão. Apesar disto a composição dos sistemas multicomponentes pode ser inferida a partir da sua temperatura.

Além disso existem misturas multicomponentes não-ideais, com comportamento termodinâmico complexo, no qual a temperatura é um fraco indicador da composição, mesmo com a compensação da pressão. Por exemplo numa unidade de recuperação de ácido acético (trata-se de uma destilação azeotrópica) o controle da temperatura tem um baixo desempenho.

3.5.2 Limitações dos analisadores

Apesar do desenvolvimento de novas tecnologias para instrumentação analítica tornarem a cada dia mais viáveis o uso de analisadores on-line em controle de processos, e das vantagens que o controle da composição apresenta, ainda hoje esses instrumentos tem certas limitações:

Custo: Analisadores on-line de processos geralmente tem custo inicial e de manutenção elevados.

Estrutura auxiliar: Analisadores em-linha de processos requerem equipamentos auxiliares (amostradores, condicionadores de amostras, padrões para calibração, ambientes condicionados) que devem ser projetados, comprados e mantidos.

Tempo de resposta: a maioria analisadores são relativamente lentos, particularmente se um mesmo instrumento multiplexa muitas correntes.

Aplicação específica: ao contrário dos termômetros, os analisadores são específicos para cada aplicação.

Porém existem situações em que a relação custo/benefício é favorável à instalação de analisadores, nesses casos essa alternativa deve ser utilizada.

No gráfico da Figura 3.01 observamos o desempenho do sistema sem controle, com controle simples da temperatura, com controle dual da temperatura (topo e fundo), e com controle direto da composição. Dos três sistemas o de controle direto, apesar de controlar apenas uma corrente, foi o que teve melhor desempenho. Este resultado demonstra que a definição da estratégia de controle de uma coluna de destilação deveria ser realizada após ser testado várias alternativas: controle simples e dual da temperatura, controle simples e dual composição, estruturas mais complexas, etc. Infelizmente na prática este procedimento raramente é seguido, como consequência a separação é inadequada ou tem um custo operacional maior do que o mínimo possível, pois terá um maior consumo de utilidades e de energia, maior perda do produto por uma das correntes de descarga, re-processamento de cargas ou menor carga na coluna.

3.6 Sensibilidade das malhas de controle

A sensibilidade de uma malha de controle, isto é, o quanto o processo é sensível a uma mudança na saída do controlador, Figura 3.01, é determinado por:

$$S_j = \frac{\partial B_j}{\partial O_j}$$

onde	S_j	-	sensibilidade da malha j
	B_j	-	signal de saída do elemento de medição j
	O_j	-	signal de saída do controlador j
	M_j	-	variável manipulada j
	C_j	-	variável controlada j
	G_v	-	modelo matemático da válvula de controle
	G_p	-	modelo matemático do processo
	G_m	-	modelo matemático do sistema de medição

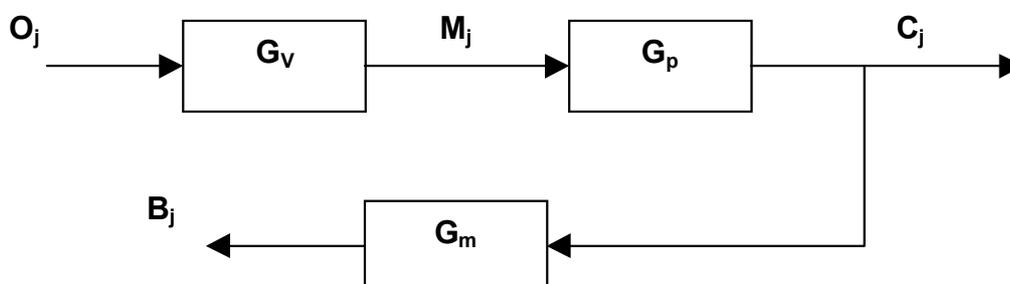


Figura 3.01: Diagrama de blocos do fluxo de sinal de uma malha de controle

A sensibilidade ideal para uma malha geralmente está em torno de 1%.

Uma alta sensibilidade ($S_i \gg 1$) ou baixa sensibilidade ($S_i \ll 1$) diminui o desempenho do controlador. Por exemplo: considere uma válvula linear com uma resolução de $\pm 1\%$ e que a mesma deve estar 50% aberta para garantir que o estado estacionário seja alcançado. Nessas condições a abertura da válvula vai oscilar entre 49% e 51%, ou seja numa faixa de 2%. Se a sensibilidade da malha é de 10% isto implica que a variável controlada vai oscilar numa faixa de 20%, neste caso temos uma alta sensibilidade. Agora se a sensibilidade fosse de 0,01% uma mudança no sinal de saída do controlador de 0 a 100% provocaria uma variação no sensor de apenas 1%, o que provocaria a saturação da malha e processo não estaria sob controle, devido a baixa sensibilidade.

Portanto, a definição das faixas de medição e escolha do **Cv** da válvula de controle são críticos para a correta especificação da malha de controle.

3.6.1 Alta sensibilidade

Esta situação pode ser causada pela super-especificação da válvula de controle, pois um sinal para válvula provoca uma grande variação da vazão. Outra consequência da super-especificação é a redução da resolução da válvula.

A escolha de uma pequena faixa (span) do elemento primário de medição causa a saturação do instrumento, mesmo para pequenas variações na variável medida. Como consequência a saída do sensor será ou mínima (0%) ou máxima (100%) a maior parte do tempo fazendo com que a malha de controle seja do tipo tudo-ou-nada.

3.6.2 Baixa sensibilidade

A baixa sensibilidade é mais comum acontecer nas malhas de controle de colunas de destilação. Pode ser provocada pela escolha de uma faixa (span) grande para o sensor. Para compensar a baixa sensibilidade da malha, o ganho do controlador deve ser grande, nesses casos o ruído, que toda medição carrega, começa a ser inconveniente, devido ao efeito amplificador do controlador. A solução é diminuir o ganho do controlador, diminuindo a capacidade do controlador, ou instalando um filtro de sinal, que acrescenta um atraso à malha de controle.

A causa mais comum que determina a baixa sensibilidade em colunas de destilação é a escolha inadequada do local de instalação do elemento sensor.

Em uma separação de alta pureza, a variação da temperatura (ou composição) nos pratos das extremidades é muito pequena (baixa sensibilidade da malha), enquanto que em torno do prato de alimentação a variação é grande (alta sensibilidade). Nesse caso o problema pode ser resolvido pelo uso de múltiplos sensores.

3.7 Localização dos sensores de temperatura

A localização do(s) elemento(s) primário(s) de medição de temperatura depende de alguns fatores:

- Sensibilidade da temperatura do prato em relação a mudança da(s) variável(is) manipulada(s).
- Erro estático existente entre composição do produto e composição do prato onde esta sendo realizada a medição.
- Erro dinâmico existente entre composição do produto e composição do prato onde esta sendo realizada a medição.
- Tipo de distúrbio mais provável: se a perturbação na composição da alimentação tem um período igual ou superior a constante de tempo da coluna, o termômetro deve ser localizado perto do topo (para controle de x_D); entretanto se a composição muda com uma mais frequência, o termômetro deve ser localizado perto da alimentação.
- Incerteza na medição da temperatura.

Existem 5 critérios para definir o prato ótimo de medição. Cada método pode indicar um prato ótimo diferente ou então corroborar com o resultado de outro método. Em qualquer caso cabe ao engenheiro de processo/controlar escolher qual o prato de medição que mais adequado. Na Tabela 3.01 observamos o resultado da aplicação dos métodos que discutiremos a seguir. Nesta Tabela podemos verificar que existem 3 pratos candidatos a acomodar o poço de medição de temperatura.

Tabela 3.01: Comparação de métodos para determinação do prato ótimo de medição de temperatura

Método	Prato ótimo	Observações
Pratos sucessivos	#8 ou #9	depende da referência estabelecida
Simetria de sensibilidade	#4	um pouco menos simétrico o #8
Máxima sensibilidade	#7 ou #9	#7 para variações negativas na MV #9 para variações positivas na MV
SVD da matriz de sensibilidade	#7 ou #9	#7 para variações negativas na MV #9 para variações positivas na MV
Resposta à variação da composição da alimentação	#6 ou #14	#6 controle da composição da base #14 controle da composição do topo

É importante observar que os métodos descritos a seguir sempre estabelecem a temperatura como variável medida, porém os mesmos procedimentos podem ser aplicados, com exceção do último método, quando a variável medida é a concentração. Aliás o mais recomendado é que sempre sejam aplicados todos esses métodos para os perfis de temperatura e concentração, desta forma teremos mais certeza sobre o comportamento do processo.

A seguir apresentamos os métodos para determinação do prato ótimo de medição de temperatura:

- a) Tomando-se 2 pratos sucessivos, verifica diferença de temperatura entre o mais acima e o mais abaixo. Refaça esse cálculo ao longo de toda a coluna, descendo um prato por vez. Escolho o prato intermediário que apresentou o maior diferença, ou seja, o prato de medição é o que tem maior variação de temperatura entre os pratos. Desta forma, a influência da mudança da pressão e/ou da composição sobre a temperatura é minimizada. Na Figura 3.02, observamos o perfil de temperatura em estado estacionário de uma coluna de destilação. O reboiler é o prato 1 e o condensador o prato 22. Nas Figura 3.03, observamos o gráfico das diferenças entre as temperaturas de dois pratos sucessivos. Por esse método o prato de medição mais indicado é o 9 ou então o prato 8, a depender do prato de referência escolhido.

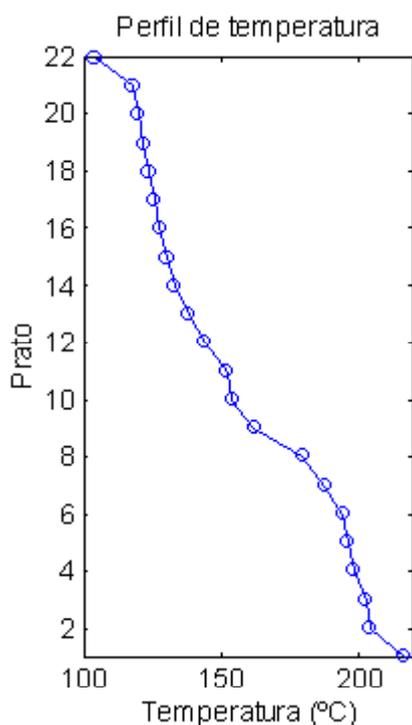


Figura 3.02

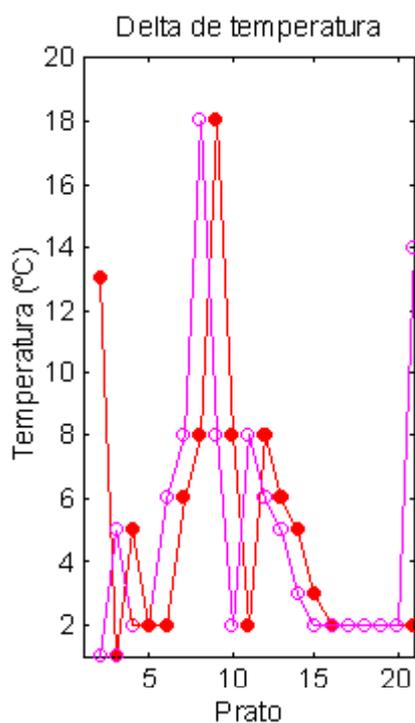


Figura 3.03

- - Referência no prato 1
- - Referência no prato 2

- b) Obtenho um perfil de temperatura para um certo valor da variável manipulada (vazão de refluxo ou carga térmica do refeedor, por exemplo), modifico a MV por variações positivas e negativas de mesma amplitude, escolho o prato que apresenta uma resposta simétrica. Esse método diminui problemas com não-linearidades. Aplicando esse método, podemos verificar na Figura 3.04 que o prato de medição mais indicado é o de número 4, mas também poderia ser o 8

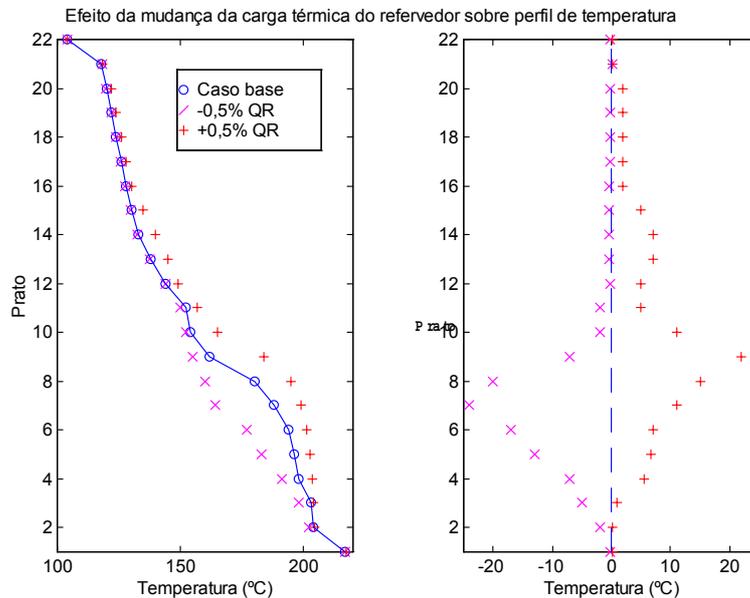


Figura 3.04: Efeito da mudança da variável manipulada (carga térmica do refeedor) sobre a temperatura nos pratos de uma coluna de destilação

- c) Ainda com os dados obtidos no item anterior, podemos avaliar a matriz de sensibilidade entre a MV e o perfil de temperatura. Na Figura 3.05 observamos que os pratos onde devem ser medidas as temperaturas são o de número 7 (para variações negativas na MV) e o de número 9 (para variações positivas na MV).

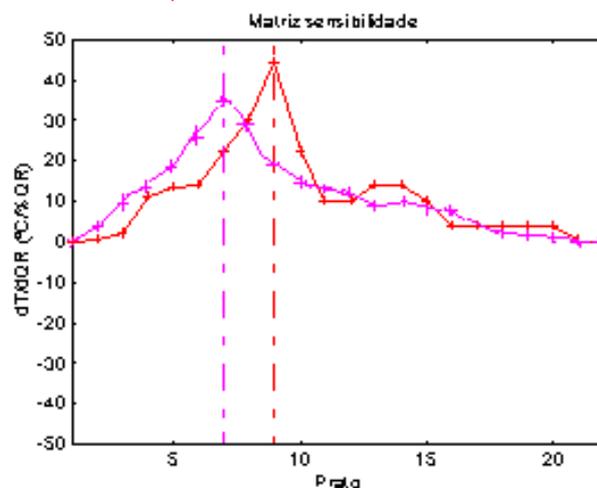


Figura 3.05: Sensibilidade da temperatura em relação à variável manipulada (carga térmica do refeedor) em uma coluna de destilação

- d) Se conhecemos a matriz sensibilidade da variável medida (temperatura ou composição em cada prato) em relação às variáveis manipuladas (refluxo e carga térmica, por exemplo), podemos aplicar a decomposição por valores singulares (SVD) nessa matriz e determinar quais os pratos de medição mais indicados, que por este método corresponde aos pratos que apresentam maiores valores absolutos no primeiro vetor da matriz U gerado pelo SVD.

Para aplicar essa técnica temos que gerar a seguinte matriz sensibilidade:

$$\text{Matriz Sensibilidade} = [dT/dR , dT/dQ_R]$$

que decomposta por SVD gera as matrizes U , Σ e V . Estas matrizes podem ser facilmente obtidas utilizando o comando `svd(matriz)` do MATLAB, conforme a seguinte sintaxe:

$$[U , \text{Sigma} , V] = \text{svd}(dT/dR \quad dT/dQ_R);$$

Outra alternativa é através do cálculo do vetor $Z = | U_1 - U_2 |$, neste caso o maior valor de Z indica o prato a ser escolhido. Na Figura 3.06, observamos aplicação dessa técnica, e podemos perceber que os pratos mais apropriados para efetuar a medição da temperatura são os de número 7 (variação negativa em R e Q_R) e 9 (variação positiva em R e Q_R).

