

Seminário Nacional Cristalização “Alois Schaeffer”
ESALQ / USP Piracicaba – SP – Brasil
16 de Novembro 2011

**Evaporação e Circulação no Processo de
Cristalização**

Pedro Avram & Helgo Ackermann

- 1. Sobre nós (IPRO e IPROSUCAR)**
- 2. Conceitos básicos:** velocidade de cristalização
- 3. Evaporação e circulação no processo de cristalização**
 - 3.1 Forças impulsoras: diferença de temperatura, evaporação, circulação da massa
 - 3.2 Resistências ao fluxo de calor
 - 3.3 Efeito da temperatura na cristalização e na circulação
 - 3.4 Circulação natural / circulação mecânica
 - 3.5 Desenho, características de um tacho de cozimento batelada
 - 3.6 Desenho, características de um tacho contínuo

- 4. Cristalização por resfriamento**
 - 4.1 Finalidade: esgotamento adicional
 - 4.2 Projeto de Cristalizadores
 - 4.3 Tempo de permanência
 - 4.4 Temperatura final da massa
 - 4.5 Reaquecimento

IPRO é uma companhia de engenharia neutra e independente para projetos de açúcar, álcool, energia, alimentos e biotecnologia.

Localizada em:

Braunschweig, Alemanha (1963)



Varsóvia, Polónia (1999)



Piracicaba, Brazil (2005)



Chandigarh, India (2007)



1963 Fundação da IPRO Industrieprojekt GmbH em Braunschweig, Rep. Fed. de Alemanha

2005 É a junção com a IPRO, que se instalou no Brasil com ativa ajuda do Eng. Alois Schaeffer em associação com a PROSUCAR de Piracicaba, dando origem à IPROSUCAR. Estamos contribuindo para a melhoria da qualidade do açúcar e redução do consumo do vapor de processo, assim como projetos detalhados de usinas modernas de açúcar e álcool.

Diretores responsáveis da IPROSUCAR:

Eng. Helgo Ackermann

Engenharia Química USP - 1964

CTC-Copersucar - 17 anos

Prosucar - 6 anos

IPROSUCAR- 6 anos

Antonio Roberto Bertolini

Projetos Açúcar e Álcool - 1983

Sucral - 7 anos

CTC-Copersucar - 19 anos

Prosucar - 1 ano

IPROSUCAR - 6 anos

Dipl.-Ing. Pedro Avram

Engenharia Mecânica Universidade da Costa Rica - 1971

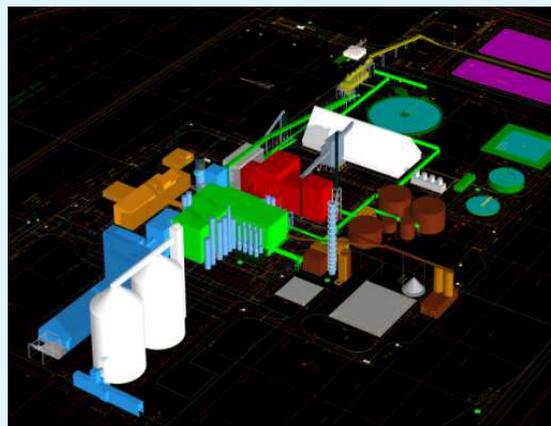
Pós-graduação Tecnologia Açucareira – TU Berlin - 1975

Usinas cana de açúcar América Central - 4 anos

Fletcher & Stewart, Inglaterra - 3 anos

IPRO, Alemanha - 30 anos

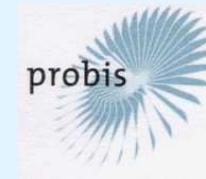
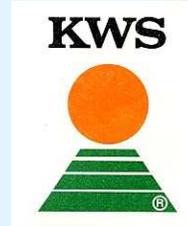
- IPROSUCAR pode oferecer a seus Clientes em toda América
 - ✓ Consultoria
 - ✓ Ante-projetos
 - ✓ Projetos
 - ✓ Planejamento
 - ✓ Acompanhamento de obra
- IPROSUCAR constituída atualmente de 12 colaboradores, entre engenheiros, projetistas e desenhistas e nossa matriz IPRO na Alemanha e outros países ~ 70 colaboradores



Referências no Brasil



Referências na Alemanha



1. Sobre nós

Referências Internacionais



Cristais

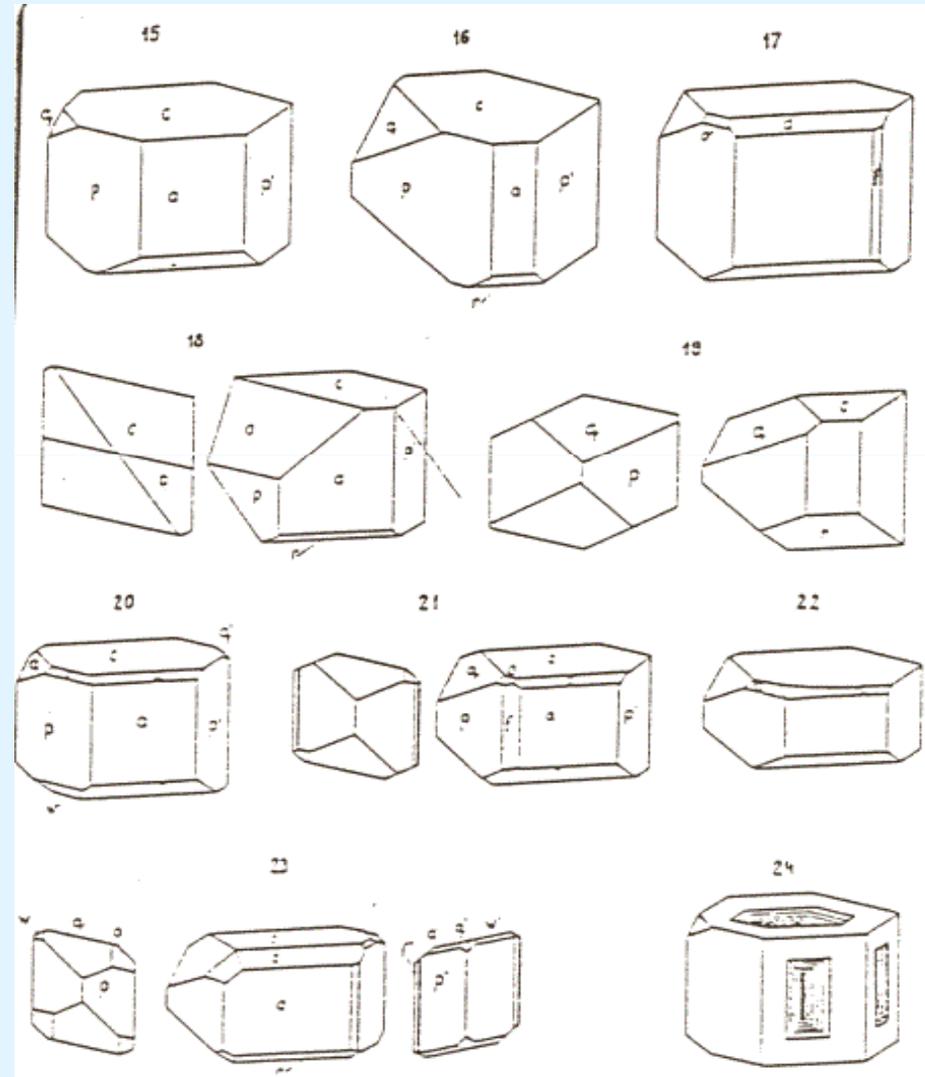
- Sólidos – cristalinos: arranjo regular das moléculas
- amorfos: arranjo desordenado das moléculas