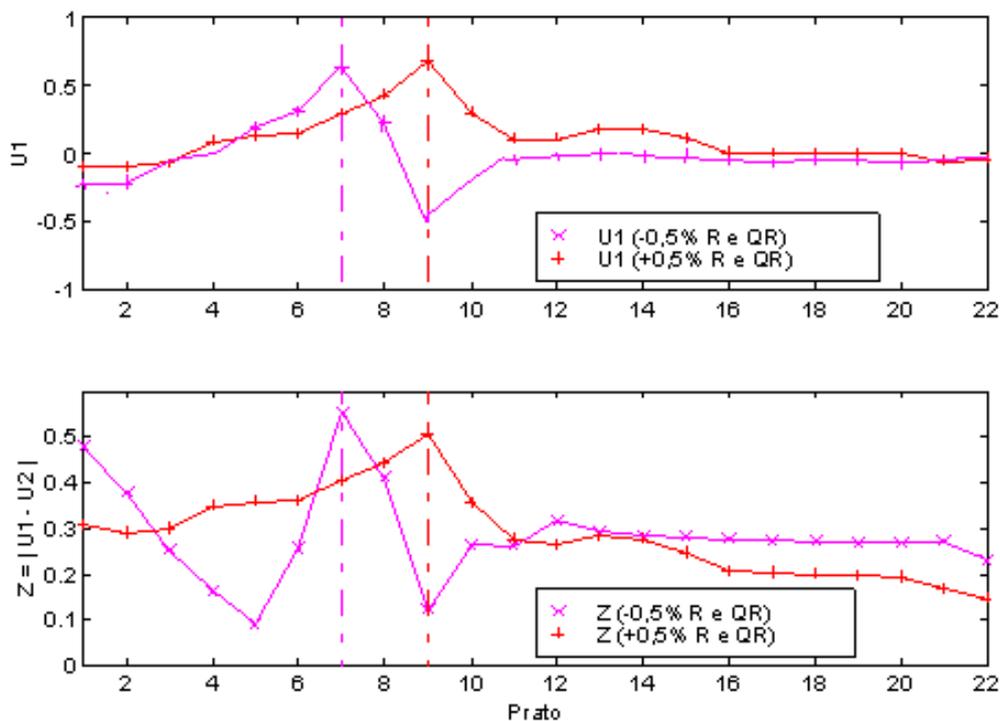


Figura 3.06: Decomposição em valores singulares da matriz sensibilidade da temperatura em relação às variáveis manipuladas (refluxo e carga térmica do refeedor) em uma coluna de destilação

- e) O último método de escolha do prato de medição encontra o prato no qual a composição do elemento chave se mantém constante ao mesmo tempo em que a temperatura varia o mínimo possível.

Na base da coluna, monitorando o componente chave leve (LK – *light key*) nos pratos #14 e #6, observamos que a temperatura do prato #6 se mantém praticamente invariável apesar do aumento da concentração do componente mais pesado (HHK – *heavier-than-heavy key*), veja Figura 3.07, enquanto que a temperatura do #14 varia significativamente. Portanto, **utilizando a medição da temperatura, o prato mais indicado para controle da qualidade na base da coluna é o #6.**

Na topo da coluna, monitorando o componente chave pesado (HK – *heavy key*) nos pratos #14 e #6, observamos que a temperatura do prato #14 se mantém praticamente invariável apesar do aumento da concentração do componente mais leve (LLK – *lighter-than-light key*), veja Figura 3.07, enquanto que a temperatura do #6 varia significativamente. Portanto, **utilizando a medição da temperatura, o prato mais indicado para controle da qualidade na base da coluna é o #14.**

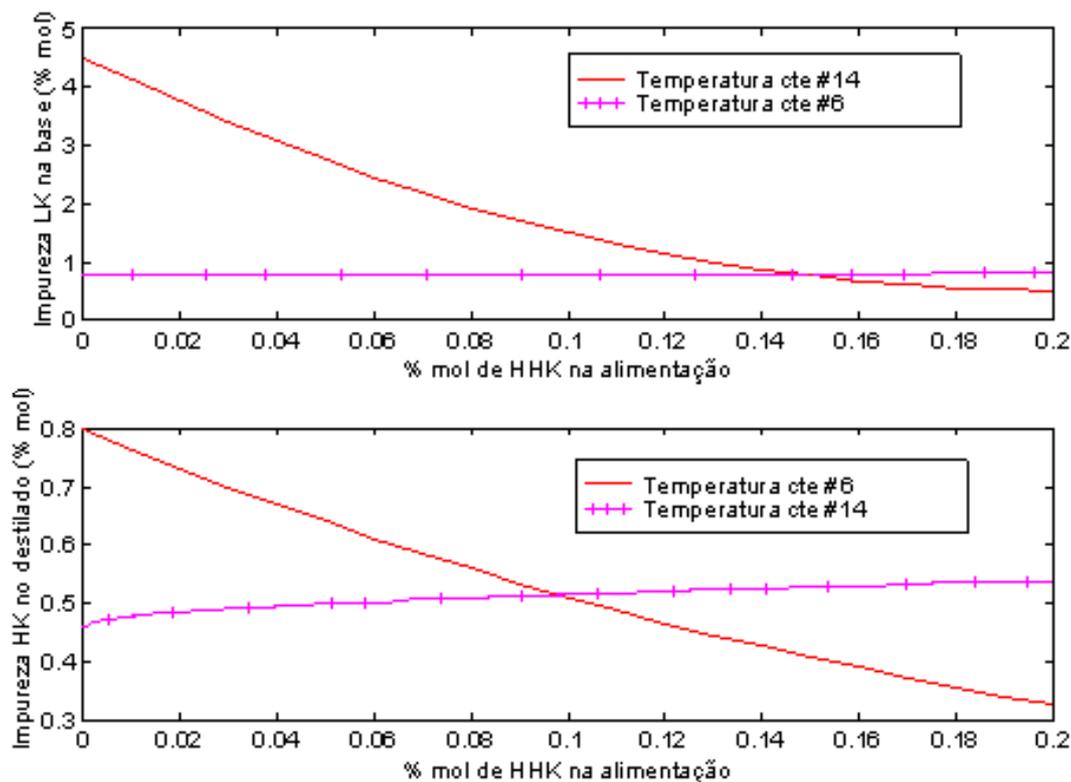


Figura 3.07: Efeito da composição da alimentação na pureza do produto em uma coluna de destilação

3.7.1 Adição de componente muito leve ou muito pesado

A temperatura somente mantém uma relação direta com a concentração em misturas binárias, desde que a pressão também seja considerada (veja item 3.7.2). Como a maioria das misturas são multicomponentes, devemos tomar algumas precauções. Por exemplo, a adição de um componente LLK irá diminuir a temperatura na seção de retificação, pois sua tendência é ir para o topo, enquanto quase não afeta o perfil da temperatura na seção de esgotamento, conforme podemos verificar na Figura 3.08.

Portanto, se utilizamos uma temperatura na seção de retificação para controlar a qualidade do topo, ou o refluxo diminui ou a carga térmica aumenta, causando um maior deslocamento de pesados para o topo.

Comportamento simétrico é obtido com a adição de um componente HHK, pois esse tende a aumentar a temperatura da seção de esgotamento, causando a diminuição da carga térmica do fundo, ou o aumento do refluxo, e o conseqüente deslocamento de leves para a base da coluna.

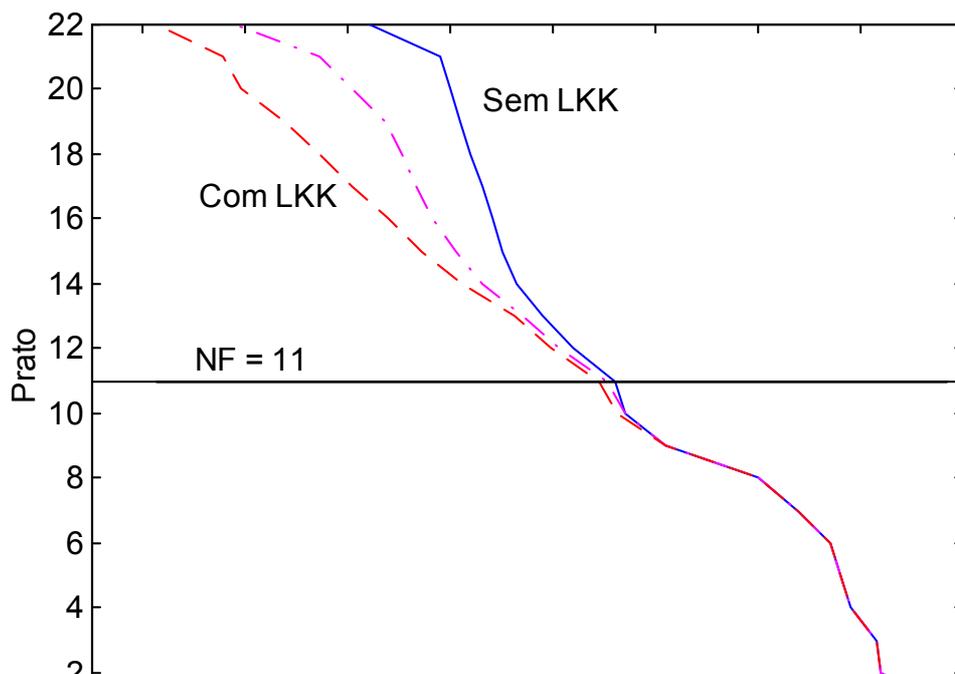


Figura 3.08: Efeito da adição de componente LLK na alimentação

3.7.2 Compensação da pressão

A termodinâmica denomina de equilíbrio líquido-vapor³ (ELV) ao processo físico que descreve a coexistência de duas fases, uma líquida e outra vapor, numa coluna de destilação. Numa mistura o ELV é descrito através das seguintes equações:

$$\text{Equação ELV para componente } i: \quad P\Phi_i y_i = P_i^s \gamma_i x_i \quad (3.01)$$

$$\text{Coeficiente de fugacidade para o componente } i: \quad \Phi_i = f_i(T, P, x, y) \quad (3.02)$$

$$\text{Coeficiente de atividade para o componente } i: \quad \gamma_i = g_i(T, P, x, y) \quad (3.03)$$

$$\text{Pressão de vapor do componente } i: \quad P_i^s = h_i(T) \quad (3.04)$$

$$\text{Somatório das frações molares na fase líquida:} \quad \sum_{i=1}^{nc} x_i = 1 \quad (3.05)$$

$$\text{Somatório das frações molares na fase vapor:} \quad \sum_{i=1}^{nc} y_i = 1 \quad (3.06)$$

Numa mistura binária ($nc = 2$), o equilíbrio líquido-vapor é descrito por 10 equações onde aparecem 12 variáveis. Portanto temos 2 graus de liberdade, ou seja, conhecendo a pressão (P) e a temperatura (T) do sistema, a composição da fase líquida e vapor podem ser calculadas.

Rearranjando a equação (3.01) obtemos:

$$\text{Constante de equilíbrio para o componente } i: \quad \frac{y_i}{x_i} \equiv K(T, P, x, y) = \frac{P_i^s \gamma_i}{P\Phi_i} \quad (3.07)$$

ou seja, a composição da fase líquida (y_i) pode ser determinada a partir do conhecimento da composição da fase vapor (x_i):

$$y_i = K_i x_i \quad (3.08)$$

Substituindo a equação (3.08) em (3.06):

$$\sum_{i=1}^{nc} K_i x_i = 1 \quad (3.09)$$

Para uma mistura binária, explicitando x_2 em função de x_1 , na equação (3.05):

$$x_2 = 1 - x_1 \quad (3.10)$$

Numa mistura binária, substituindo (3.10) em (3.09) e rearranjando, obtemos:

³ Para uma discussão mais detalhada consulte o **apêndice 1: Operações Unitárias em Regime Transiente – Balanços de Massa, Energia e Momentum Aplicados a Processo Químicos**.

$$x_1(T, P) = \frac{1 - K_2(T, P)}{K_1(T, P) - K_2(T, P)} \quad (3.11)$$

diferenciando x_1 em relação a T e P :

$$dx_1(T, P) = \frac{\partial x_1(T, P)}{\partial T} dT + \frac{\partial x_1(T, P)}{\partial P} dP \quad (3.12)$$

logo medindo a variação da temperatura (ΔT) e da pressão (ΔP), podemos inferir a mudança correspondente na concentração, numa mistura binária:

$$\Delta x_1 = \beta_T \Delta T + \beta_P \Delta P \quad (3.13)$$

A equação (3.13) infere a variação da composição quando a pressão e temperatura variam simultaneamente. Logo, medindo essas variáveis e conhecendo os coeficientes β_T e β_P , a composição de uma **mistura binária** é inferida.

É importante destacar que é necessário recalculer os parâmetros β_T e β_P , se a condição operacional na qual foram calculados é significativamente diferente da temperatura e pressão de operação do prato de medição.

Também é bom lembrar que a equação (3.12) admite que as fases líquida e vapor estão em equilíbrio térmico (tem mesma temperatura) e termodinâmico (a equação 3.08 descreve perfeitamente o ELV). Porém, na prática essas hipóteses nem sempre são verdadeiras, nesses casos é necessário realizar adaptações na equação (3.13), utilizando, por exemplo, a eficiência de Murphee.

Numa mistura ternária ($nc = 3$), o equilíbrio líquido-vapor é descrito por 14 equações e 17 variáveis. Portanto temos 3 graus de liberdade, ou seja, conhecendo apenas a pressão (P) e a temperatura (T) do sistema, a composição da fase líquida e vapor **não** podem ser calculadas. Portanto o uso da equação (3.13) para inferir a concentração, em uma mistura de 3 ou mais componentes, é apenas uma aproximação e deve ser utilizada com bastante cautela.

3.7.3 Perfil suave de temperatura

A medição de apenas um ponto de temperatura para representar a separação apenas é apropriada se o perfil de temperatura modifica-se significativamente de um prato para outro numa seção de uma coluna de destilação.

Numa separação de componentes de baixa relatividade relativa, a variação de temperatura do topo ao fundo é muito pequena (*flat temperature profile*), neste caso a variação da pressão e da composição da alimentação podem prejudicar a inferência da composição através da medição da temperatura.

Uma forma de contornar esse problema é controlar o ΔT entre dois pratos, no lugar de utilizar como variável medida apenas a temperatura.

Porém é necessário ter cuidado pois o ΔT apresenta um comportamento **não** monotônico com a concentração. Por exemplo, suponha inicialmente que o perfil de temperatura é o apresentado pela Figura 3.09(a), à medida que a carga térmica do refeedador diminui, o perfil passa para o caso representado pela Figura 3.09(b). Se a carga térmica continuar diminuindo, a coluna alcança a situação da Figura 3.09(c). O ΔT inicialmente cresce, passa por um máximo e depois diminui, conforme podemos verificar na Figura 3.09.

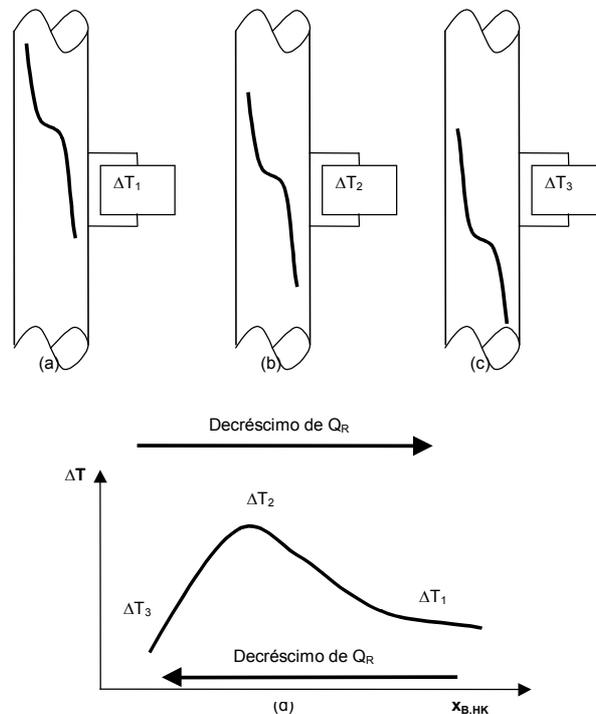


Figura 3.09: Relação entre ΔT e composição na base de uma coluna de destilação

É relevante destacar que se a coluna encontra-se operando na situação da Figura 3.09(a) a ação do controlador será direta (ou inversa), porém se a coluna está na situação representada pela Figura 3.09(c) a ação do controlador será inversa (ou direta). Logo devemos ter muito cuidado com esta estrutura de controle e garantir que o perfil de temperatura não se desloque demasiadamente.

3.7.4 Perfil íngreme de temperatura

Por outro lado, um perfil de temperatura é muito íngreme (*sharp temperature profile*) também causa problemas para o controle da coluna de destilação, pois uma pequena mudança na variável manipulada causa uma grande variação na temperatura, tornando o sistema de controle muito sensível. Ou seja, o ganho elevado do processo, induz a uma sintonia do controlador com um pequeno ganho, tornando o sistema de controle inadequado para rejeitar perturbações na carga.

Outro problema que pode ocorrer é a saturação do sinal enviado pelo transmissor de temperatura.

Uma forma de contornar esse problema é utilizar como variável controlada a temperatura média dos pratos onde ocorre a mudança brusca na temperatura. Desta forma o sinal de temperatura é "filtrado" e suavizado.

3.8 Localização dos sensores de composição

A escolha correta do local onde será coletada a amostra para ser analisada por um instrumento de medição da composição é fundamental para uma operação estável e efetiva do sistema de controle.

As amostras podem ser coletadas na fase vapor e líquida. A coleta na fase vapor é mais complexa pois requer que o sistema de amostragem impeça a condensação dos vapores nas suas linhas.

A definição do local de amostragem tem que levar em consideração dois aspectos: quanto mais perto do local de retirada do produto menos atraso (tempo morto e constante de tempo menor) existe, por outro lado, quanto mais perto da alimentação mais rapidamente a perturbação é conhecida.

Na Figura 3.10 observamos os possíveis pontos de coleta de amostras para medição de composição em uma coluna de destilação.

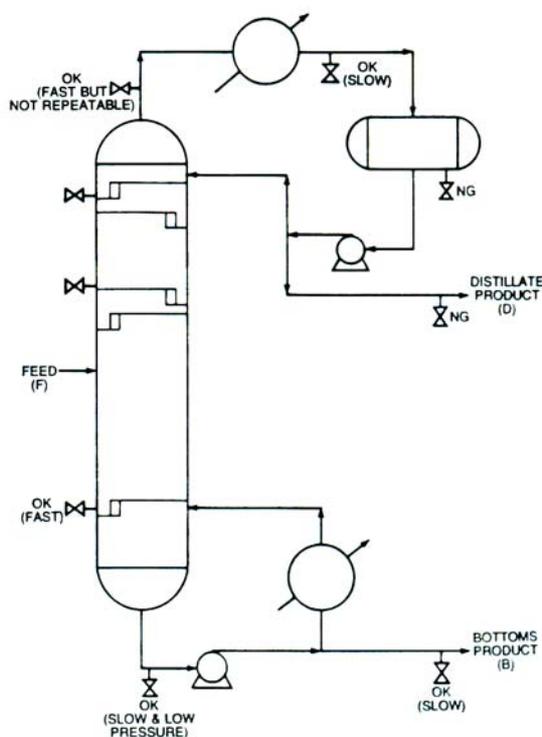


Figura 3.10: Pontos de coleta de amostras de concentração

3.9 Sensores virtuais

Uma alternativa interessante, mas infelizmente ainda pouco utilizada, são os sensores ou analisadores virtuais (*soft sensors*). Esses analisadores virtuais são algoritmos matemáticos que utilizam variáveis que são mais fáceis e/ou mais rápidas de medir para inferir ou estimar o valor de outras.

Um exemplo de um analisador virtual é representado pela equação (3.13), na qual a composição é estimada através das medições de temperatura e pressão num determinado prato.

Podemos vários tipos de modelos para representar o comportamento da composição numa determinada corrente, como, por exemplo, um modelo fenomenológico rigoroso, uma rede ou ainda em estimador determinístico ou estocástico.

Um tipo de estimador bastante poderoso é o filtro de Kalman Estendido (EKF – *Extended Kalman Filter*). Este algoritmo supera um dos principais obstáculos enfrentados pelos sistemas de controle de processos químicos: a não disponibilidade de medição da variável controlada. Para contornar esse problema controla-se uma variável que tem uma relação indireta com a variável que se deseja controlar, por exemplo, escolhe-se como variável controlada a temperatura no topo e/ou fundo de colunas de destilação quando na verdade gostaríamos de controlar a composição. Uma outra alternativa para superar essa dificuldade é o controle inferencial, neste caso a variável controlada é inferida a partir de algum modelo e de medições de variáveis auxiliares.

O Filtro de Kalman (KF – *Kalman Filter*) pode ser utilizado para estimar uma variável a partir do conhecimento de outras variáveis. A diferença básica entre o controle inferencial clássico e o KF é que este último baseia-se num modelo estatístico (estocástico) do processo, enquanto que o controle inferencial emprega modelos determinísticos.

O KF foi originalmente desenvolvido para sistemas lineares com ruídos gaussianos e, neste caso, apresenta uma solução fechada, ou em outras palavras, demonstra-se que é o estimador de mínima variância para esse tipo de sistema. Mas infelizmente (ou felizmente!) os sistemas químicos são não lineares e para aplicar o KF nesses sistemas é necessário fazer adaptações e extensões do algoritmo original. Uma discussão e dedução formal do KF pode ser encontrada na literatura, por exemplo em Jazwinski⁴, 1970. Aqui nos limitaremos a apresentar as equações do filtro de Kalman estendido (EKF).

⁴ JAZWINSKI, A. H. **Stochastic Processes and Filtering Theory**. Academic Press, USA, 1997

Seja uma planta e o seu modelo, conforme mostrando na Figura 3.11. O EKF utiliza informações da planta para corrigir a saída do modelo. Assim se houver uma discrepância entre o valor medido na planta $\underline{y}(t)$ e o valor calculado pelo modelo $\underline{\tilde{y}}(t)$, e sempre há, pois nenhum modelo é perfeito, a diferença $\underline{h}(t)$ entre essas variáveis é empregada para corrigir o estado calculado $\underline{\tilde{x}}(t)$, assim o valor do estado corrigido $\underline{\hat{x}}(t)$ será sempre mais perto do valor verdadeiro $\underline{x}(t)_{\text{med}}$, se o KF convergir.

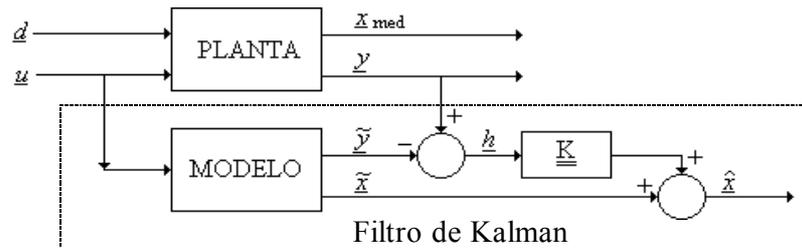


Figura 3.11: Representação esquemática do Filtro de Kalman Estendido

onde:

- $\underline{h}(t)$ - diferença entre saída da planta (variável medida) e saída do modelo no instante atual.
- \underline{d} - distúrbios externos não medidos e/ou desconhecidos.
- \underline{K} - ganho do filtro de Kalman
- \underline{u} - distúrbios externos medidos e/ou conhecidos.
- $\underline{x}_{\text{med}}$ - estados medidos da planta no instante atual, variáveis medidas mas com elevado tempo morto (frações molares na saída do leito).
- $\underline{\tilde{x}}(t)$ - estado estimado sem correção no instante atual, resposta do modelo não linear.
- $\underline{\hat{x}}(t)$ - estado estimado corrigido no instante atual, saída do filtro de Kalman.
- $\underline{\tilde{y}}(t)$ - saída do processo no instante atual, resposta do modelo não linear (temperatura no interior e na saída do leito).
- $\underline{y}(t)$ - saída da planta no instante atual, variável medida (temperatura no interior e na saída do leito).

O modelo fenomenológico que representa uma coluna de destilação é não linear, assim o estimador a ser utilizado é o FK Estendido, cujas equações são deduzidas por Jazwinski [1970]. A seguir apresentamos as equações do EKF, para simplificar a notação omitiremos a barra inferior que conota às variáveis a dimensão vetorial:

$$\dot{\tilde{x}}(t) = f(\tilde{x}(t), u(t), d(t), t) + v(t) \quad (3.14)$$

$$\tilde{y}(t) = \underline{\underline{C}} \cdot \tilde{x}(t) + e(t) \quad (3.15)$$

$$\tilde{x}(t) = \hat{x}(t - \Delta t) + \int_{t-\Delta t}^t f(\tilde{x}(t), t) dt \quad (3.16)$$

$$\underline{\underline{P}}(t|t) = \underline{\underline{\Phi}}(t, t - \Delta t; \hat{x}(t - \Delta t)) \cdot \underline{\underline{P}}(t) \cdot \underline{\underline{\Phi}}^T(t, t - \Delta t; \hat{x}(t - \Delta t)) + \underline{\underline{Q}}(t) \quad (3.17)$$

$$\underline{\underline{K}}(t) = \underline{\underline{P}}(t|t) \cdot \underline{\underline{C}}^T \cdot [\underline{\underline{C}} \cdot \underline{\underline{P}}(t|t) \cdot \underline{\underline{C}}^T + \underline{\underline{R}}(t)]^{-1} \quad (3.18)$$

$$\hat{x}(t) = \tilde{x}(t) + \underline{\underline{K}}(t) \cdot [y(t) - \tilde{y}(t)] \quad (3.19)$$

$$\underline{\underline{P}}(t + \Delta t) = [\underline{\underline{I}} - \underline{\underline{K}}(t) \cdot \underline{\underline{C}}] \cdot \underline{\underline{P}}(t|t) \cdot [\underline{\underline{I}} - \underline{\underline{K}}(t) \cdot \underline{\underline{C}}]^T + \underline{\underline{K}}(t) \cdot \underline{\underline{R}}(t) \cdot \underline{\underline{K}}^T(t) \quad (3.20)$$

$$t - \Delta t \leftarrow t \quad (3.21)$$

$$t \leftarrow t + \Delta t \quad (3.22)$$

onde

$$\underline{\underline{Q}}(t) = E[v(t)v^T(t)] \quad - \text{matriz de covariância dos erros no estado}$$

$$\underline{\underline{R}}(t) = E[e(t)e^T(t)] \quad - \text{matriz de covariância dos erros na medição}$$

$$\underline{\underline{P}}(t) = E[(x(t) - \hat{x}(t))(x(t) - \hat{x}(t))^T] \quad - \text{matriz de covariância do estado}$$

As equações (3.14-15) é a representação em espaço de estados do modelo estocástico do conversor.

A equação (3.16) é a estimativa do estado no tempo t , tomando como estado inicial o estado corrigido no instante anterior, portanto é a predição do estado para o instante t , antes da correção pelo KF.

A equação (3.17) é a predição da matriz de covariância do estado.

A equação (3.18) é o ganho de Kalman.

A equação (3.19) calcula o valor corrigido do estado, $\hat{x}(t)$.

A equação (3.20) atualiza a matriz de covariância do estado.

As equações (3.21-22) caracterizam o incremento para continuar a estimação dos estados para o próximo ponto de amostragem.

Na Figura 3.12 vemos como seria a implementação do KF numa coluna de destilação.

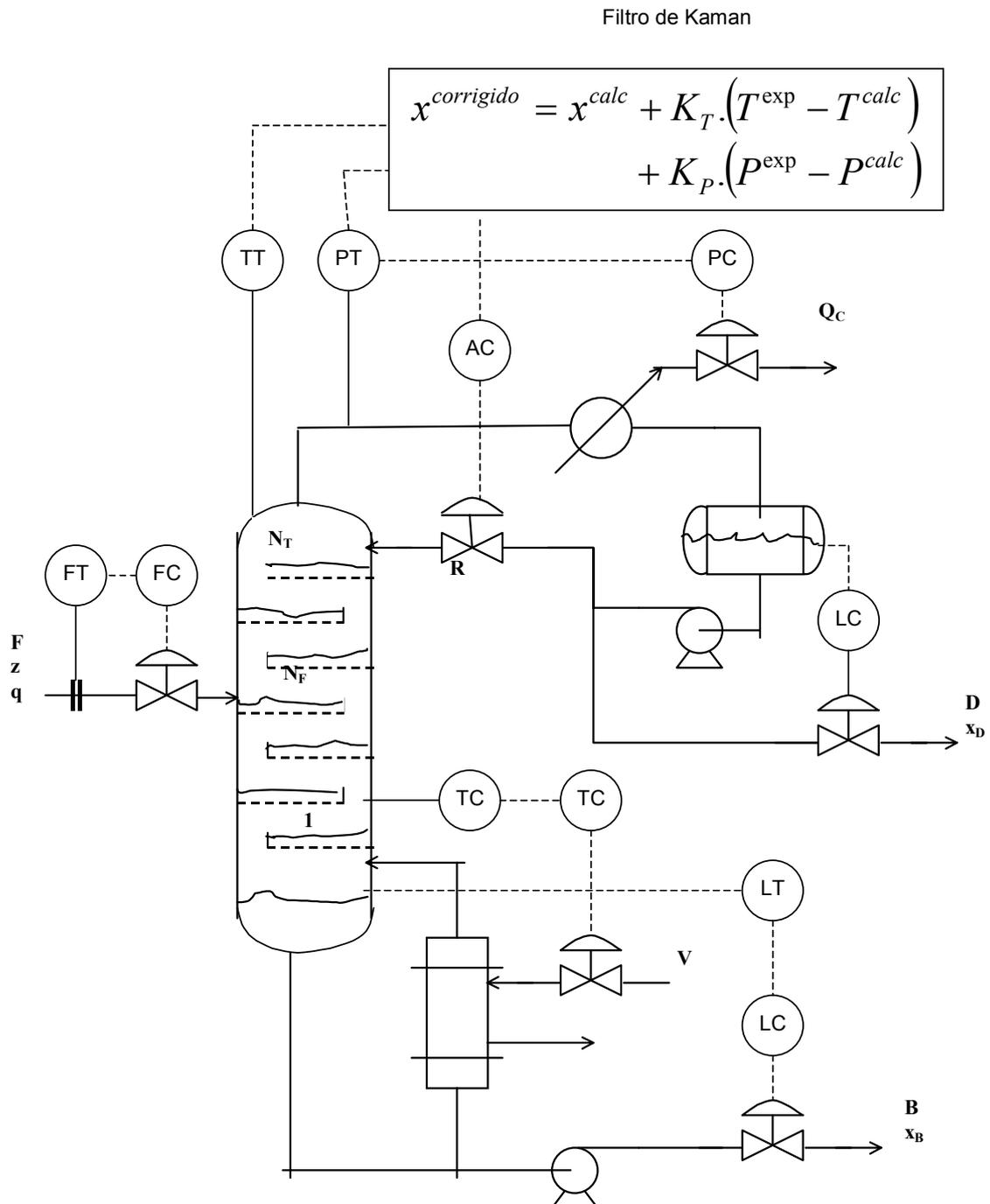


Figura 3.12: Analisador virtual através do filtro de Kalman

4 ANÁLISE QUALITATIVA DO SISTEMA DE CONTROLE DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO

A definição de qual a estrutura de controle a ser adotada é uma tarefa complexa, quer requer um profundo conhecimento do processo e de teoria de controle. Porém uma abordagem qualitativa é possível, e deve ser aplicada, pois facilita o entendimento sobre o comportamento dinâmico do processo, dando boas pistas sobre a estrutura de controle a ser implementada. De maneira geral podemos aplicar a seguinte metodologia na elaboração da estrutura (escolha dos pares de variáveis manipuladas MV e controladas PV) de um sistema de controle:

- a) Mantenha sob controle o inventário de massa do processo.
- b) Mantenha sob controle o inventário de energia do processo.
- c) Mantenha sob controle a qualidade do processo.

Para cada etapa defina as estruturas segundo a sequência abaixo:

1. Selecione as variáveis controladas.
2. Selecione as variáveis manipuladas para cada variável controlada.
3. Verifique as interações entre as variáveis manipuladas e controladas e destas entre si.
4. Reduza as interações através da troca dos pares PV-MV.
5. Retorne ao passo (1) sempre que o desempenho do sistema não for satisfatório.

O procedimento para estabelecer os pares PV-MV é o seguinte:

- a) estabelecer quais as válvulas que serão utilizadas no controle do inventário;
- b) estabelecer quais as válvulas que serão utilizadas no controle da separação;
- c) escolher, a partir de uma análise qualitativa, possíveis pares de variáveis manipuladas-controladas (PV-MV);
- d) a partir da análise quantitativa definir os pares PV-MV, essa análise quantitativa requer o emprego da Matriz de Ganhos Relativos, da Decomposição por Valores Singulares (Índice de Resiliência Morari) – MRI; Número Condicional – CN), Índice de Niederlinsk (NI), dos métodos CLP, RNP.
- e) sintonizar os controladores através do método BLT
- f) verificar através de simulações e método TLC a validade da estrutura de controle estabelecida.

Na definição dos pares PV-MV, ou seja na definição da estrutura do sistema de controle, tem que ser considerada os seguintes aspectos:

- a) satisfazer ao estados estacionários desejados (satisfazer os set-point's),
- b) desempenho dinâmico apropriado,
- c) satisfazer a operação global da planta/unidade.

No item 4.3 estudaremos algumas malhas típicas em colunas de destilação para controle do inventário (pressão da coluna, nível do tambor de refluxo e nível do fundo da coluna) e para controle da separação).

Resumindo, um sistema de controle de uma coluna de destilação pode ser dividido em dois subsistemas, que constituem um total de 5 malhas de controle:

- (1) controle da pressão da coluna (P),
- (2) controle do nível do tambor de refluxo (L_D),
- (3) controle do nível do fundo da coluna (L_B).
- (4) controle da qualidade no topo da coluna,
- (5) controle da qualidade no fundo da coluna.

No controle da separação, geralmente, é escolhida um dos seguintes conjuntos de variáveis controladas:

- a) composição componente chave-pesado no destilado e/ou composição componente chave-leve no resíduo.
- b) temperatura da seção de retificação e/ou da seção de esgotamento,

Após decidir quais as variáveis a serem controladas (P, L_D , L_B e por exemplo duas temperaturas) deve ser estabelecida as variáveis manipuladas. A escolha dos pares de variáveis manipuladas e controladas é uma tarefa complexa. No capítulo 3 e neste discutimos qualitativamente alguns aspectos a esse respeito. Contudo encontrar o par “ótimo” requer a análise quantitativa das funções de transferência, que será vista no capítulo 5.