Cristais – tem locação rígida das moléculas – específica para cada substância

Sacarose – pode apresentar formas diferentes de cristais dependendo de: velocidade de cristalização, presença de impurezas, agitação e muitos outros fatores

Morfologia da sacarose

Diferentes formações de cristais de sacarose

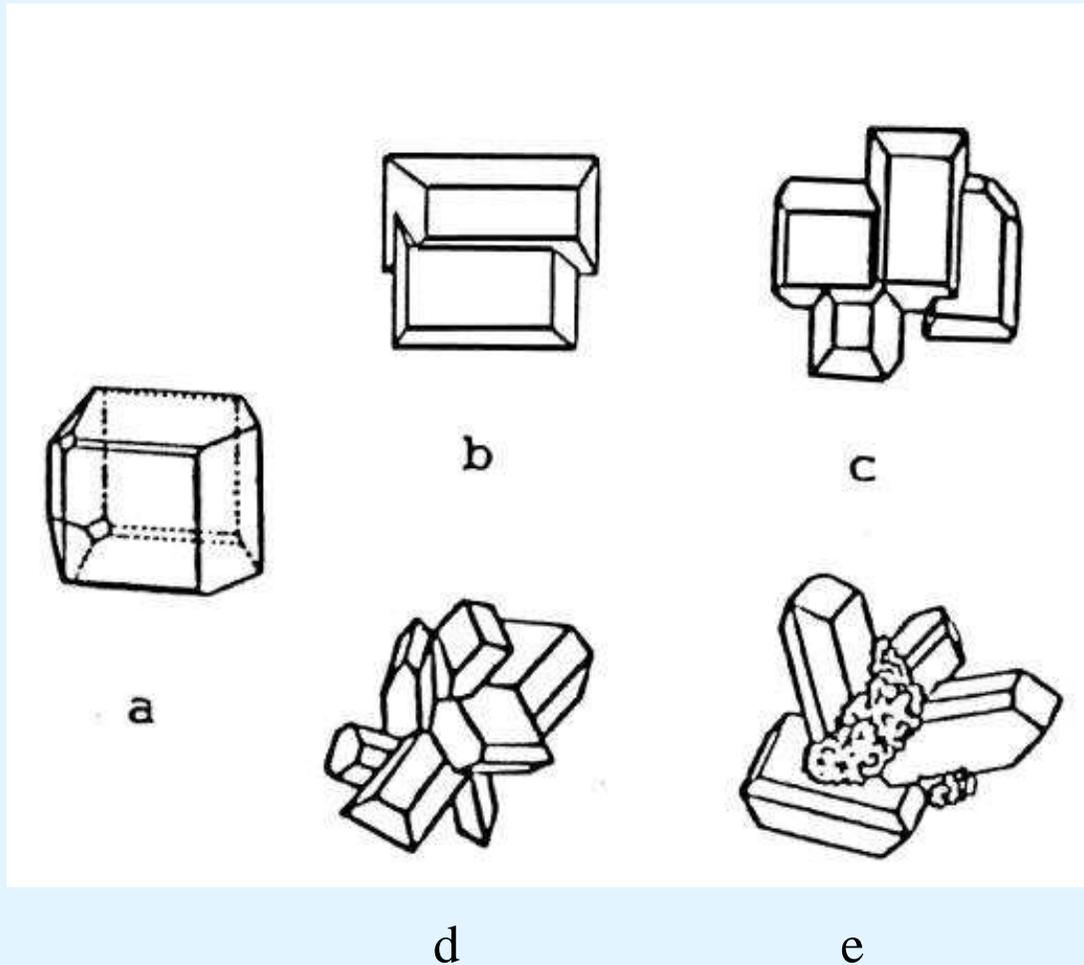


Cristais compostos

Muitos cristais produzidos industrialmente podem exibir várias formas de agregação – conglomerados.

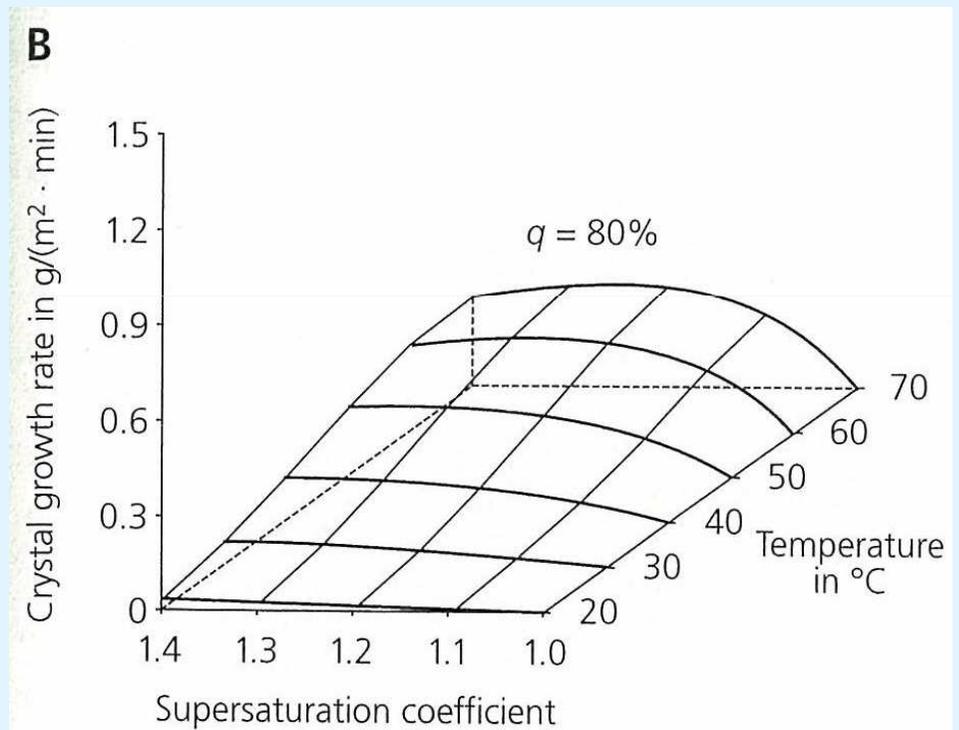
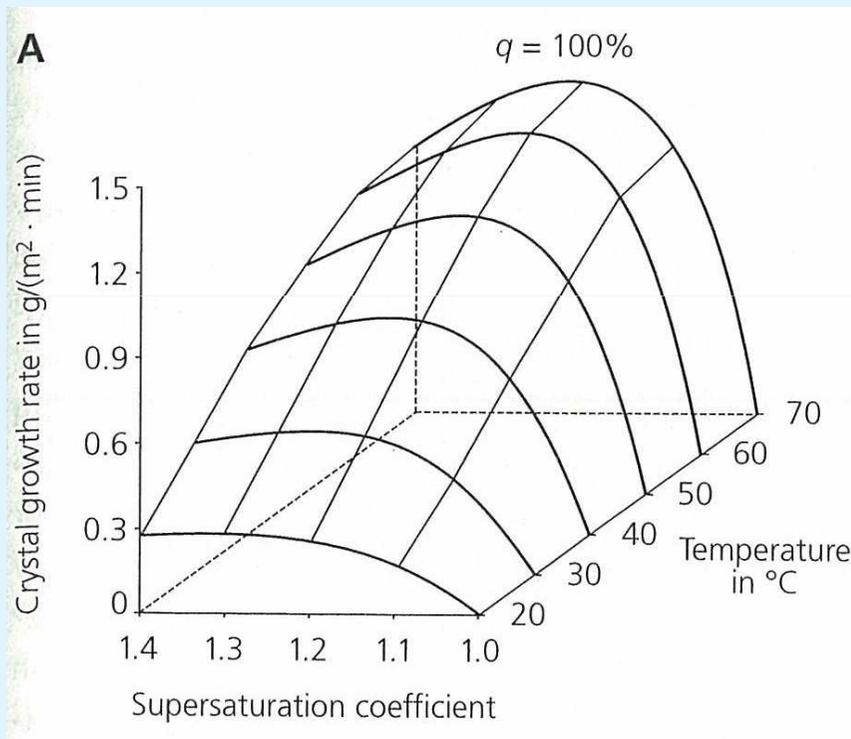
Na indústria açucareira os conglomerados podem acarretar dificuldades de fluidez, e no processo de fabricação problemas como centrifugação e secagem, além de reter impurezas – portanto são extremamente indesejáveis.