4.1 Regras práticas para seleção das variáveis controladas

A escolha da variável controlada depende das características do processo e da disponibilidade de instrumentação adequada para efetuar sua medição. Porém existem as seguintes regras gerais:

- a) Sempre escolha as variáveis que não são auto-reguladas, por exemplo nível em tanques com vazão de descarga sugada por uma bomba.
- b) Sempre escolha as variáveis que, embora sejam auto-reguladas, podem exceder um limite operacional do equipamento ou processo.

- c) Sempre selecione as variáveis que, embora auto-reguladas, interagem fortemente com outros inventários do processo.
- d) Se o número de variáveis controladas for maior que o número de variáveis manipuladas, apenas as regras (b) e (c) devem ser reconsideradas.

Essas regras são gerais e o engenheiro deve adaptá-las para seu problema, quando for conveniente.

4.2 Regras práticas para seleção das variáveis manipuladas

Após definir as variáveis controladas, deve ser estabelecido um mesmo número de variáveis manipuladas, no caso de sistemas de controle multi-malhas. A seleção das variáveis manipuladas depende de quais são as variáveis controladas, portanto só tem sentido falar em pares de variáveis manipulada/controlada (PV-MV). Esta seleção não é uma tarefa simples e para sua definição é necessário uma análise quantitativa da influência das variáveis manipuladas sobre as controladas. Mas, como guia geral, temos as seguintes regras:

- a) a variável manipulada deve ser a que tem maior influência sobre a variável controlada associada;
- b) se duas correntes têm a mesma influência sobre a variável controlada, deve ser escolhida a corrente com menor vazão;
- c) a variável manipulada deve ter a maior relação linear com a variável controlada;
- d) a variável manipulada deve ser pouco sensível as condições ambientais;
- e) a variável manipulada deve ser a que causa menor interação com as demais malhas de controle;
- f) qualquer atraso (constante de tempo e tempo morto) associado a variável manipulada deve ser pequeno quando comparado com a constante de tempo do processo;
- g) escolha sempre que possível uma corrente de utilidades para ser a variável manipulada, isto não sendo viável selecione por uma corrente de descarga do processo, e somente em último caso opte por uma corrente de alimentação (“passe seus distúrbios para frente”).

É praticamente impossível encontrar uma variável manipulada que satisfaça todas essas observações, portanto a relativa importância de cada uma delas deve ser considerado para cada processo.

4.3 Não-Linearidade das colunas de destilação

Embora todas as colunas de destilação sejam sistemas não-lineares, algumas o são em demasia. Nesses casos o controle é muito mais difícil. Um procedimento, que minimiza esse problema é a transformação da variável controlada, de modo que uma nova PV tenha um comportamento mais linearizado.

Uma variável que minimiza a não linearidade em colunas de destilação é a **composição logarítmica**:

$$X_j = \ln \left(\frac{x_{LK_j}}{x_{HK_j}} \right) \quad (4.01)$$

onde

- x_{LK_j} - composição do componente chave leve no prato j
- x_{HK_j} - composição do componente chave pesado no prato j
- X_j - composição logarítmica no prato j

Analogamente, se a variável medida é temperatura, podemos controlar a **temperatura logarítmica**:

$$T_j^{\log} = \ln \left(\frac{T_H - T_j}{T_j - T_L} \right) \quad (4.02)$$

onde

- T_L - temperatura de ebulição do componente chave leve
- T_j - temperatura de ebulição do componente chave pesado
- T_j^{\log} - temperatura logarítmica no prato j

Observação: usualmente $X_j \cong T_j^{\log}$.

4.4 Controle da alimentação

Para manter uma operação estável em um equipamento, incluindo colunas de destilação, é essencial manter as correntes de alimentação constante. Portanto uma malha de controle da vazão de alimentação deve ser implantada.

Composição da alimentação geralmente tem grande influência sobre a operação das unidades de destilação, mas, infelizmente, essa variável muito raramente pode ser controlada. No entanto estratégias de controle podem ser montados de forma a levar em consideração as mudanças na composição da carga (controle feedforward).

As condições térmicas da alimentação determinam qual a quantidade de calor que deve ser suprida pelo refeedor. Para uma eficiente separação, geralmente é desejável que a alimentação esteja no seu ponto de bolha. Para tanto, a menos que a alimentação da coluna seja proveniente de uma coluna de destilação anterior, uma fonte externa de calor será necessária (trocadores de calor ou fornos).

Temperatura constante da alimentação não significa necessariamente entalpia constante desta corrente. Se a composição varia, o ponto de bolha também se modifica. Como regra prática, a temperatura da alimentação é fixada no ponto de bolha do componente mais pesado, assim os componentes mais leves serão vaporizados, porém o possível excesso de vapor pode depois ser compensado pelo sistema de controle da torre de destilação.

4.5 Controle da pressão

Muitos sistemas de controle de destilação são projetados para manter a pressão constante, pois mudanças nesta variável alteram as condições do equilíbrio líquido-vapor e, conseqüentemente, a operação da coluna.

O vapor de referência para a pressão é o resultado do compromisso entre dois extremos: a pressão precisa ser suficientemente alta para possibilitar a condensação com o líquido refrigerante - normalmente água de refrigeração; por outro lado, a pressão deve ser suficientemente baixa para permitir a vaporização do líquido do fundo no trocador de calor (refeedor), onde, geralmente, a energia é fornecida pelo vapor d'água.

A especificação do valor desejado para a pressão depende de considerações econômicas. Por exemplo, se a pressão de operação cresce a temperatura da coluna também aumenta, assim a força motriz disponível no condensador é maior (maior ΔT), por outro lado, a força motriz no refeedor é menor. Portanto, quando a pressão da coluna aumenta o tamanho o condensador diminui, enquanto que as dimensões do refeedor aumentam.

O ponto ótimo é determinado considerando os custos com equipamentos de troca térmica (condensador e refeedor), mais os custos com utilidades (água de refrigeração e vapor d'água), mais os custos de construção da coluna que suporte a pressão estabelecida. Usualmente é mais econômico escolher a pressão mais baixa possível que permita a condensação do destilado na temperatura normal da água de refrigeração. Uma vez determinada a pressão de operação da coluna, é muito pouco provável que se deseje estabilizar o funcionamento da coluna pela variação da sua pressão.

Em qualquer caso a mudança da pressão deve ser suave. A súbita diminuição da pressão provoca uma brusca vaporização do líquido nos pratos (flashing), e o aumento da vazão de vapor com possível formação excessiva de espuma. O aumento repentino da pressão provoca condensação do vapor e a diminuição da vazão de vapor podendo causar a passagem de líquido (weeping).

A melhor maneira de manter a pressão constante na coluna depende da quantidade de substâncias incondensáveis presentes na alimentação.

Discutiremos os seguintes sistemas de controle:

- (a) retirada do destilado na fase líquida com incondensáveis;
- (b) retirado do destilado na fase vapor com incondensáveis;
- (c) retirada do destilado na fase líquida sem incondensáveis.

4.5.1 Controle da pressão: destilado líquido com incondensáveis

A presença de uma grande quantidade de inertes complica o controle de pressão da coluna. Os incondensáveis precisam ser removidos ou eles irão se acumular no sistema, cobrindo toda a superfície de condensação e causando problemas para a operação da coluna.

O método mais simples de resolver este problema é fazer uma sangria de uma quantidade constante dos gases e dos vapores para uma unidade que opera a uma pressão mais baixa, se isto não for possível deve ser instalado um vent com condensador para recuperar os vapores da corrente de purga.

É recomendado que uma purga com vazão constante seja usada onde for economicamente viável, entretanto, quando não for conveniente, é possível modular a vazão corrente de purga. Isto é desejável quando a quantidade de inertes na alimentação da coluna é submetida a uma grande variação.

Uma possibilidade para controlar a pressão na coluna é mostrada na Figura 4.01, onde um controle split-range é utilizado para regular a pressão do sistema: se a pressão baixar a válvula de vent é fechada, se continuar diminuindo então a válvula de condensado é fechada até o ponto onde a pressão desejada seja restabelecida; se a pressão aumenta abre-se a válvula de condensado, se isto não for suficiente, então a válvula do vent é aberta. Nesta estratégia o nível do tambor de refluxo pode ser controlado pela vazão do destilado, enquanto a temperatura pela vazão de refluxo, ou vice-versa.

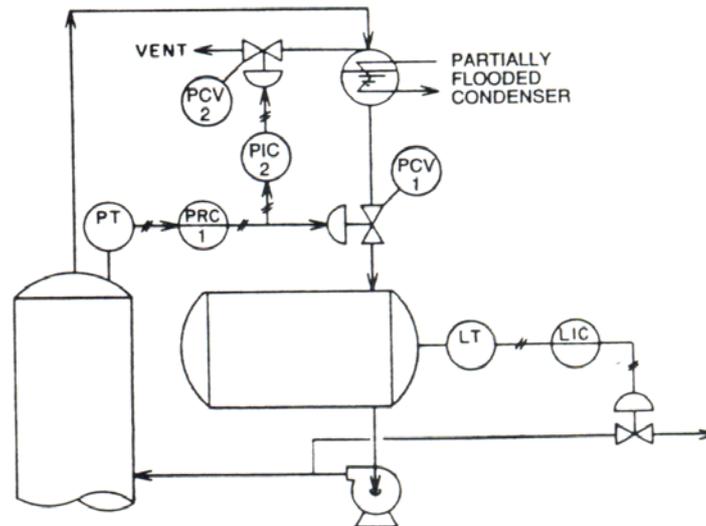


Figura 4.01: Controle da pressão com destilado líquido e incondensáveis

4.5.2 Controle da pressão: destilado vapor com incondensáveis

Neste caso o produto de topo é retirado na fase gasosa e, conseqüentemente, o controlador de pressão pode utilizar esta corrente como variável manipulada, conforme Figura 4.02. Neste esquema, a pressão do sistema responde rapidamente a mudança de vazão do destilado.

O nível do condensador é controlado pela manipulação da vazão da água de resfriamento para o condensador, assim só será condensada a quantidade de vapor necessária para manter o refluxo da coluna.

Para operar satisfatoriamente este sistema de controle depende, acima de tudo, de um bom dimensionamento do condensador. O tempo de residência para o fluido refrigerante deve ser pequeno, minimizando o tempo de atraso (tempo morto mais constante de tempo) da malha de nível.

Se o condensador for inadequado para este tipo de estratégia é recomendado que a vazão do fluido refrigerante seja mantida constante, neste caso a retirada do condensador é utilizada para controlar o nível, a seguir esta corrente é vaporizada e misturada com o destilado vapor.

Se o fluido refrigerante tiver a tendência a acumular sujeira é preferível utilizar um sistema de controle no qual o controle de nível manipula a vazão de um by-pass em torno do condensador.

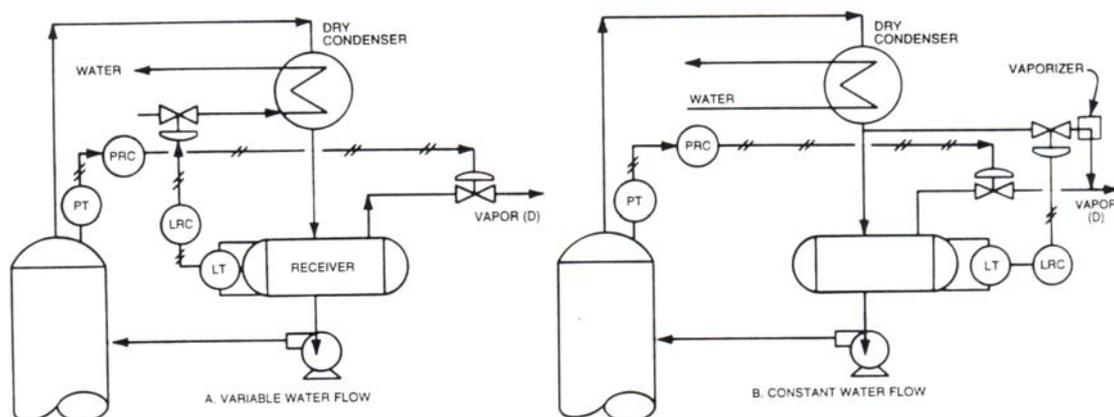


Figura 4.02: Controle da pressão com destilado vapor e incondensáveis

4.5.3 Controle da pressão: destilado Líquido sem incondensáveis

Esta situação é a mais comum e a pressão do sistema é usualmente controlada pelo ajuste da taxa de condensação. O método de controle da taxa de condensação irá depender das características mecânicas do condensador.

Um método de controle é colocar a válvula de controle na água de refrigeração efluente do condensador (Figura 4.03). Esta configuração é recomendada apenas quando a água de refrigeração tem tratamento químico para impedir o acúmulo de sujeira nos tubos e assim evitar a ocorrência de altas temperaturas nos tubos do condensador. O desempenho do sistema é satisfatório quando o condensador é projetado apropriadamente. Os custos de manutenção são baixos pois a válvula é colocada na linha de água.

O tipo de condensador mais recomendado é o de feixe tubular (*bundle*) com a água de refrigeração fluindo pelos tubos. A água deve ter uma velocidade maior que 1,35 m/s e o seu tempo de residência deve ser menor que 45 segundos. Quanto menor o tempo de residência menor o tempo morto e/ou a constante de tempo do processo, melhorando o controle do sistema.

Se o projeto do condensador for adequado, o controlador de pressão basta ter o modo proporcional com um ganho o mais alto possível. Entretanto se o tempo de residência da água aumentar, o tempo de resposta do sistema também aumentará, conseqüentemente o controlador não poderá ter um ganho muito elevado, por conseguinte, para evitar o offset deve-se utilizar o modo integral. No controle de colunas de destilação de elevada exigência o uso do ganho proporcional pequeno não é satisfatório devido ao elevado tempo gasto pelo sistema para ser recuperado de distúrbios.

Não se pode utilizar este sistema de controle, por exemplo, em um condensador tipo caixa, onde os tubos estão submersos e a água de refrigeração está no casco, pois nesta configuração o tempo de atraso do sistema é grande, devido ao grande volume de água retido na caixa. A água da entrada primeiro tem que resfriar a água acumulada só depois afetará a taxa de condensação.

Na presença de um desfavorável tempo de atraso, é necessário usar um sistema de controle diferente, o qual deve manter constante a vazão de água e controlar a taxa de condensação mudando a superfície exposta ao vapor. Isto é realizado colocando uma válvula de controle na linha do condensado, desta forma manipulando esta vazão. Quando a pressão cai, a válvula fecha, aumentando o nível nos tubos do condensador e consequentemente diminuindo a área exposta à fase gasosa vapor. A taxa de condensação diminui e a pressão tende a aumentar.

Na destilação sem a presença de incondensáveis é recomendado instalar um respiradouro para purgar os eventuais inertes que irão se acumular no topo da coluna, caso contrário, existe a possibilidade da superfície de condensação ficar completamente bloqueada pelos incondensáveis negligenciados.

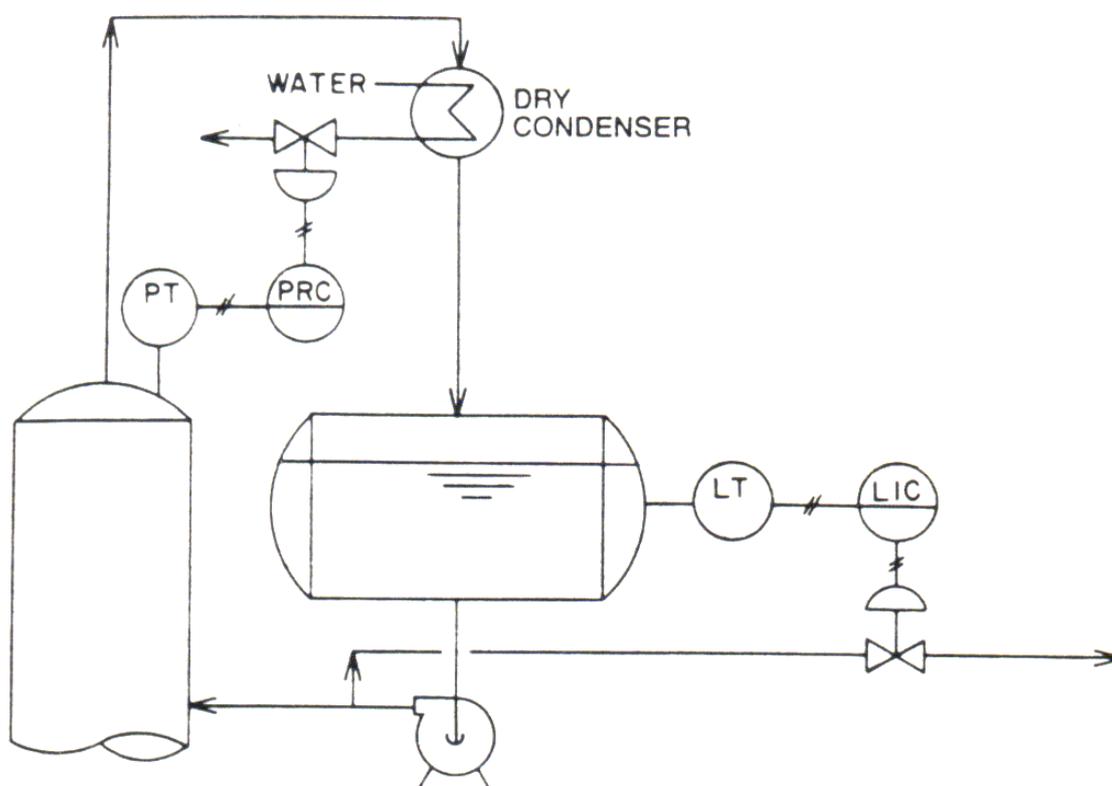


Figura 4.03: Controle da pressão com destilado líquido e sem incondensáveis

4.5.4 Controle da pressão: sistemas a vácuo

Para algumas misturas de líquidos, a temperatura requerida para vaporizar a alimentação sob pressão de uma atmosfera pode ser suficientemente alta que provoque a degradação de um ou mais componentes. Para evitar isto é necessário operar a coluna a uma pressão abaixo da atmosférica.

A maneira mais comum de “criar” vácuo em destilação é usar ejetores a vapor d'água, pois esses equipamentos não tem peças móveis e requerem pouca manutenção. Os ejetores podem ser empregados em simples ou múltiplos estágios permitindo a obtenção de vácuo de diversas intensidades.

A maior parte dos ejetores são projetados para uma capacidade fixa e para trabalhar com uma determinada pressão do vapor d'água. O aumento da pressão do vapor acima das condições de projeto usualmente não aumentará a capacidade do ejetor, de fato algumas vezes ocorre a diminuição da capacidade do ejetor devido ao efeito dos choques provocado no difusor devido ao excesso de vapor. Se a pressão do vapor estiver abaixo de um certo valor crítico irá causar uma operação instável no ejetor. Portanto, com o intuito de manter a pressão do vapor no ponto ótimo, é recomendável instalar um controlador de pressão no vapor para o ejetor.

O sistema de controle recomendado para destilação à vácuo é mostrado na Figura 4.04. Ar ou gás inerte é adicionado na linha de vácuo para ajustar a pressão no tambor de refluxo. Isto mantém o ejetor trabalhando no ponto de máxima capacidade (ponto ótimo), tornando o sistema mais habilitado a absorver qualquer perturbação: se a pressão no tambor aumentar a válvula da corrente de ar ou gás é fechada, se a pressão diminuir esta válvula é aberta.

Utilizando a pressão do acumulador como variável medida, o tempo de atraso é menor do que o obtido quando é medida a pressão na coluna.

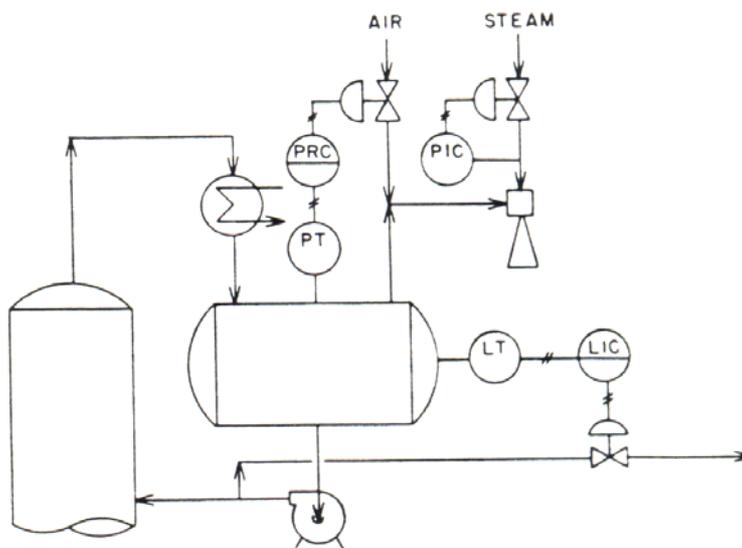


Figura 4.04: Controle da pressão em destilação a vácuo

4.6 Controle do nível do tambor de refluxo e da base da coluna

Uma regra prática que funciona na maioria das vezes foi proposta por Richardson: se a razão de refluxo for muito alta ($R/D > 4$), controle o nível manipulando a maior vazão, isto é a vazão de refluxo.

Contudo no controle do nível do fundo da coluna deve-se tomar cuidado devido a possibilidade de ocorrer resposta inversa: o aumento da carga térmica do refeedor irá diminuir o nível após decorrido um tempo relativamente longo, contudo o efeito imediato é o aumento da vazão interna de vapor provocando o incremento do nível devido ao maior borbulhamento (expansão do nível aparente de líquido - *swell*) no fundo e nos pratos, como um maior nível dos pratos implica em maior vazão de líquido descendo pela coluna, como consequência o nível aparente da base da coluna aumenta.

4.7 Controle da composição do topo

A estratégia mais comum para controlar a qualidade do produto de topo é modular a vazão de refluxo da coluna, pois a destilação alcança a separação das substâncias devido ao contato em contracorrente de vapor e líquido, portanto uma quantidade contínua de líquido deve ser fornecida no topo da coluna (refluxo), enquanto que o vapor é suprimido pela vaporização do líquido que acumula no fundo da coluna (o refeedor fornece o vapor).

Consequentemente as taxas de refluxo e vaporização estão de mãos dadas na determinação da composição dos produtos de uma unidade de destilação.

Existem muitas maneiras de controlar a qualidade do topo. Quando dispomos da análise em linha da composição do topo este sinal pode ser utilizado como variável medida, conforme Figura 4.05. Observe que o controlador de vazão de refluxo (controlador escravo) esta em cascata com o controlador de temperatura (controlador intermediário) que por sua vez recebe o setpoint do controlador de composição (controlador mestre).

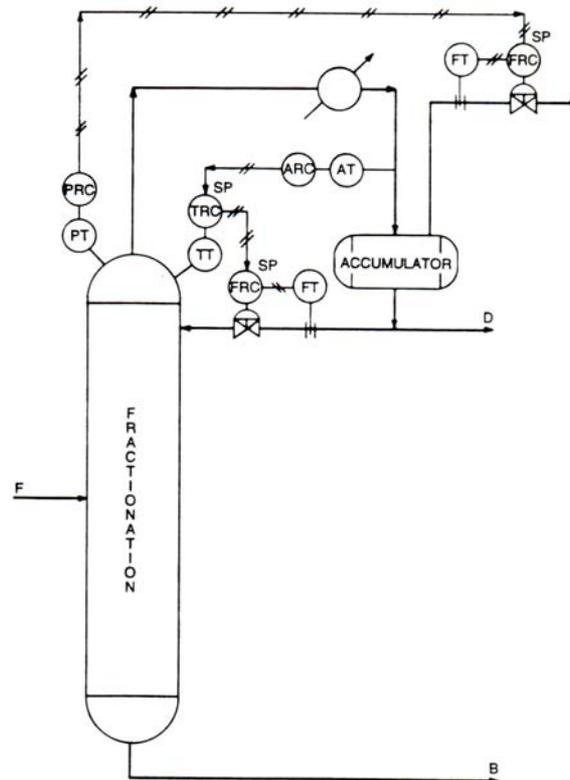


Figura 4.05: Controle da composição em cascata com controladores de temperatura e vazão

4.7.1 Controle inferencial da composição

Porém nem sempre é viável instalar analisadores em linha, seja por motivos técnicos (não dispor de analisadores ou procedimentos para condicionamento adequado das amostras), seja por motivos econômicos (os equipamentos de análise são caros). Então pode-se inferir a composição a partir da temperatura e pressão, pois pela regras fases de Gibbs, para misturas binárias, a composição de uma mistura em equilíbrio líquido/vapor depende apenas da sua temperatura e pressão.

Com misturas multicomponente a composição não é definida unicamente pela temperatura e pressão, porém a medição de T e P dá uma indicação da separação alcançada, que depois pode ser confirmada pelos resultados de laboratório. Portanto controlando T e P continuamente e quando necessário ajustado os seus set-points alcança-se a especificação dos produtos.

Se for admitida pressão constante o controle da qualidade do topo pode ser implementado conforme a Figura 4.06. O local escolhido para instalação do elemento primário de medição é o que, por exemplo, apresenta maior sensibilidade da temperatura, conforme discutido no capítulo 3.

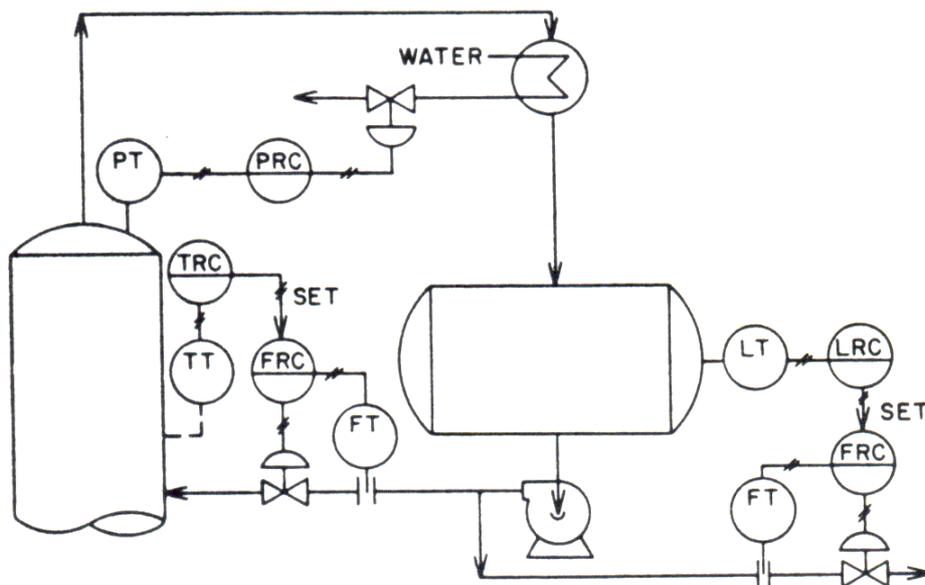


Figura 4.06: Controle da temperatura para controlar a qualidade da separação

Em algumas situações a medição da temperatura em um único ponto não é adequada para indicar a composição da mistura:

- Destilação entre fluidos com pressões de vapor muito próximas, pois nesses casos os componentes tem pontos de ebulição próximos tornando o controle de pressão e temperatura é insatisfatório devido a pouca sensibilidade da composição com essas variáveis.
- Misturas em que a mudança da composição com a temperatura não for acentuada.
- Separações em que a pressão da coluna varia muito.

Nestes casos o sistema de controle pode ser baseado em duas medições de temperatura (uma dessas substitui a pressão da coluna), ou na diferença de temperatura entre dois pontos da coluna.

Quando a pressão do sistema variar significativamente pode-se implementar uma estratégia de controle inferencial da composição, conforme apresentada na seção 3.7.2.

Neste caso procura-se ter uma medida mais exata da composição compensado a temperatura com a medição da pressão, pois a composição de uma mistura binária é uma função de T e P:

4.7.2 Controle feedforward da composição

Outra possibilidade para controle da composição é utilizar uma estratégia feedforward, onde a variável medida é a vazão da alimentação e a variável manipulada é vazão do destilado. Neste caso o nível do tambor de refluxo manipula a vazão de refluxo.

Na verdade esta estratégia pode ser mais complexa do que a apresentada na Figura 4.07, por exemplo medindo, também, a composição e/ou a temperatura da alimentação e considerando a dinâmica entre os pontos medidos das variáveis de entrada e saída.

Além disso é recomendado que o controle feedforward sempre trabalhe simultaneamente com controle feedback, desta forma evita-se off-set devido aos erros de modelagem.

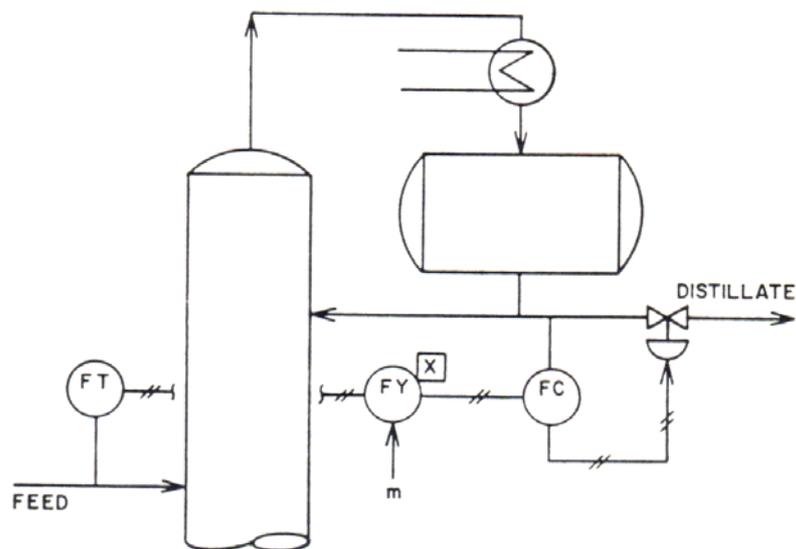


Figura 4.07: Controle feedforward da composição

4.8 Controle da Composição do Fundo

Normalmente deseja-se especificar o destilado, porém às vezes a corrente do fundo é que deve ser especificada. Neste caso estratégias análogas às empregadas para controle da composição do topo podem ser empregadas, onde a variável medida é a composição do fundo, ou a temperatura em algum ponto da seção de esgotamento (controle inferencial) e a variável manipulada é a vazão de vapor para o reboiler (também com controle em cascata). Veja Figura 4.08.

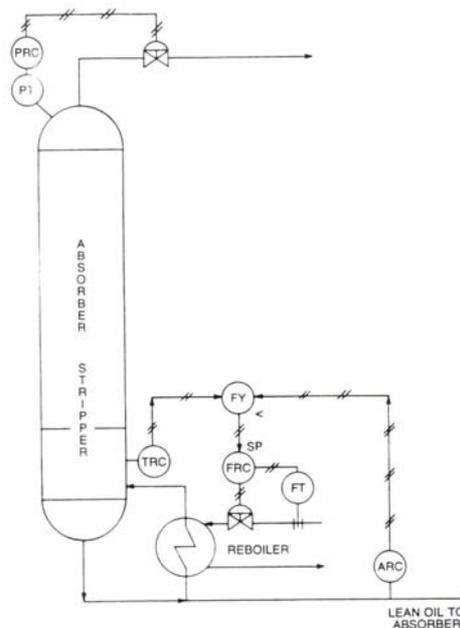


Figura 4.08: Controle da composição da base de uma coluna de destilação. Controle em cascata e com seletor de menor sinal.

4.9 Definição qualitativa da estrutura de controle

A especificação da definição da estrutura do sistema de controle pode ser subdividida nas seguintes partes:

- (a) Definição dos objetivos operacionais do processo
- (b) Escolha das variáveis de processo (PV)
- (c) Escolha das variáveis manipuladas (MV)
- (d) Identificação dos principais distúrbios e restrições operacionais
- (e) Emparelhamento entre as PV's e MV's, se o sistema de controle for multimalha, porém no caso de controle multivariável isto não é necessário
- (f) Sintonia dos controladores
- (g) Validação da estrutura de controle proposta

As etapas (f) e (g) obrigatoriamente dependem de simulações, testes em planta piloto e/ou testes na planta industrial. As demais etapas também devem ser validadas quantitativamente, embora muitas informações qualitativas podem e devem ser obtidas e utilizadas.

No caso de colunas de destilação algumas "dicas" e sugestões podem nos auxiliar na escolha dos pares PV-MV. A seguir discutiremos alguns dessas orientações gerais.

4.9.1 Controle singular versus controle dual de colunas de destilação

Uma coluna de destilação pode ter como objetivo especificar somente uma das correntes de descarga, esse esquema denomina-se **controle singular de composição (single-end composition)**, ou então deve controlar a qualidade das duas correntes de descarga, neste caso temos o denominado **controle dual (dual composition)**.

O controle singular é o mais comum pois é muito difícil operar a coluna sob o controle dual devido a:

- alta interação entre as malhas, dificultando a operação da coluna e a sintonia dos controladores;
- dificuldade em realizar medições de composição, obrigando o sistema de controle a trabalhar com 2 medições de temperatura, o que pode ser tecnicamente inviável pois a coluna pode apresentar apenas um prato sensível em relação à mudança temperatura com as variáveis manipuladas;
- pode não ser economicamente atrativo, pois se a diferença entre a economia conseguida com o controle singular (mais simples) e dual⁵ for pequena, a complexidade desse último não é compensada.

4.9.2 Emparelhamento PV-MV

Numa coluna de destilação com uma retira lateral, sem intercambiadores de calor, produtos na fase líquida, existem 6 variáveis manipuladas e 6 variáveis controladas, como podemos observar na Tabela 4.01.

Tabela 4.01: Possíveis variáveis manipuladas e controladas de uma coluna de destilação

Variável controlada (PV)		Nº	Variável manipulada (MV)	
Qualidade da retirada lateral	x_R	1	Vazão da retirada lateral	D_R
Pressão do topo da coluna	P	2	Carga térmica para condensador	Q_C
Nível do vaso de refluxo	L_D	3	Vazão de destilado líquido	D
Qualidade do destilado	x_D	4	Vazão de refluxo	R
Nível da base da coluna	L_B	5	Vazão do resíduo	B
Qualidade do resíduo	x_B	6	Carga térmica para refeedor	V

O número de combinações possíveis entre essas 6 variáveis dá um total de $6! = 720$, portanto testar todas essas combinações é uma tarefa inglória.