Morfologia da sacarose



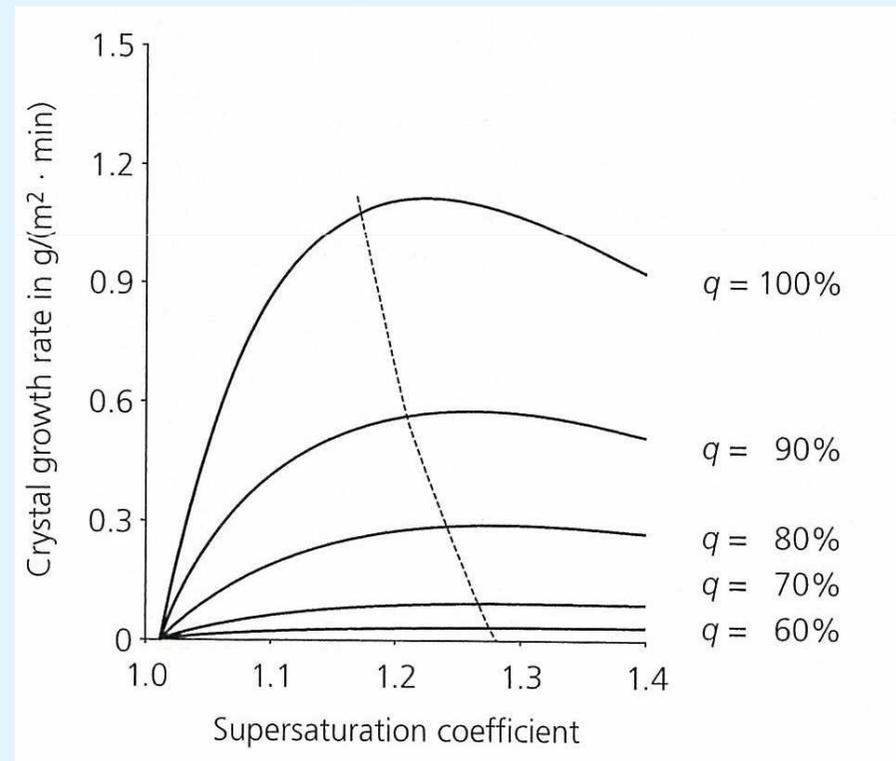
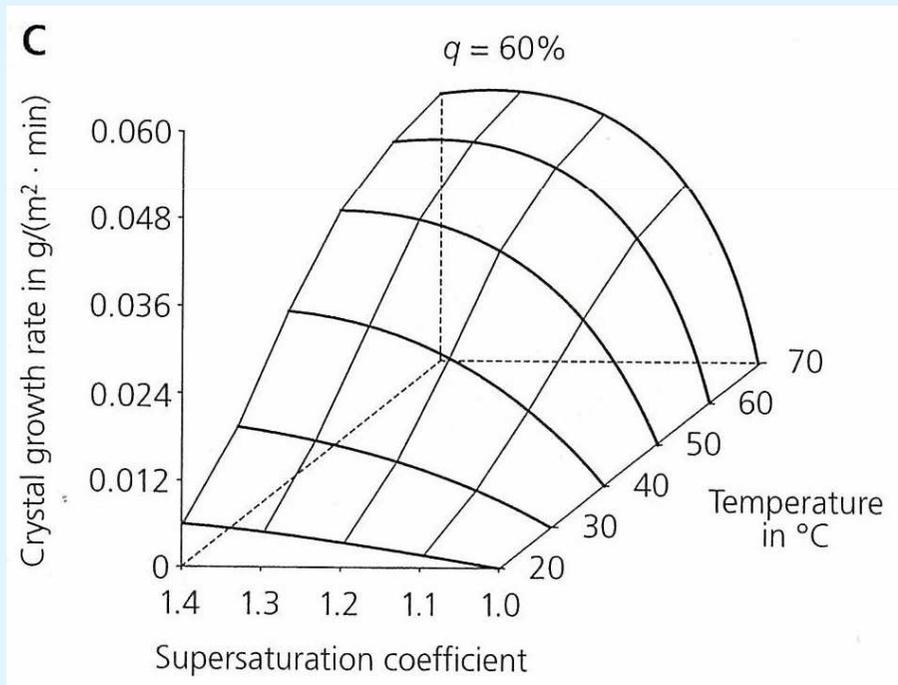
- a Cristal unitário
- b Duplo ou germinado
- c Quádruplo
- d Conglomerado
- e Conglomerado com inclusão de cristais amorfos

Velocidade de cristalização em função da pureza e supersaturação

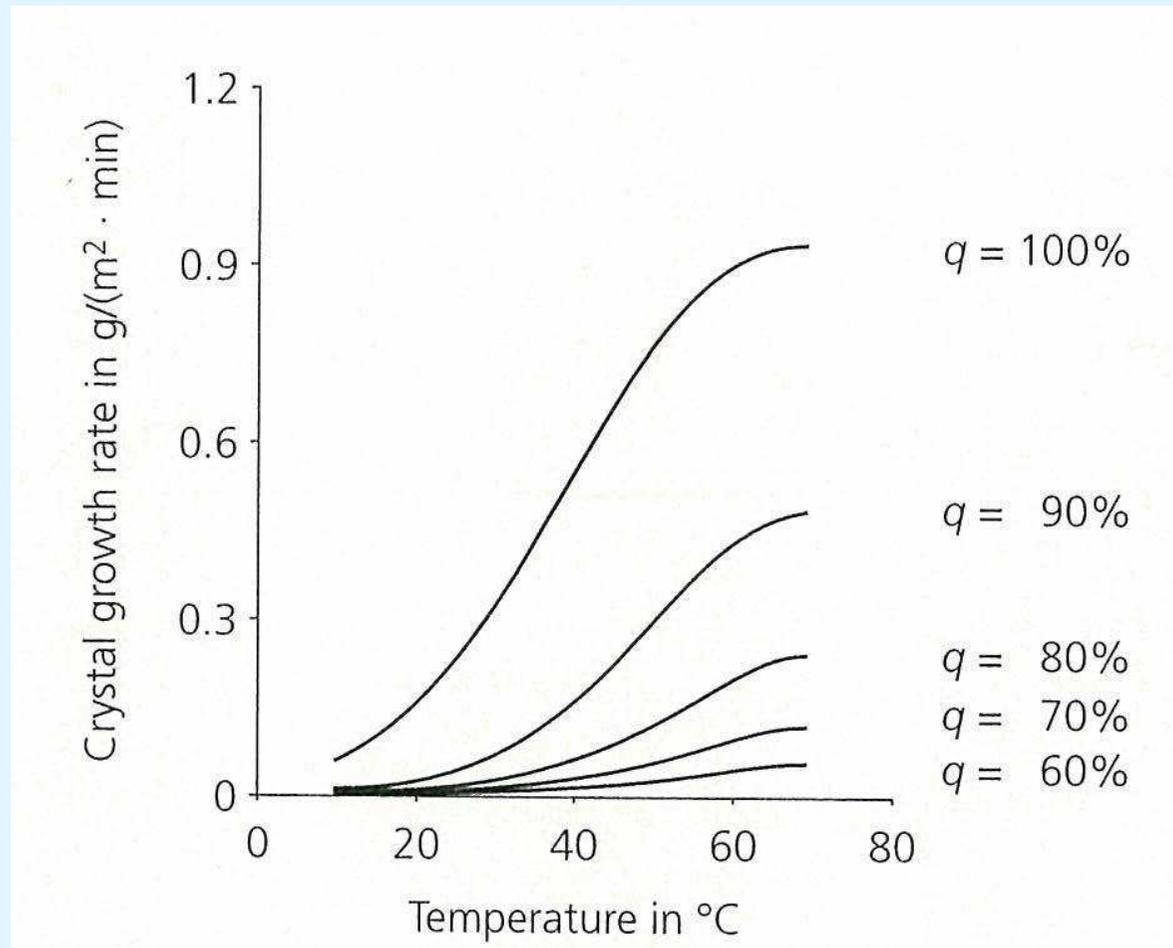


Velocidade de cristalização em função da pureza e supersaturação

--- limite prático de supersaturação (formação do grão falso a valores maiores)

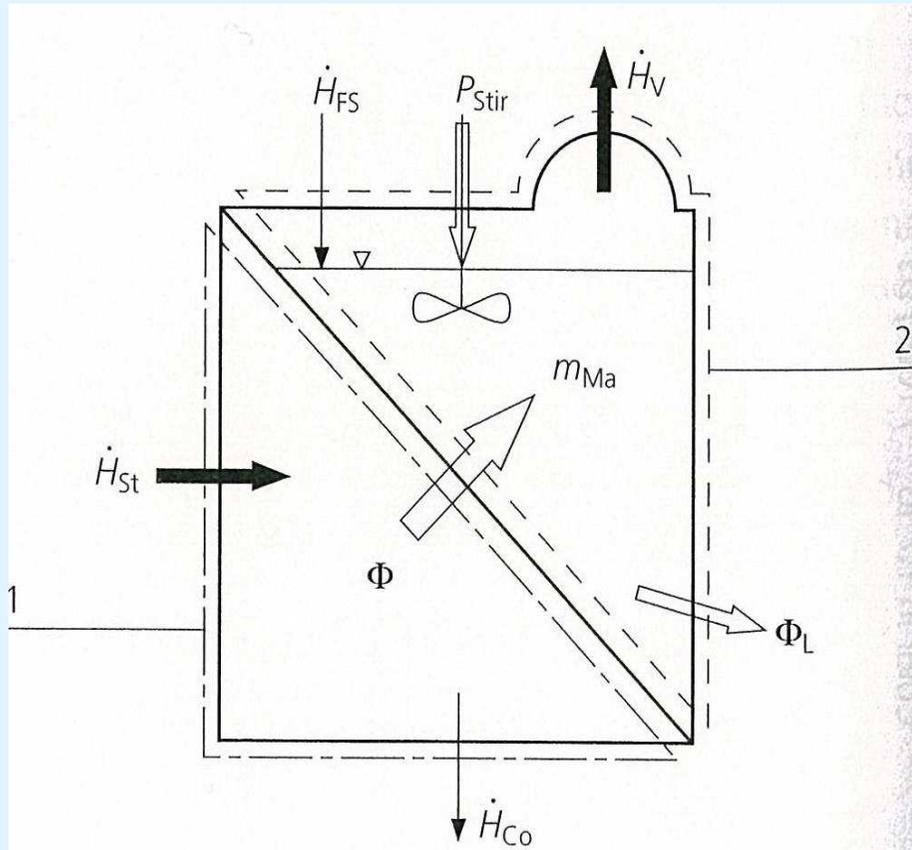


Velocidade de cristalização à supersaturação constante em função da pureza e temperatura



- 3.1 Forças impulsoras: diferença de temperatura, evaporação, circulação da massa
- 3.2 Resistências ao fluxo de calor
- 3.3 Efeito da temperatura na cristalização e na circulação
- 3.4 Circulação natural / circulação mecânica

Balanco entálpico de um tacho



1 = Calandra

2 = Corpo

H_{FS} = Entalpia xarope entrando

P_{Stir} = Potencia agitador

H_v = Entalpia vapor vegetal

m_{Ma} = Vazão de massa cozida

Φ = Fluxo de calor

Φ_L = Perdas de calor

H_{Co} = Entalpia condensado

H_{St} = Entalpia vapor aquecimento

Definição do Coeficiente k^*

$$k^* = m_{wev} \cdot r / A \cdot (t_{co} - t_v)$$

k^* = coeficiente aparente de transferencia de calor (W/m²K)

m_{wev} = massa de água evaporada = massa de condensado (kg/s)

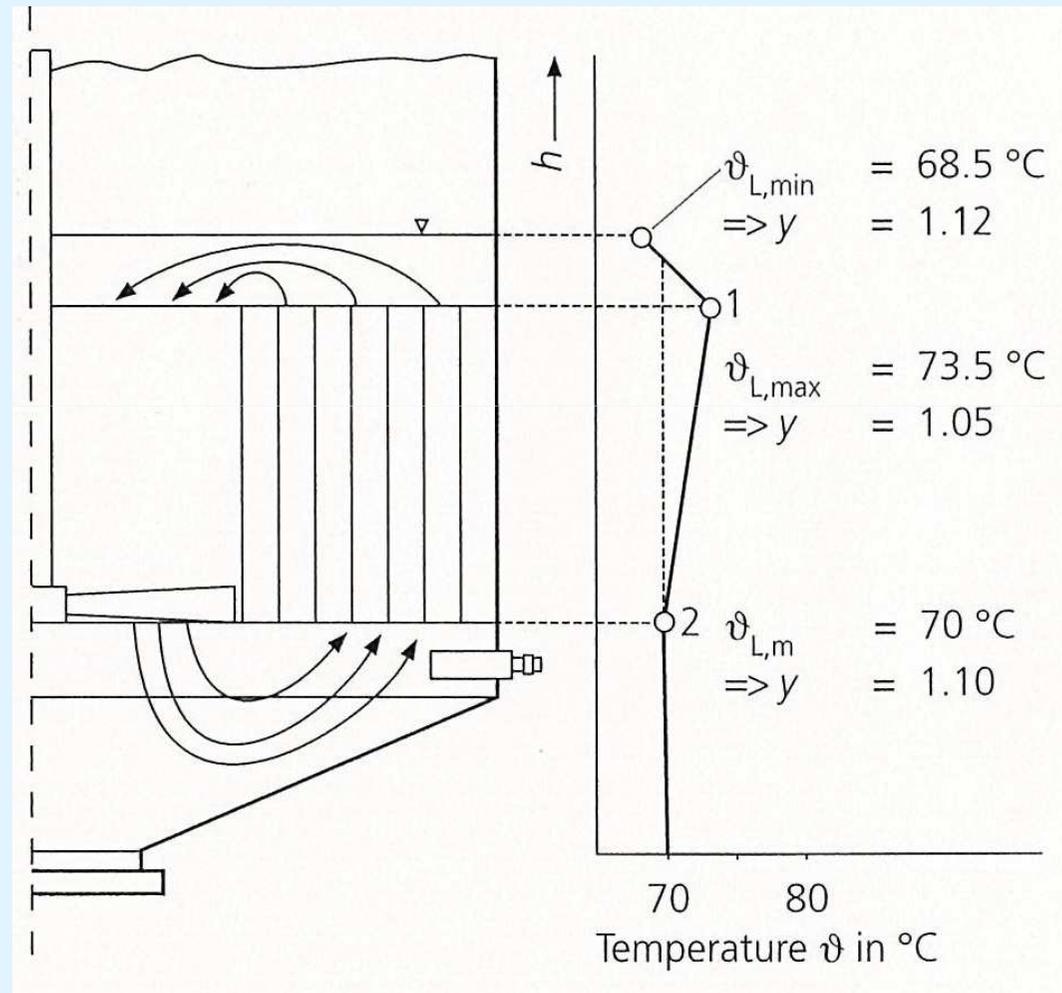
r = calor de evaporação da água na pressão do corpo (Ws/kg)