⁵ a priori o controle dual permite um menor consumo de energia

Porém, a análise qualitativa do processo permite eliminar algumas desses pares, como por exemplo controlar a pressão da coluna manipulando a vazão de resíduo.

Por outro lado, além das variáveis manipuladas enumeradas na Tabela 4.01, é bastante comum utilizar a razão de refluxo (R/D) ou razão de vapor (V/B), aumentando o número de possibilidades.

Na Figura 4.10-a a 4.10-e observamos 5 estruturas de controle bastante comuns em colunas de destilação.

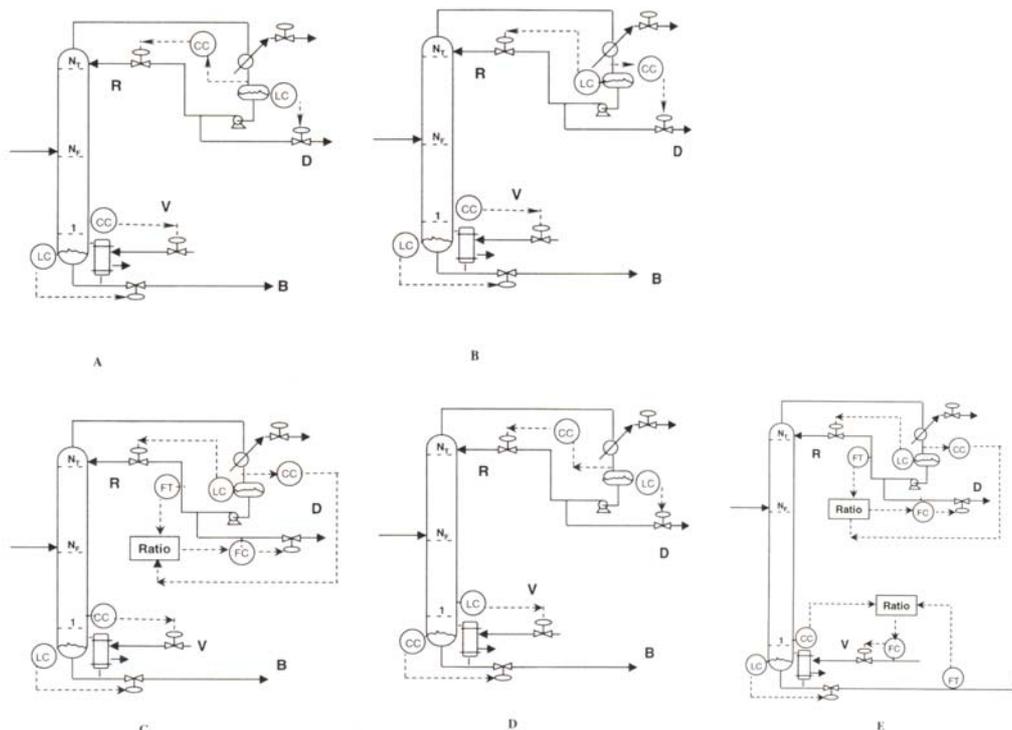


Figura 4-10: Estruturas comuns de controle de colunas de destilação:
(a) R-V ; (b) D-V ; (c) RR-V ; (d) R-B ; (e) RR-BR

A seguir discutimos algumas características que nos auxiliam na escolha dos pares PV-MV em colunas de destilação:

- (a) **R-V:** Refluxo é a variável manipulada que controla a composição do destilado. Carga térmica do refeedor controla composição da base da coluna. Na sua versão singular, é a estrutura de controle mais comum. Nível do tambor de refluxo é controlado pela vazão de destilado, enquanto o nível da base da coluna é controlado pela vazão de resíduo. A sintonia dos controladores de nível pode ser suave e com apenas ganho proporcional, o que permite uma operação mais suave nas unidades a jusante da coluna.
- (b) **D-V:** Destilado é a variável manipulada que controla a composição do destilado. Carga térmica do refeedor controla composição da base da coluna. Nível do tambor de refluxo é controlado pela vazão de refluxo, enquanto o nível da base da coluna é controlado pela vazão de resíduo. Nesse caso, a sintonia do controlador de nível do refluxo deve ser mais vigoroso, para que as mudanças na vazão do destilado sejam rapidamente transmitida à coluna através do refluxo. Utilizado quando a razão de refluxo for grande ($RR > 4$).
- (c) **RR-V:** Razão de refluxo é a variável manipulada que controla a composição do destilado. Carga térmica do refeedor controla composição da base da coluna. Introduce ação feedforward na malha de controle da composição do destilado, pois mudanças no refluxo são imediatamente reconhecidas.
- (d) **R-B:** Refluxo é a variável manipulada que controla a composição do destilado. Vazão do resíduo controla composição da base da coluna. Devemos tomar cuidado pois uma resposta inversa pode ocorrer na malha de nível da base da coluna.
- (e) **RR-BR:** Razão de refluxo é a variável manipulada que controla a composição do destilado. Razão carga térmica/vazão de resíduo controla composição da base da coluna. Introduce ação feedforward nas duas malhas de controle da composição.

5 ANÁLISE QUANTITATIVA DO SISTEMA DE CONTROLE DE COLUNAS DE DESTILAÇÃO

Além da análise qualitativa discutidas nos capítulos anteriores é essencial realizar a análise quantitativa do sistema de controle.

Na análise quantitativa, a partir do conhecimento dos ganho estacionário, constante de tempo (tempo característico), fator de amortecimento e período natural de oscilação do processo, utilizaremos algumas ferramentas, tais como RGA, MRI, CN, NI, que indicam ou rejeitam certas estruturas de controle em detrimento de outras.

Nesta etapa é essencial conhecer um modelo matemático linear que caracterize o processo em estudo. Na Tabela 5.01 observamos algumas formas que tais modelo lineares podem assumir.

Tabela 5.01: Modelos lineares em regime dinâmico

Tipo de sistema	Tipo de modelo	
	Equação diferencial	Função de transferência no domínio de Laplace
1ª Ordem com tempo morto	$\tau_p \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = K_p x(t - \tau_m)$	$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{K_p}{\tau_p s + 1} \cdot e^{-\tau_m s}$
2ª Ordem com tempo morto	$\tau^2 \frac{d^2 y(t)}{dt^2} + 2\tau\xi \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = K_p x(t - \tau_m)$	$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{K_p}{\tau^2 s^2 + 2\tau\xi s + 1} \cdot e^{-\tau_m s}$
Resposta inversa ou sobreelevação e tempo morto	$\tau^2 \frac{d^2 y(t)}{dt^2} + 2\tau\xi \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = K_p \left[\tau_d \frac{dx(t - \tau_m)}{dt} + x(t - \tau_m) \right]$	$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{K_p (\tau_d s + 1)}{\tau^2 s^2 + 2\tau\xi s + 1} \cdot e^{-\tau_m s}$
Integrador com tempo morto	$\frac{dy(t)}{dt} = K \cdot x(t - \tau_m)$	$G(s) = \frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{K}{s} \cdot e^{-\tau_m s}$

Onde: t - tempo
 y - variável medida ou controlada, variável de saída
 Y - variável de saída na forma de desvio, $Y(t) = y(t) - y_{referência}$
 x - variável manipulada ou perturbação, variável de entrada
 X - variável de entrada na forma de desvio, $X(t) = x(t) - x_{referência}$
 τ_p - constante de tempo (tempo característico) do processo
 τ_m - tempo morto do processo
 τ_d - tempo de avanço (*lead time*), associado à perturbação x
 K_p - ganho em estado estacionário, $K_p = \frac{y(t = \infty) - y(t = 0)}{x(t = \infty) - x(t = 0)}$

K - inverso multiplicativo da capacitância do sistema

Quando aplicamos uma perturbação degrau de amplitude A num processo o mesmo pode reagir conforme mostrado na Tabela 5.02.

Para identificar o valor dos parâmetros para um **sistema de 1ª ordem com tempo morto** seguimos o procedimento abaixo:

- 1.1. Identificar o ganho estático do processo
- 1.2. Identificar visualmente o tempo morto: tempo decorrido entre o instante da perturbação e o momento que o processo começa a reagir
- 1.3. Calcular a constante de tempo do processo: tempo necessário para o processo atingir 62,3% do valor final, descontado o tempo morto e o tempo em que ocorreu a perturbação.

Para identificar o valor dos parâmetros para um **sistema de 2ª ordem com tempo morto** seguimos o procedimento abaixo:

- 2.1. Identificar o ganho estático do processo
- 2.2. Identificar visualmente o tempo morto: tempo decorrido entre o instante da perturbação e o momento que o processo começa a reagir

Calcular o período natural de oscilação e o fator de amortecimento pelo método desenvolvido por Smith:

- 2.3. Obter o tempo necessário para atingir 20% e 60% da variação da PV, t_{20} e t_{60} , respectivamente
- 2.4. Calcular a razão t_{20}/t_{60} , e entrar na abscissa dos gráficos da Figura 5.01 com esse valor, lendo no eixo das ordenadas os valores de t_{60}/τ do fator de amortecimento, ξ , respectivamente.

Para identificar o valor dos parâmetros para um sistema de com resposta inversa sobre-elevação ou outro tipo de comportamento, com ou sem tempo morto, podemos empregar o procedimento abaixo:

- 3.1. Identificar visualmente o tempo morto: tempo decorrido entre o instante da perturbação e o momento que o processo começa a reagir
- 3.2. Ajustar os demais parâmetros utilizando um algoritmo de ajuste de curvas.

Seguindo os procedimentos descritos identificamos as funções de transferência do processo em relação às perturbações externas e às variáveis manipuladas.

De posse das funções de transferência podemos aplicar vários procedimentos para avaliar quantitativamente quais as MV's, PV'S, pares MV-PV e sintonia mais indicada para um determinado sistema de controle multimalha. No restante deste capítulo apresentaremos alguns desses procedimentos.

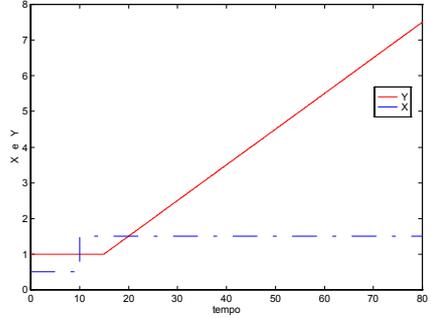
Tabela 5.02: Resposta de sistema lineares a perturbação degrau de amplitude

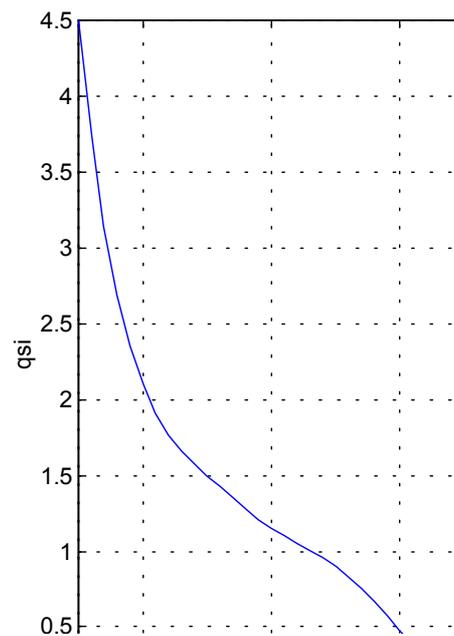
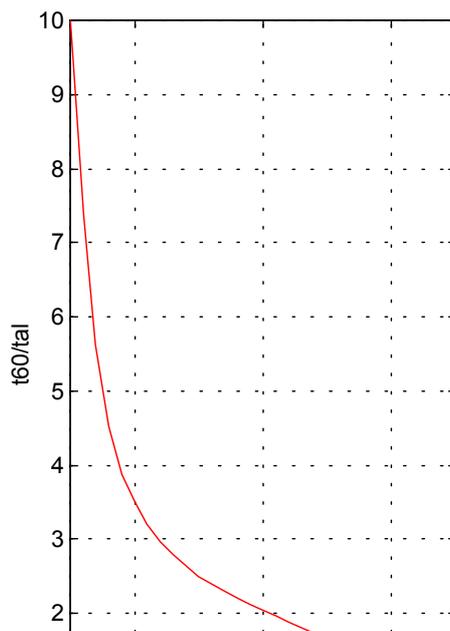
A

Tipo de sistema	Resposta do processo	
	Resposta no domínio do tempo	Gráfico da resposta
1ª ordem com tempo morto	$y(t) = y(0) + A.K_p \left(1 - e^{-(t-\tau_m)/\tau_p} \right)$	
2ª ordem super-amortecido com tempo morto	$y(t) = y(0) + A.K_p \left(1 - \frac{\tau_1 e^{-(t-\tau_m)/\tau_1} - \tau_2 e^{-(t-\tau_m)/\tau_2}}{\tau_1 - \tau_2} \right)$ $\tau_1 = \frac{\tau}{\xi - \sqrt{\xi^2 - 1}}, \quad \tau_2 = \frac{\tau}{\xi + \sqrt{\xi^2 - 1}}$	
2ª ordem sub-amortecido com tempo morto	$y(t) = y(0) + A.K_p \left\{ \begin{aligned} & 1 - e^{(-\xi \cdot (t-\tau_m)/\tau)} \\ & \cos \left(\frac{\sqrt{1-\xi^2}}{\tau} (t-\tau_m) \right) + \\ & \frac{\xi}{\sqrt{1-\xi^2}} \sin \left(\frac{\sqrt{1-\xi^2}}{\tau} (t-\tau_m) \right) \end{aligned} \right\}$	
Resposta inversa e tempo morto	$y(t) = y(0) + A.K_p \left(1 + \frac{\tau_a - \tau_1}{\tau_1 - \tau_2} e^{-(t-\tau_m)/\tau_1} + \frac{\tau_a - \tau_2}{\tau_2 - \tau_1} e^{-(t-\tau_m)/\tau_2} \right)$	

Observação: quanto existir tempo morto a função assume valores iguais a zero, até que $t \geq \tau_m$.

Tabela 5.02-continuação: Resposta de sistema lineares a perturbação degrau de amplitude A

Tipo de sistema	Resposta do processo	
	Resposta no domínio do tempo	Gráfico da resposta
Resposta de sistema integrador com tempo morto	$y(t) = y(0) + \frac{A}{K}(t - \tau_m)$	



Figuras 5.01: t_{60}/τ e ξ para sistemas de 2ª ordem

5.1 Matriz função de transferência

Como mencionado anteriormente, existem várias técnicas, algoritmos numéricos que auxiliam na definição da estrutura de controle. Neste capítulo estudaremos algumas dessas ferramentas.

Um sistema multivariável pode ser modelado através de funções de transferência. Essas funções de transferência, que associam as saídas do sistema com as perturbações externas e com as variáveis manipuladas constituem as denominadas matriz função de transferência para a carga (G_L) e para as MV's (G_M).

Os projetos clássicos de controladores emparelham os pares MV-PV, formando uma matriz diagonal, onde cada elemento representa o controlador do para MV-PV. Na Figura 5.01 vemos a representação em diagramas de blocos das perturbações externas (L), das MV's (M), das saídas do sistema (Y), dos set-points ($Y_{\underline{s}}$) e das respectivas matriz função de transferência.

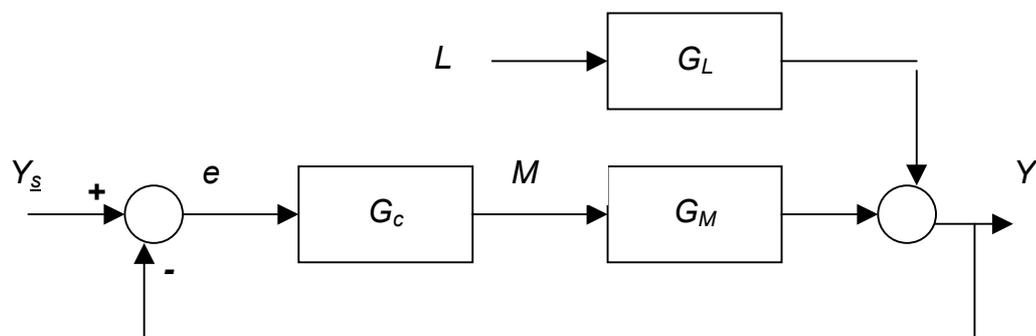


Figura 5.01: Diagrama de blocos de um sistema de controle clássico multivariável

Legenda:

$$G_c = \begin{bmatrix} G_{c11} & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & G_{c22} & \ddots & \vdots \\ \vdots & \ddots & \ddots & 0 \\ 0 & \cdots & 0 & G_{cnn} \end{bmatrix} \quad (5.01)$$

$$G_M = \begin{bmatrix} G_{M11} & G_{M12} & \cdots & G_{M1n} \\ G_{M21} & G_{M22} & \ddots & G_{M2n} \\ \vdots & \ddots & \ddots & \vdots \\ G_{Mn1} & G_{Mn2} & \cdots & G_{Mnn} \end{bmatrix} \quad (5.02)$$

$$G_L = \begin{bmatrix} G_{L11} & G_{L12} & \cdots & G_{L1n} \\ G_{L21} & G_{L22} & \ddots & G_{L2n} \\ \vdots & \ddots & \ddots & \vdots \\ G_{Ln1} & G_{Ln2} & \cdots & G_{Lnn} \end{bmatrix} \quad (5.03)$$

E as FT's em malha fechada são dadas por:

$$y = \left\{ \left[I + G_{M(s)} G_{C(s)} \right]^{-1} G_{M(s)} G_{C(s)} \right\} y^{sp} \left\{ \left[I + G_{M(s)} G_{C(s)} \right]^{-1} G_{L(s)} \right\} L(s) \quad (5.04)$$

ou melhor

$$x = G_{M(s)}^{MF} x^{sp} + G_{L(s)}^{MF} L(s) \quad (5.05)$$

É mais conveniente, do ponto de vista numérico e de controle, que os sinais e ganhos das funções de transferência sejam adimensionais, para tanto podemos utilizar a faixa definida de variação das variáveis nos sistema de controle (range dos instrumentos).