A = superficie de troca térmica (m²)

t_{co} = temperatura do condensado (°C)

t_v = temperatura do vapor vegetal (°C)

Comportamento da Temperatura da massa e supersaturação no início da fase de crescimento dos cristais em um tacho de batelada

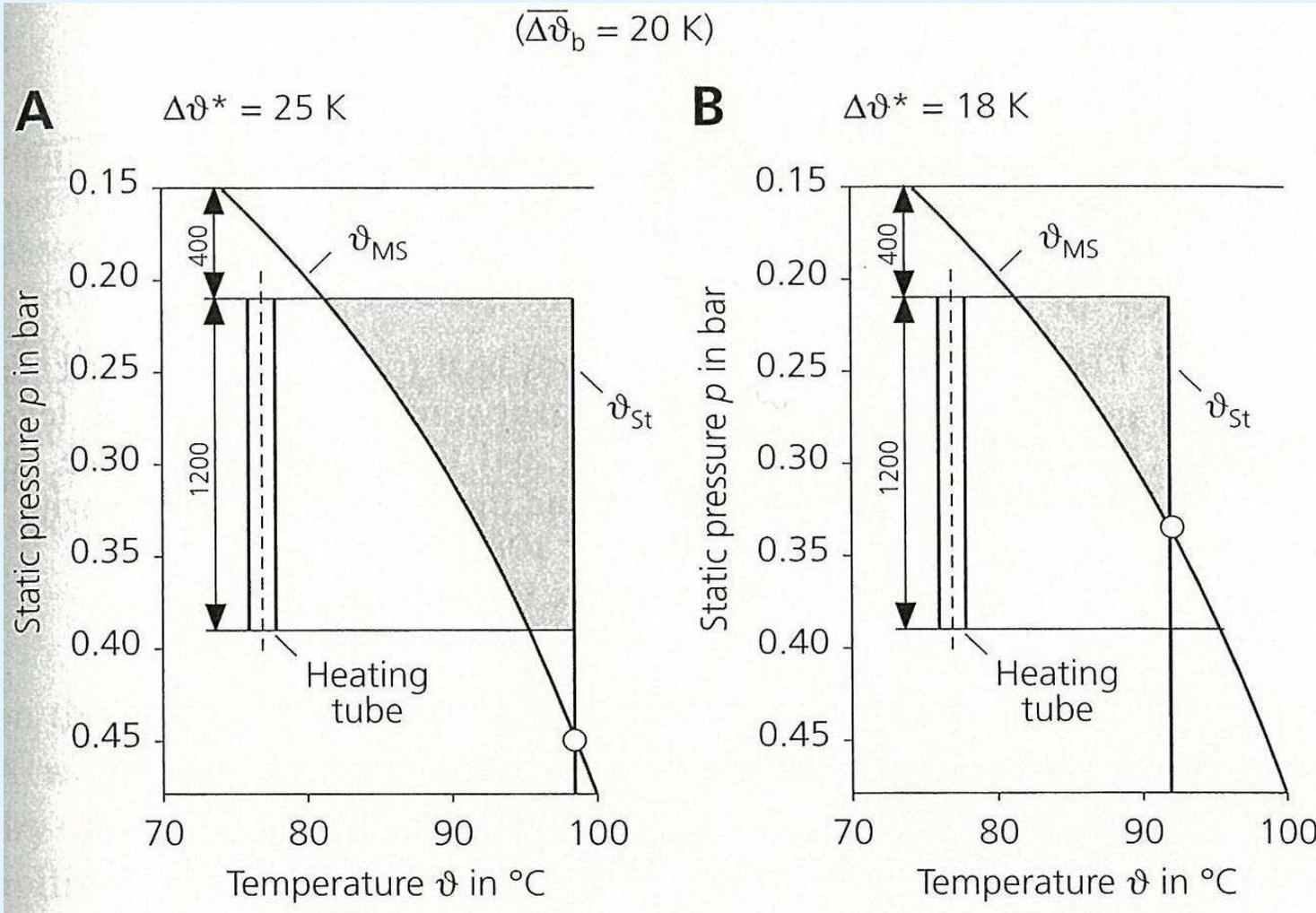


3. Evaporação e Circulação

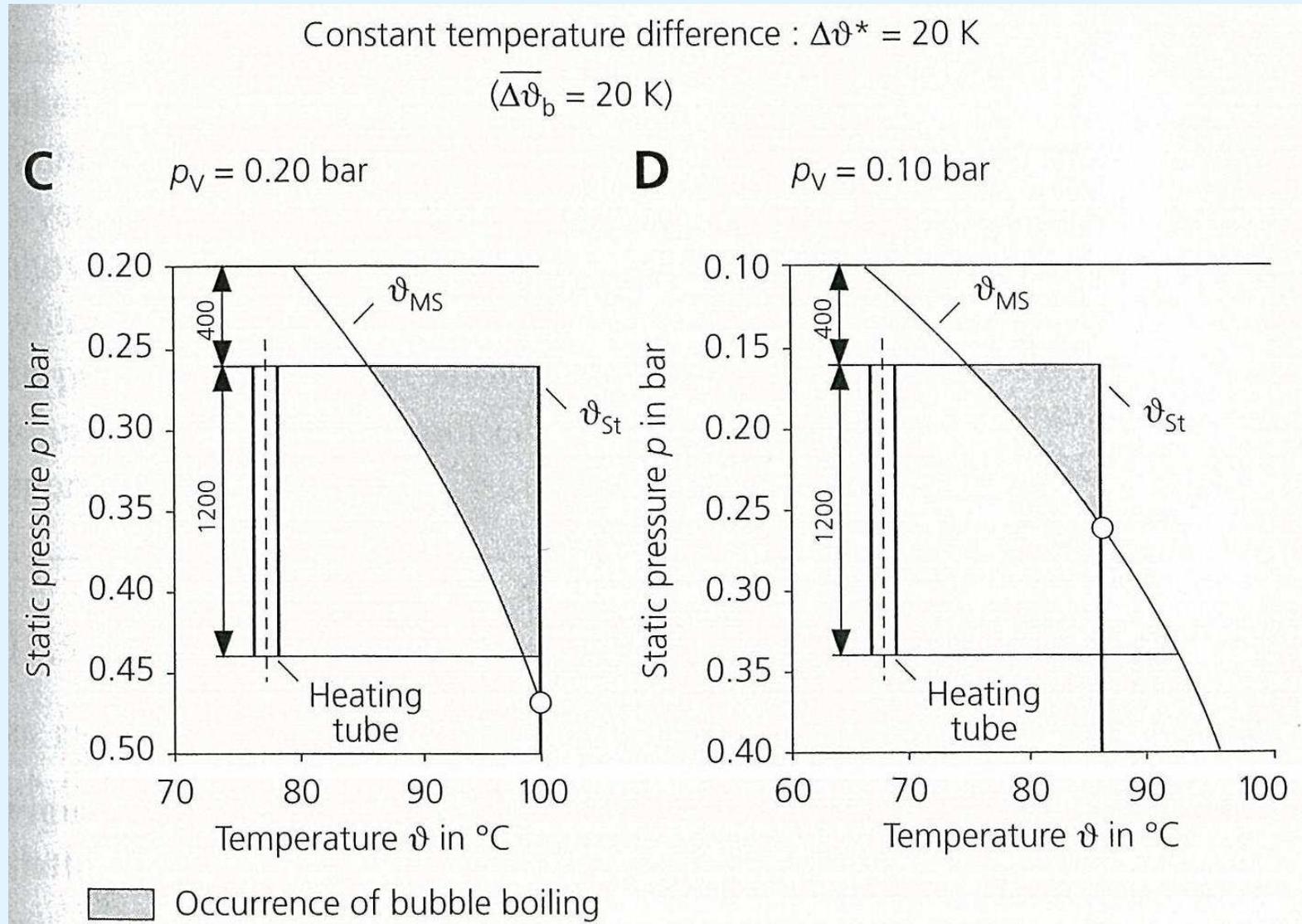
Formação de bolhas vs. Delta T aparente a 25° K e 18° K

Constant vapor space pressure: $p_V = 0.15$ bar

$(\overline{\Delta\vartheta}_b = 20 \text{ K})$

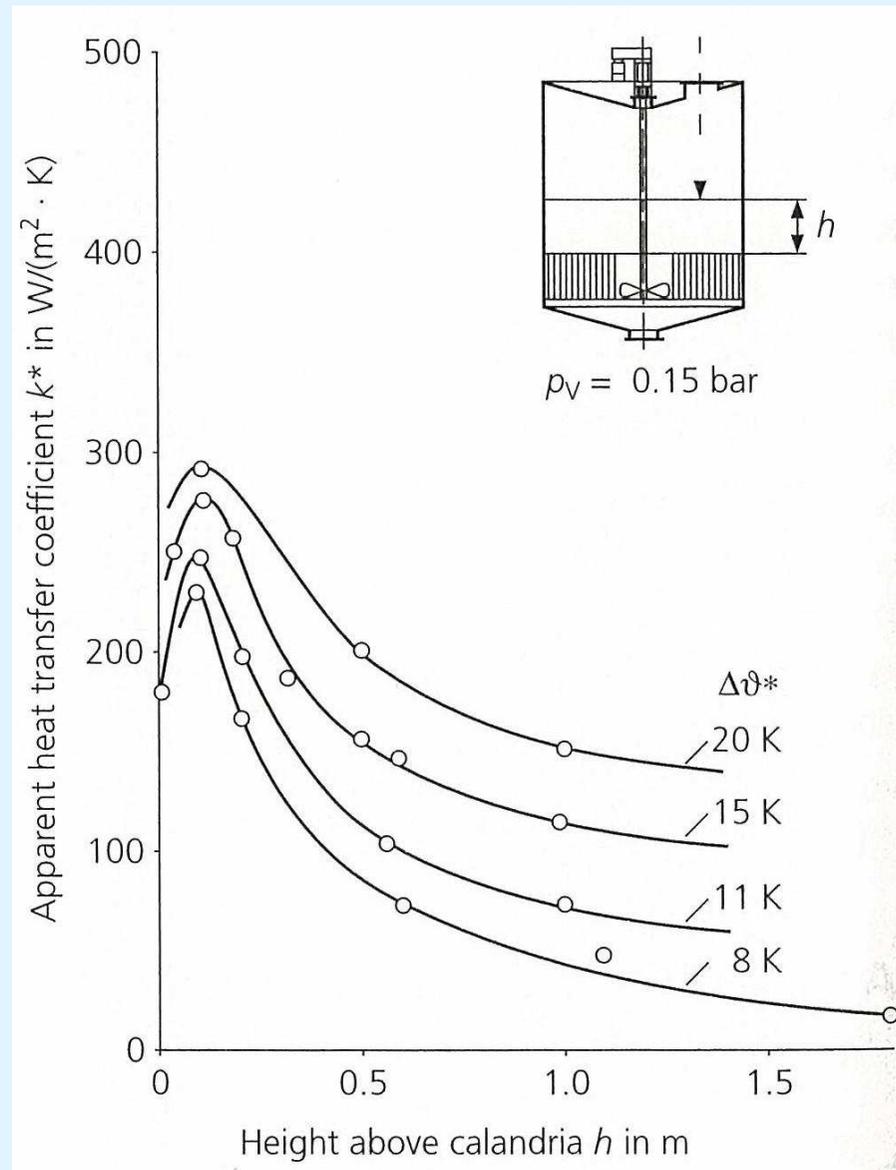


Formação de bolhas vs. Pressão do Vapor Vegetal de 0,20 e de 0,10 bar(abs)

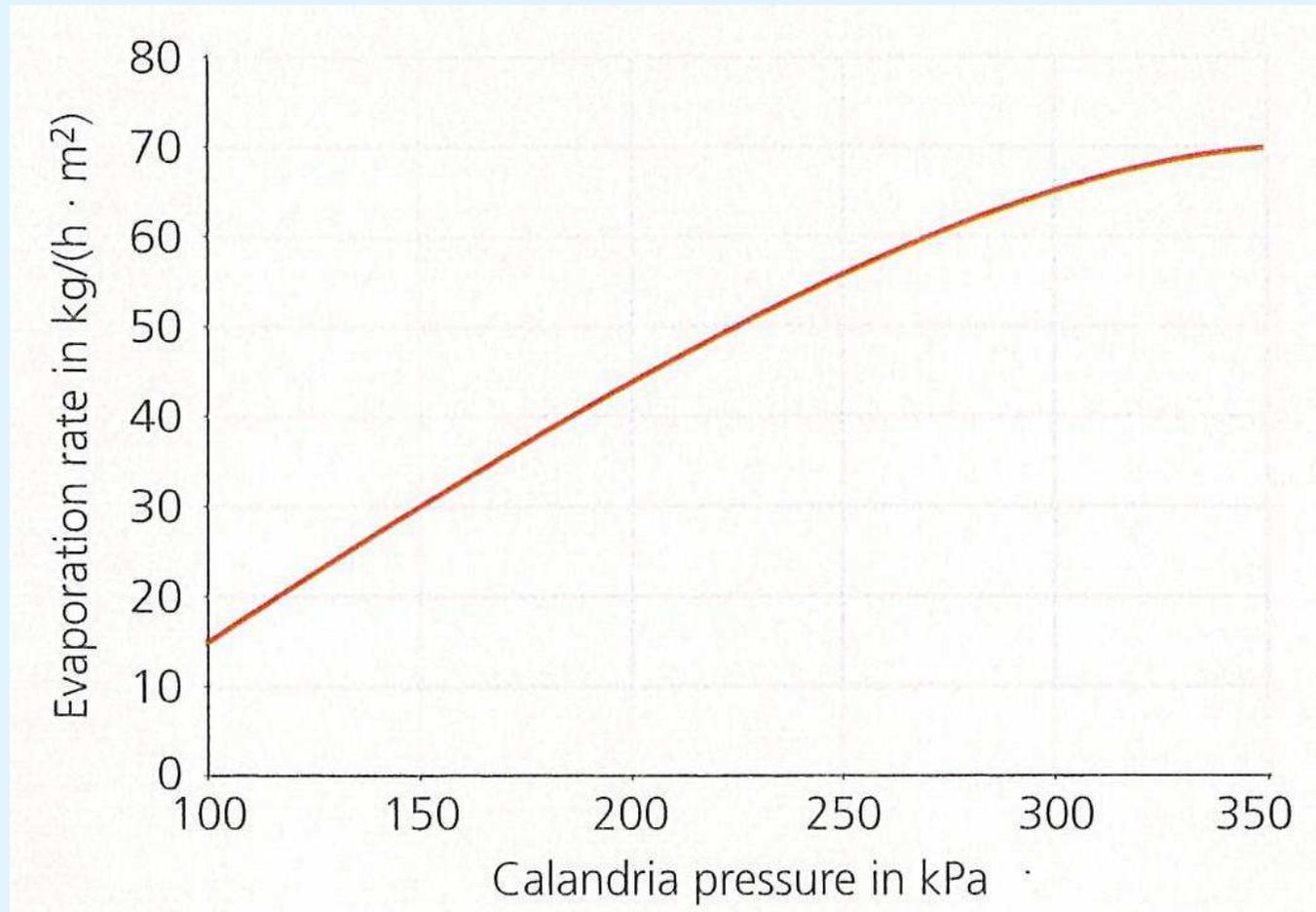


Coeficiente k^* vs. pressão hidrostática

(h = altura da massa acima do espelho da calandra)