Nos estudos a seguir é necessário conhecer as funções de transferência (FT) do processo. Existem basicamente 3 procedimentos para identificá-las:

- a) Experimentalmente, através da coleta de dados de entrada e saída da planta e posterior tratamento numérico dessas informações.
- b) Através de simulações em estado estacionário.
- c) Através de simulações em regime dinâmico.

A seguir mostraremos como obter as FT's tendo disponível o modelo dinâmico fenomenológico não-linear da planta. Caso o modelo disponível seja linear em espaço de estados, basta pular a etapa 1:

- 1) Obtenha o modelo linear em espaço de estados, para tanto faça a linearização analítica ou numérica. Neste último caso, se a simulação foi implementada no MATLAB/SIMULINK, utilizando as *s-functions* basta usar as functions *trim* e *linmod* de forma apropriada. A resposta da function *linmod* é o espaço de estados linear.
- 2) Podemos obter, a partir do espaço de estados, a matriz de função de transferência e dos ganhos estacionários aplicando as equações (5.06) e (5.07):

$$\begin{cases} G_M(s) = [C(sI - A)^{-1} B + D] \\ G_L(s) = [C(sI - A)^{-1} E + F] \end{cases} \quad (5.06)$$

$$\begin{cases} K_M = D - CA^{-1}B \\ K_L = F - CA^{-1}E \end{cases} \quad (5.07)$$

Demonstração - Seja o espaço de estados lineares em variáveis desvio dado pelo sistema:

$$\begin{cases} \dot{x}(t) = Ax(t) + Bu(t) + Ed(t) \\ y(t) = Cx(t) + Du(t) + Fd(t) \end{cases} \quad (5.08)$$

onde t = variável independente tempo
 u = variáveis manipuladas
 d = distúrbios externos
 x = estados do sistemas
 y = saídas do sistema

aplicando a transformada de Laplace ao sistema (5.08), obtemos

$$\begin{cases} sIx(s) = Ax(s) + Bu(s) + Ed(s) \\ y(s) = Cx(s) + Du(s) + Fd(s) \end{cases} \Leftrightarrow \begin{cases} (sI - A)x(s) = Bu(s) + Ed(s) \\ y(s) = Cx(s) + Du(s) + Fd(s) \end{cases} \quad (5.09)$$

ou melhor

$$\begin{cases} x(s) = (sI - A)^{-1} Bu(s) + (sI - A)^{-1} Ed(s) \\ y(s) = Cx(s) + Du(s) + Fd(s) \end{cases} \quad (5.10)$$

em (5.10), substituindo $x(s)$ em $y(s)$:

$$y(s) = C(sI - A)^{-1} Bu(s) + C(sI - A)^{-1} Ed(s) + Du(s) + Fd(s) \quad (5.11)$$

agrupando os termos semelhantes em (5.11)

$$y(s) = [C(sI - A)^{-1} B + D]u(s) + [C(sI - A)^{-1} E + F]d(s) \quad (5.12)$$

e obtemos as funções de transferência entre a saída $y(s)$ e as entradas $u(s)$ e $d(s)$:

$$\begin{cases} G_M(s) = [C(sI - A)^{-1} B + D] \\ G_L(s) = [C(sI - A)^{-1} E + F] \end{cases} \quad (5.13)$$

Aplicando perturbações degrau unitário em $u(s)$ e $d(s)$, separadamente, e utilizando o teorema do valor final, obtemos:

$$\begin{cases} K_M = \lim_{t \rightarrow \infty} [f_u(t)] = \lim_{s \rightarrow 0} [sf_u(s)] = \lim_{t \rightarrow \infty} \left\{ s [C(sI - A)^{-1} B + D] \frac{1}{s} \right\} = D - CA^{-1}B \\ K_L = \lim_{t \rightarrow \infty} [f_d(t)] = \lim_{s \rightarrow 0} [sf_d(s)] = \lim_{t \rightarrow \infty} \left\{ s [C(sI - A)^{-1} E + F] \frac{1}{s} \right\} = F - CA^{-1}E \end{cases} \quad (5.14)$$

portanto os ganhos estacionários para as variáveis manipuladas e para os distúrbios externos são, respectivamente, dados por

$$\begin{cases} K_M = D - CA^{-1}B \\ K_L = F - CA^{-1}E \end{cases} \quad (5.15)$$

Observe que, se dispomos de um modelo fenomenológico válido, não é necessário, para obter as funções de transferência do processo, realizar a identificação a partir de dados experimentais.

5.2 Interação entre as malhas

Na literatura apresenta algumas técnicas para avaliar as interações entre as malhas de controle de um sistema de controle: INA (Inverse Matrix Array), RNP, RGA (Relative Gain Array). Neste curso abordaremos a técnica RGA.

É importante ter em mente que interações são às vezes desejáveis, por exemplo para rejeição de perturbações na carga. Mas para mudanças no set-point as interações entre as malhas são indesejáveis.

5.3 RGA – Relative Gain Matrix

A matriz RGA é fácil de calcular e apenas é necessário conhecer os ganhos em estado estacionário do sistema.

A matriz RGA pode ser calculada da seguinte maneira:

$$RGA = [K_M] \bullet [K_M^{-1}]^T \quad (5.16)$$

onde RGA = matriz dos ganhos relativos

K_M = matriz dos ganhos estáticos

\bullet = produto elemento a elemento entre matrizes ou vetores

A matriz RGA tem as seguintes propriedades e características:

- A soma dos elementos de uma linha ou coluna dá sempre igual a 1.
- Quanto mais próximo o elemento de +1 menor a interação entre as malhas.
- Elementos com valores muito grandes em módulo indicam forte interação entre as malhas.
- Elementos com valores muito grandes em módulo indicam que o sistema pode ser bastante sensível a mudanças nos parâmetros (pequena robustez).
- Se algum elemento da diagonal principal for negativo o sistema pode apresentar instabilidade integral⁶.
- Recomenda-se que os elementos da diagonal sejam maiores que 0,5 e menores que 4

⁶ Instabilidade integral é definida quando o sistema em malha fechada com modo integral presente é instável.

5.4 Quantidade e seleção das MV's: resiliência e rejeição da carga

Alguns processos são mais fáceis de controlar que outros. Uma escolha criteriosa das variáveis manipuladas e controladas produz sistemas mais fáceis de controlar que outros. Esta facilidade de controlar é denominada de resiliência do processo. Podemos estimar essa propriedade através dos valores singulares da matriz de ganhos estáticos do processo.

5.4.1 MRI - Morari Resiliency Index

O Índice de Resiliência de Morari (MRI – Morari Resiliency Index) indica a controlabilidade inerente de um processo. Depende das variáveis controladas e manipuladas, mas não dos emparelhamentos dessas variáveis ou da sintonia dos controladores. Assim ele é útil para comparar alternativas de processos e/ou de variáveis manipuladas.

O MRI é o menor valor singular da matriz função de transferência em malha aberta $G_M(s)$. O MRI pode ser avaliado para uma faixa de frequências w ou apenas para frequência igual a zero. Neste último caso apenas os ganhos estacionários são necessários.

$$MRI = \sigma_{[G_M(jw)]}^{\min} \quad (5.17)$$

Quanto maior for o MRI mais controlável ou resiliente é o processo. Podemos entender isso se considerarmos que quanto maior for o menor valor singular menos singular é a matriz $G_M(jw)$, i.e., mais facilmente essa matriz é invertida. Como o sistema de controle feedback tenta inverter a matriz função de transferência do processo, quanto maior for o MRI mais fácil é o controle do processo.

É importante notar que o MRI depende das unidades dos ganhos estacionários do processo. Assim para poder comparar processos ou estruturas de controle diferentes é necessário adimensionalizar os ganhos, para tanto podemos utilizar as faixas operacionais das PV's e as vazões máximas das válvulas de controle.

Valores de MRI da mesma ordem de grandeza, por exemplo, 10 e 8 indicam que as correspondentes estratégias de controle tem a mesma "controlabilidade". Entretanto, sistemas com valores MRI de ordem diferente, digamos 10 e 1 indicam que o com MRI maior é mais fácil de ser controlado.

Porém para que os valores de MRI e do CN (veja esse índice no item 5.4.2) de diferentes estruturas possam ser comparados entre si, é necessários que o sistema seja adimensionalizado de forma que o valor MRI seja o mínimo possível. Caso a adimensionalização não seja executada ou seja feita de maneira diferente da sugerida os valores de MRI e de CN não podem ser utilizados para discriminação entre estruturas de controle.

Exemplo: Yu and Luyben (Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev., 1986, Vol. 25, p. 498) fornece a matriz de ganho estacionários para três conjuntos de variáveis manipuladas: L-Q (refluxo e vapor), D-Q (destilado e vapor), L/D-Q (razão de refluxo e vapor):

Função de transferência	Configuração do sistema de controle		
	L-Q	D-Q	L/D-Q
G_{M11}	+16,30	-2,30	+1,50
G_{M12}	-18,00	+1,04	-1,12
G_{M21}	-26,20	+3,10	-2,06
G_{M22}	+28,63	+1,80	+4,73
$MRI = \sigma^{min}$	0,11	1,86	0,86
σ^{max}	45,78	3,97	5,42
$CN = \frac{\sigma^{max}}{\sigma^{min}}$	425	2,14	6,13

Portanto, com base no *MRI* o sistema D-Q é o mais fácil de ser controlado (mais resiliente).

Também é importante analisar os valores singulares em si:

- Valores singulares pequenos indicam baixa sensibilidade da MV correspondente, obrigando ao controlador ter um ganho proporcional elevado, o que pode causar saturação da malha de controle e a torna mais sensível a ruídos.
- Valores singulares elevados indicam alta sensibilidade da MV correspondente o que pode tornar a malha de controle tudo-ou-nada (controle on-off).

5.4.2 SVD/CN – singular value decomposition/condition number

Outra técnica que indica os melhores conjuntos das variáveis manipuladas é o número condicional (CN) que é definido como sendo a razão entre o maior e o menor valor singular:

$$CN = \frac{\sigma^{max}}{\sigma^{min}} \quad (5.18)$$

Um valor grande do *CN* é indesejável porque indica que o sistema é sensível a mudanças nos parâmetros do processo (perda de robustez). Portanto, conjuntos de variáveis manipuladas que gerem pequenos *CN* são mais apropriados

No exemplo anterior vemos que a estrutura D-Q é a mais indicada por esse critério.

Quanto mais próximo de 1 o CN mais fácil de controlar é o processo. Se isto não for possível, e normalmente não o é, pelo menos que o sistema de controle tenha o valor singular máximo e mínimo o mais próximo um do outro.

Quando CN tende a infinito o sistema perde 1 grau de liberdade, por exemplo, num sistema 2x2 com $CN = 1$, existem 2 graus de liberdade, se o CN fosse infinito só existiria 1 grau de liberdade. Portanto o CN indica se o sistema tem condições de incorporar mais controladores.

5.5 NI – Niederlinski Index

Outro critério que estabelece a estabilidade integral de uma configuração de um sistema de controle é o NI . Este critério é necessário mas não é suficiente para estabelecer a estabilidade em malha fechada de um sistema de controle com ação integral em todos os controladores, daí a denominação estabilidade integral.

Se o NI é negativo então o sistema é instável em malha fechada:

$$NI < 0 \text{ então o sistema é instável}$$

se o NI é positivo, nada podemos afirmar.

Por definição o NI é dado por

$$NI = \frac{\det(K_M)}{\prod_{j=1}^n K_{M_{jj}}} \quad (5.19)$$

onde K_M é a matriz dos ganhos estacionários da matriz função de transferência G_M .

A limitação do NI é que ele exige que todos os controladores do sistema de controle tenham ação integral. Mas, observe, que não necessita que seja estabelecido os pares MV-PV nem a sintonia dos controladores.

5.6 Índices para avaliação da estrutura de controle

Além dos índices estudados, existem outros que auxiliam na escolha da melhor estrutura de controle multimalha. Na Tabela 5.03, observamos a comparação dos métodos aqui apresentados e de outros não estudados neste curso.

Tabela 5.3: Procedimentos qualitativos e quantitativos para definição da estruturas de sistemas de controle multimalhas

Método/Procedimento	Finalidades	Observações
Análise Qualitativa	<ul style="list-style-type: none"> • Enumeração das possíveis estruturas • Configuração das malhas instáveis 	Devemos levar em consideração aspectos operacionais e econômicos
SVD – Singular Value Decomposition	<ul style="list-style-type: none"> • Localização Ótima de Sensores 	Análise em estado estacionário
CN – Condition Number	<ul style="list-style-type: none"> • Definição dos graus de liberdade 	Análise em estado estacionário e/ou em regime transiente
RGA – Relative Gain Array	<ul style="list-style-type: none"> • Avaliação da Estabilidade • Avaliação da Robustez 	Análise em estado estacionário e/ou em regime transiente
MRI – Morari Resiliency Index CN – Condition Number	<ul style="list-style-type: none"> • Seleção das MV's • Avaliação da resiliência 	Análise em estado estacionário e/ou em regime transiente
RPN – Robust Performance Number	<ul style="list-style-type: none"> • Seleção das MV's • Sintonia dos Controladores 	Análise em estado estacionário e/ou em regime transiente Necessita definir o desempenho desejado
TLC – Tyreus Load Rejection Criterion	<ul style="list-style-type: none"> • Seleção das MV's • Sintonia dos Controladores 	Análise em estado estacionário e/ou em regime transiente Necessita definir a perturbação
CLP – Characteristic Loci Plots NI – Niederlinski Index	<ul style="list-style-type: none"> • Seleção pares PV-MV • Estabilidade do Sistema de Controle 	NI analisa apenas o estado estacionário
DSC – Doyle-Stein Criterion SMM – Skogestad-Morari Method	<ul style="list-style-type: none"> • Seleção da configuração dos controladores • Avaliação da robustez 	Sistema MIMO
BLT – Biggest Log-Modulus Tuning	<ul style="list-style-type: none"> • Sintonia do controlador multimalha 	Sistema MIMO

Podemos e devemos utilizar o maior número de métodos apresentados na Tabela 5.03. Desta forma estaremos projetando sistemas de controle mais *justos*, i.e., mais apropriados ao processo que se deseja controlar.

No item **5.8.** vemos um roteiro que orienta no uso dos procedimentos estudados anteriormente.

5.7 Sintonia de controladores industriais

Após a definição da estrutura de controle (pares PV-MV) é necessário estabelecer o tipo (ordem) do controlador adequado ao processo. O controlador mais utilizado industrialmente é o P+I+D, ou simplesmente PID. Existem vários tipos de controladores tipo PID. Na Tabela 5.03 observamos a formulação matemática ideal de controladores PID contínuos. Na Tabela 5.04 vemos alguns tipos de controladores PID contínuos reais (industriais). Na Tabela 5.05 são listados algumas possíveis formulações para controladores industriais discretos (digitais).

Existem vários métodos para sintonizar controladores tipo PID, como por exemplo:

- Ziegler-Nichols;
- Cohen-Coon;
- Critérios integrais (IAE, ITAE, ISE, ITSE);
- IMC;
- Margens de ganho e de fase;
- Lugar das raízes.

Cada método é adequado para certo tipo de processo e/ou de perturbação. Porém, infelizmente, o método de sintonia mais utilizado é o por tentativa-e-erro.

A título de ilustração observamos, na Tabela 5-07, os valores que os parâmetros do controlador deve assumir para um processo de 1ª ordem com tempo morto, segundo o critério ITAE.