Evaporação vs. Pressão na Calandra em Tachos para Açúcar Refinado



Taxa de evaporação em tachos batelada (Valores típicos na África do Sul)

Type of boiling	Start of boiling in kg/(m ² · h)	End of boiling in kg/(m ² · h)
Grain / Seed	61	8.2
A	38	22
B	25	6.2
C	18	3.5

Aumento do coeficiente “k” com agitador

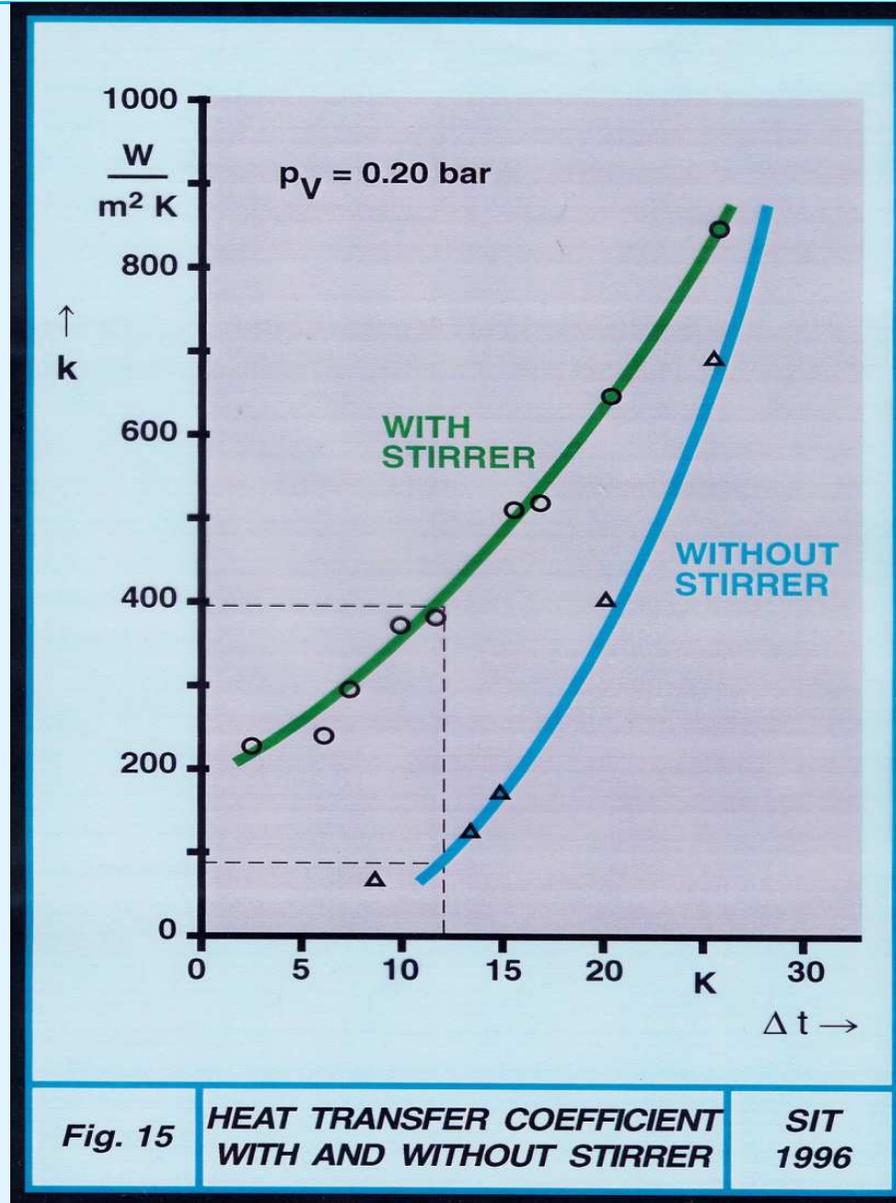
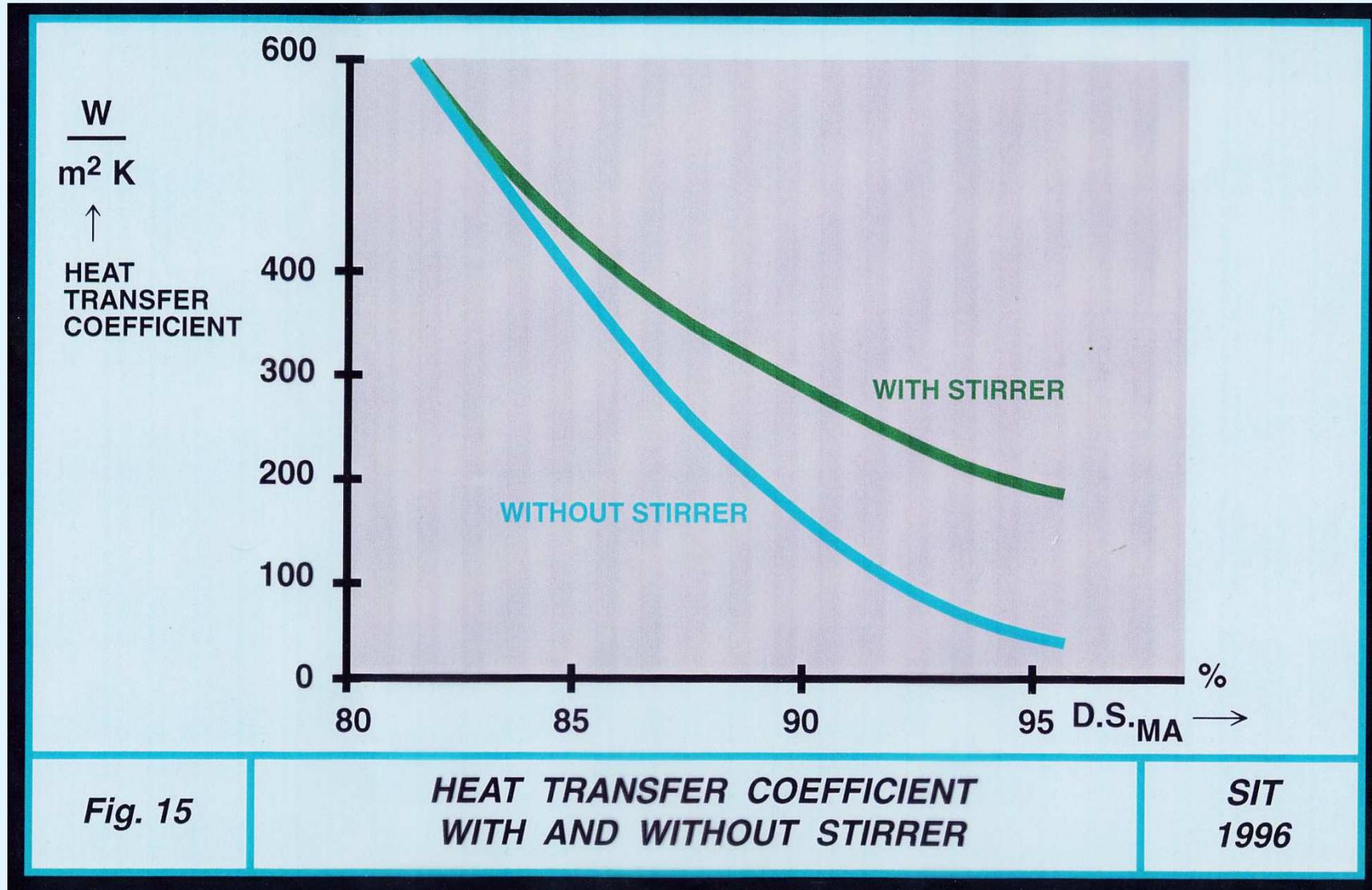
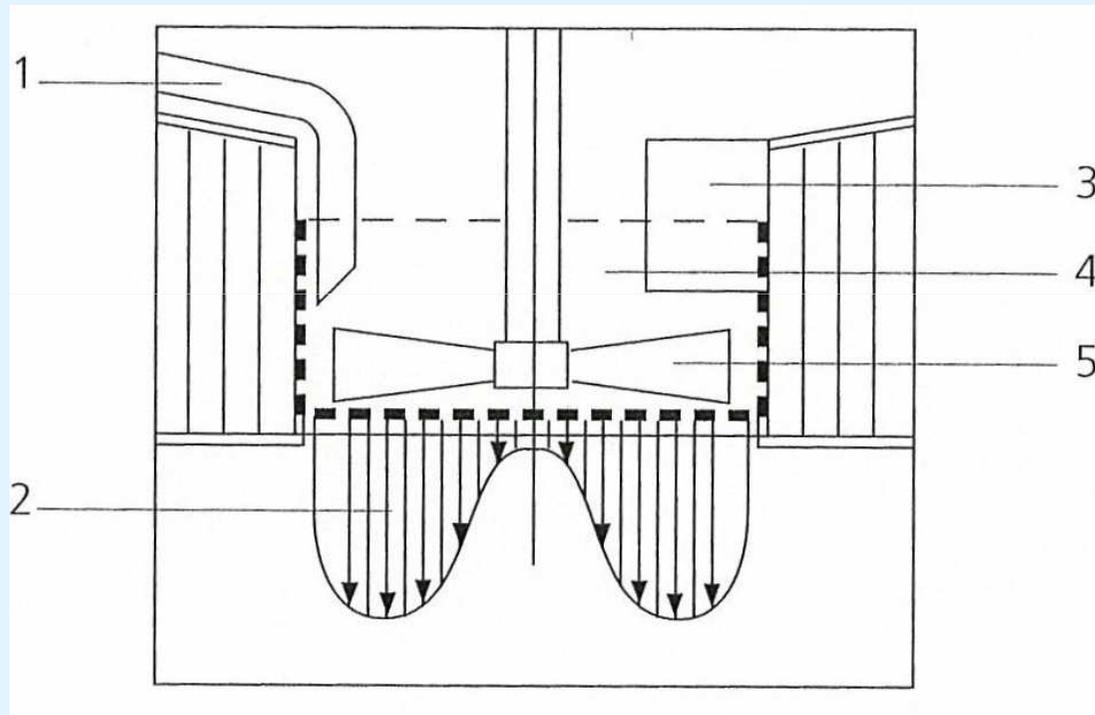