Tabela 5.04: Controladores contínuos PID ideais

Tipo de controlador		Equação no domínio do tempo	Funções de transferência no domínio de Laplace	Observações
P	proporcional	$SV(t) = Kc \cdot \varepsilon(t) + \text{bias}$	$Gc(s) = Kc$	$Kc = \frac{1}{PB}$, <i>PB – banda proporcional</i>
I	integral	$SV(t) = \frac{1}{\tau_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt + \text{bias}$	$Gc(s) = \frac{1}{\tau_i s}$	$Ki = \frac{1}{\tau_i}$
D	derivativo	$SV(t) = \tau_D \frac{d(\varepsilon(t))}{dt} + \text{bias}$	$Gc(s) = \tau_D s$	
PI	proporcional + integral	$SV(t) = Kc \cdot \varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt + \text{bias}$	$Gc(s) = Kc + \frac{1}{\tau_i s}$	Em paralelo (independente)
		$SV(t) = Kc \cdot \left[\varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt \right] + \text{bias}$	$Gc(s) = Kc \left[1 + \frac{1}{\tau_i s} \right]$	Em série
PD	proporcional + derivativo	$SV(t) = Kc \cdot \varepsilon(t) + \tau_D \frac{d(\varepsilon(t))}{dt} + \text{bias}$	$Gc(s) = Kc + \tau_D s$	Em paralelo (independente)
		$SV(t) = Kc \cdot \left[\varepsilon(t) + \tau_D \frac{d(\varepsilon(t))}{dt} \right] + \text{bias}$	$Gc(s) = Kc [1 + \tau_D s]$	Em série
PID	proporcional + integral + derivativo	$SV(t) = Kc \cdot \varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt + \tau_D \frac{d(\varepsilon(t))}{dt} + \text{bias}$	$Gc(s) = Kc + \frac{1}{\tau_i s} + \tau_D s$	Em paralelo (independente)
		$SV(t) = Kc \cdot \left[\varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt + \tau_D \frac{d(\varepsilon(t))}{dt} \right] + \text{bias}$	$Gc(s) = Kc \left[1 + \frac{1}{\tau_i s} + \tau_D s \right]$	Em série

Legenda: $\varepsilon(t) = SP(t) - PV(t)$, Kc – ganho proporcional , τ_i – tempo integral (min/repetição) , τ_D – tempo derivativo (min)
 $SP(t)$ – setpoint

Tabela 5.05: Controladores contínuos PID reais (industriais)

Tipo de controlador		Equação no domínio do tempo ou funções de transferência no domínio de Laplace	Observações
P	proporcional	$SV(t) = K_c \varepsilon(t) + \text{bias}$	$K_c = \frac{1}{PB}$, <i>PB – banda proporcional</i>
I	integral	$SV(t) = \frac{1}{\tau_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt + \text{bias}$	$K_i = \frac{1}{\tau_i}$
D	derivativo	$SV(t) = -\tau_D \frac{d(PV(t))}{dt} + \text{bias}$	Ação derivativa apenas sobre a PV
PI	proporcional + integral	$SV(t) = K_c \varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt + \text{bias}$	Em paralelo (independente)
		$SV(t) = K_c \left[\varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt \right] + \text{bias}$	Em série
PD	proporcional + derivativo	$SV(t) = K_c \varepsilon(t) - \tau_D \frac{d(PV(t))}{dt} + \text{bias}$	Em paralelo (independente)
		$SV(t) = K_c \left[\varepsilon(t) - \tau_D \frac{d(PV(t))}{dt} \right] + \text{bias}$	Em série
PID	proporcional + integral + derivativo	$SV(t) = K_c \varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt - \tau_D \frac{d(PV(t))}{dt} + \text{bias}$	Em paralelo (independente)
		$SV(t) = K_c \left[\varepsilon(t) + \frac{1}{\tau_i} \int_0^t \varepsilon(t) dt - \tau_D \frac{d(PV(t))}{dt} \right] + \text{bias}$	Em série
PID	proporcional + integral + derivativo	$G_c(s) = K_c + \frac{1}{\tau_i s} + \frac{\tau_D s}{\gamma s + 1}$	Em paralelo (independente)
		$G_c(s) = K_c \left(1 + \frac{1}{\tau_i s} \right) \left(\frac{1 + \tau_D s}{\gamma s + 1} \right)$	Em série

Legenda: γ - constante de tempo do filtro da ação derivativa

Tabela 5.06: Controladores discretos (digitais) PID reais (industriais)

Tipo de controlador		Equações no domínio do tempo discreto	Observações
P	proporcional	$SV(k) = K_c \varepsilon(k) + \text{bias}$	algoritmo de posição
		$\Delta SV(k) = K_c [\varepsilon(k) - \varepsilon(k-1)] = K_c \Delta \varepsilon(k)$ $SV(k) = \Delta SV(k) + SV(k-1)$	algoritmo de velocidade
I	integral	$SV(k) = \frac{1}{\tau_i} \sum_k \varepsilon(k) \Delta t + \text{bias}$	algoritmo de posição
		$\Delta SV(k) = \frac{\varepsilon(k) \Delta t}{\tau_i}$	algoritmo de velocidade
D	derivativo	$SV(k) = \tau_D \frac{\Delta(\varepsilon(k))}{\Delta t} + \text{bias}$	algoritmo de posição
		$\Delta SV(k) = \tau_D \frac{\Delta[\Delta(\varepsilon(k))]}{\Delta t}$	algoritmo de velocidade
PID	proporcional + integral + derivativo	$SV(k) = K_c \left[\varepsilon(k) + \frac{1}{\tau_i} \sum_k \varepsilon(t) \Delta t + \tau_D \frac{\Delta(\varepsilon(k))}{\Delta t} \right] + \text{bias}$	algoritmo de posição
		$\Delta SV(k) = K_c \left\{ \Delta \varepsilon(k) + \frac{\varepsilon(k) \Delta t}{\tau_i} + \tau_D \frac{\Delta[\Delta(\varepsilon(k))]}{\Delta t} \right\}$	algoritmo de velocidade
I-PD	integral + proporcional + derivativo	$SV(k) = K_c \left\{ \frac{\sum_k \varepsilon(t) \Delta t}{\tau_i} - [PV(k) - PV_{ref}] - \tau_D \frac{\Delta(PV(k))}{\Delta t} \right\} + \text{bias}$	algoritmo de posição com ações proporcional e derivativo apenas sobre a PV
		$\Delta SV(k) = K_c \left\{ \frac{\varepsilon(k) \Delta t}{\tau_i} - \Delta PV(k) - \tau_D \frac{\Delta[\Delta(PV(k))]}{\Delta t} \right\}$	algoritmo de velocidade com ações proporcional e derivativo apenas sobre a PV MAIS RECOMENDADO

Legenda: Δt – tempo de amostragem da malha de controle

Tabela 5-07: Sintonia de controladores pelo método ITAE, processos de 1ª ordem com tempo morto

Tipo de perturbação	Tipo de controlador	Modo	A	B	Equação
Carga	PI	P	+0,859	-0.9770	$K_p.K_C = A.\left(\frac{\tau_m}{\tau_p}\right)^B$
		I	+0,674	-0,6800	$\frac{\tau_p}{\tau_i} = A.\left(\frac{\tau_m}{\tau_p}\right)^B$
	PID	P	+1.357	-0.9470	$K_p.K_C = A.\left(\frac{\tau_m}{\tau_p}\right)^B$
		I	+0.842	-0.7380	$\frac{\tau_p}{\tau_i} = A.\left(\frac{\tau_m}{\tau_p}\right)^B$
		D	+0.381	0.9950	$\frac{\tau_D}{\tau_p} = A.\left(\frac{\tau_m}{\tau_p}\right)^B$
	Set point	PI	P	+0.586	-0.9160
I			+1.030	-0.1650	$\frac{\tau_p}{\tau_i} = A + B.\left(\frac{\tau_m}{\tau_p}\right)$
PID		P	+0.965	-0.8500	$K_p.K_C = A.\left(\frac{\tau_m}{\tau_p}\right)^B$
		I	+0.796	-0.1465	$\frac{\tau_p}{\tau_i} = A + B.\left(\frac{\tau_m}{\tau_p}\right)$
		D	+0.308	+0.9290	$\frac{\tau_D}{\tau_p} = A.\left(\frac{\tau_m}{\tau_p}\right)^B$

Legenda: K_p – ganho estático do processo
 τ_p – constante de tempo do processo (min)
 τ_m – tempo morto (min)

5.8 Procedimento geral para definição de estruturas de sistemas de controle

A seguir sugerimos um metodologia para definição da estrutura (emparelhamento PV-MV e sintonia dos controladores) de um sistema de controle:

1. *Análise e síntese qualitativa:*
 - 1.1. Enumeração de possíveis variáveis medidas, controladas e manipuladas
 - 1.2. Separação do sistema em 2 conjuntos:
 - 1.2.1. malhas abertas instáveis, que devem ser fechadas, configuradas e sintonizadas,
 - 1.2.2. malhas abertas estáveis que deverão ser submetidas à análise e síntese quantitativa
2. *Análise e síntese qualitativa (proponha 2 ou mais estruturas):*
 - 2.1. Obtenção das funções de transferência em malha aberta
 - 2.2. Estudo dos graus de liberdade, através no *CN*
 - 2.3. Escolha dos locais de medição das variáveis utilizando a matriz de sensibilidade, o *SVD* e o *CN*
 - 2.4. Avaliação da estabilidade em malha aberta, use o *RGA*, caso o sistema for instável (diagonal principal com elementos negativos) ou interativo (valores dos elementos da *RGA* muito grandes em módulo) voltar o passo 1.
 - 2.5. Seleção das variáveis manipuladas, use o *MRI*, *CN* e o *RNP*
 - 2.6. Avaliação da resiliência, através do *MRI* e do *CN*
 - 2.7. Selecione os pares MV-PV e estude a estabilidade do sistema em malha fechada, use o *CLP* e o *NI*
 - 2.8. Verifique a robustez do sistema de controle utilizando o *DCS* e *SMM*. Se o sistema não for robusto volte ao passo 1.
 - 2.9. Sintonize os controladores multimalha aplicando o *BLT*
 - 2.10. Aplique o *TLC*, para escolher a melhor configuração
3. Verifique a validade da estrutura projetada

6 Exercícios

6.01. Interprete o sistema de controle descrito pela Figura 6.01

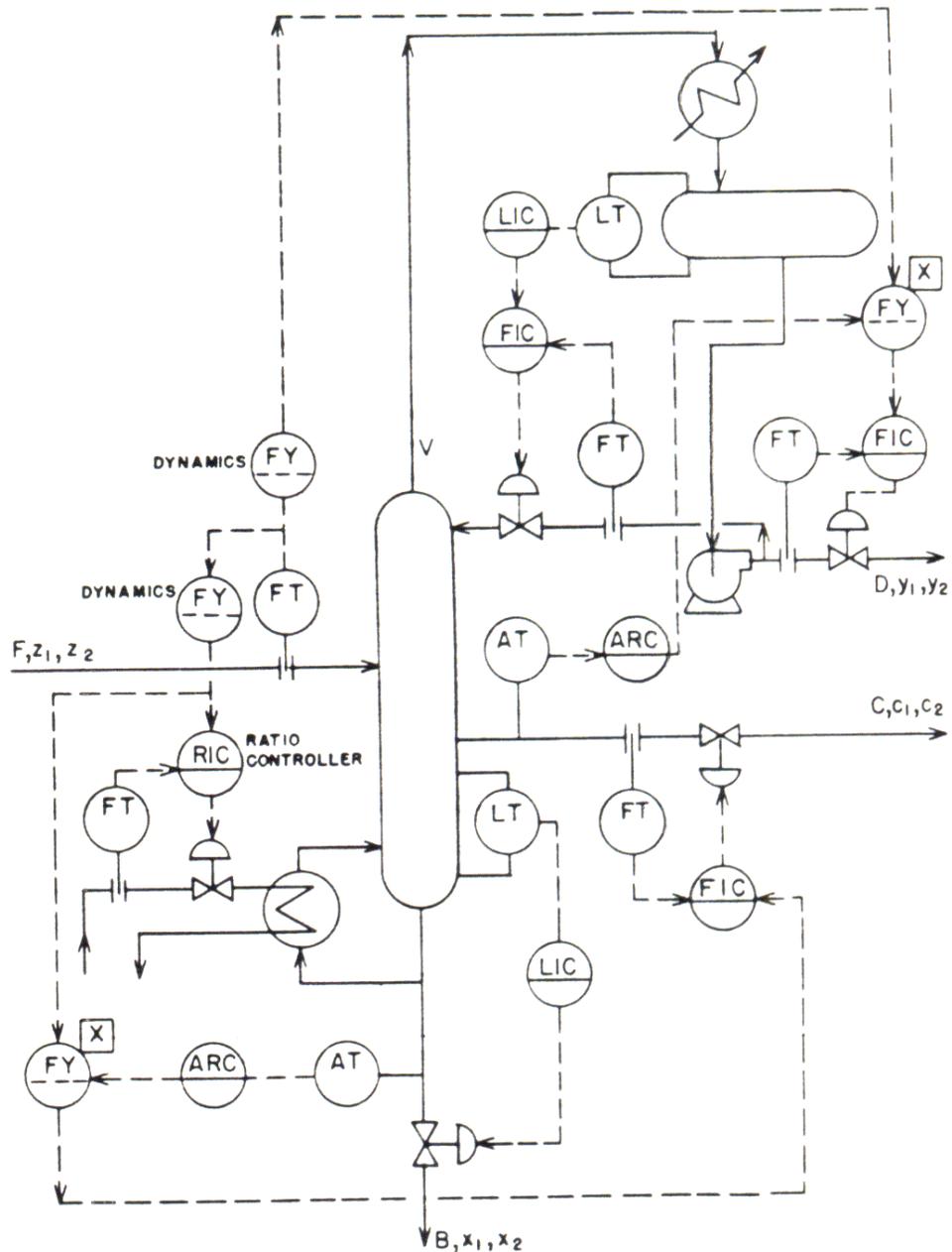


Figura 6.01: Sistema de controle de uma coluna de destilação

6.02. Considere uma coluna de destilação com retirada de topo, fundo e lateral, todas em fase líquida. Projete um sistema de controle (feedback + feedforward) para esta coluna assumindo que:

- a) Composição da alimentação constante, vazão da alimentação varia em torno de 10%.
- b) Não tem incondensáveis.
- c) Não tem limitação quanto a disponibilidade de fluido refrigerante.
- d) Vazão de alimentação, $F = 100$ u.v.
- e) Vazão de resíduo, $B = 5$ u.v.
- f) Vazão de refluxo, $R = 40$ u.v.

6.03. Considere a mesma coluna do exercício 6.02, porém com uma vazão de refluxo de $R = 400$ u.v.

6.04. Qual a situação na qual a estrutura de controle D-B pode funcionar?

7 Bibliografia

Livros sobre controle de colunas de destilação:

1. Desphande, Pradeep B. *Distillation Dynamics and Control*. Edward Arnold
2. Liptak, Bela G. *Instrument Engineers' Handbook: Process Control*. Chilton Book Company | Randnor
3. Luyben, William L, *Practical Distillation Control*. Van Nostrand Reinhold.
4. Luyben, William L, *Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers*. McGraw Hill
5. Luyben, William L; Tyréus, Björn D; Luyben, Michael L. *Plantwide Process Control*. McGraw Hill
6. Shinskey, M. G. *Distillation Control*. McGraw Hill

Livros de controle clássico:

1. Corripio, Armando B and Smith, Carlos A. *Principles and Practices of Automatic Process Control*. John Wiley & Sons
2. Desphande, Pradeep B. *Multivariable Process Control*. ISA.
3. Luyben, William L. and Luyben, Michael L. *Essentials of Process Control*. McGraw Hill
4. Seborg, DE et al. *Process Dynamics and Control*. John Wiley & Sons
5. Stephanopoulos, George. *Chemical Process Control. An Introduction to Theory and Practice*. Prentice-Hall

Autor: Ricardo Kalid

cursos e apostilas sobre

MODELAGEM DE PROCESSOS

1. *Operações Unitárias em Regime Transiente – Balanços de Massa, Energia e Momentum Aplicados a Processo Químicos.*
2. *Identificação de Processos Químicos.*

SIMULAÇÃO DE PROCESSOS

3. *Métodos Numéricos e Simulação de Processos.*
4. *Programação em MATLAB com Aplicação em Reatores Químicos.*

CONTROLE DE PROCESSOS

5. *Sistemas de Controle dos Principais Equipamentos da Indústria de Processos Químicos e Petroquímicos.*
6. *Controle de Processos Químicos.*
7. *Definição da Estrutura do Sistema de Controle Multimalha de Processos Multivariáveis.*
8. *Controle Avançado de Processos.*
9. *Controle de Coluna de Destilação.*
10. *Controle Preditivo Multivariável: DMC - Controle por Matriz Dinâmica.*

OTIMIZAÇÃO DE PROCESSOS

11. *Otimização de Processos Químicos.*

Apêndice 1:

OPERAÇÕES UNITÁRIAS EM REGIME TRANSIENTE:

BALANÇOS DE MASSA, ENERGIA E MOMETUM APLICADOS A PROCESSO QUÍMICOS

Autor: Ricardo Kalid

Apêndice 2

MODELAGEM EM REGIME TRANSIENTE: LINEARIZAÇÃO E FUNÇÃO DE TRANSFERÊNCIA DE UM SISTEMA SISO – NÍVEL DE UM TANQUE

Autor: Ricardo Kalid