Fig. 15 HEAT TRANSFER COEFFICIENT WITH AND WITHOUT STIRRER SIT 1996

Efeito do agitador com massa e Brix elevado



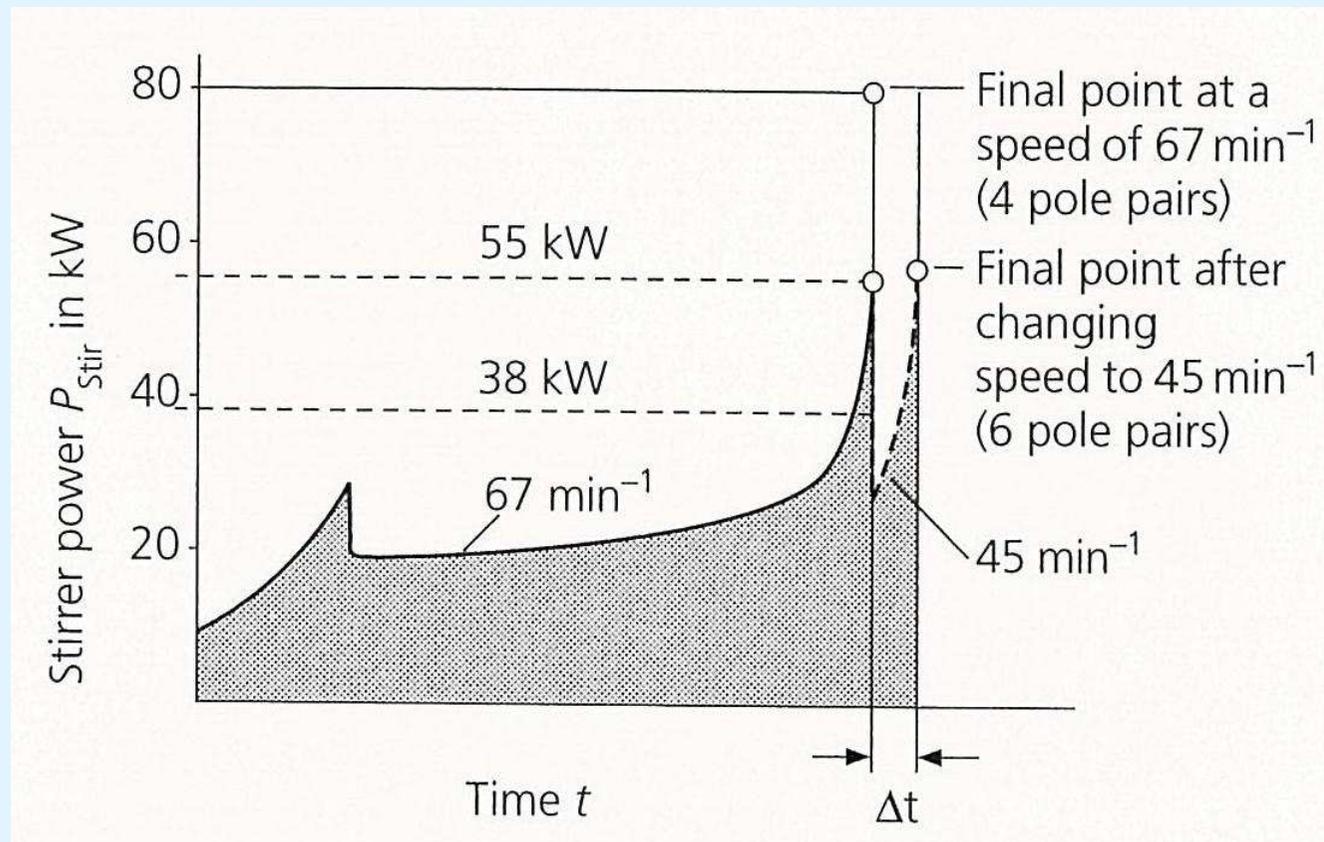
Características do Agitador tipo Kaplan



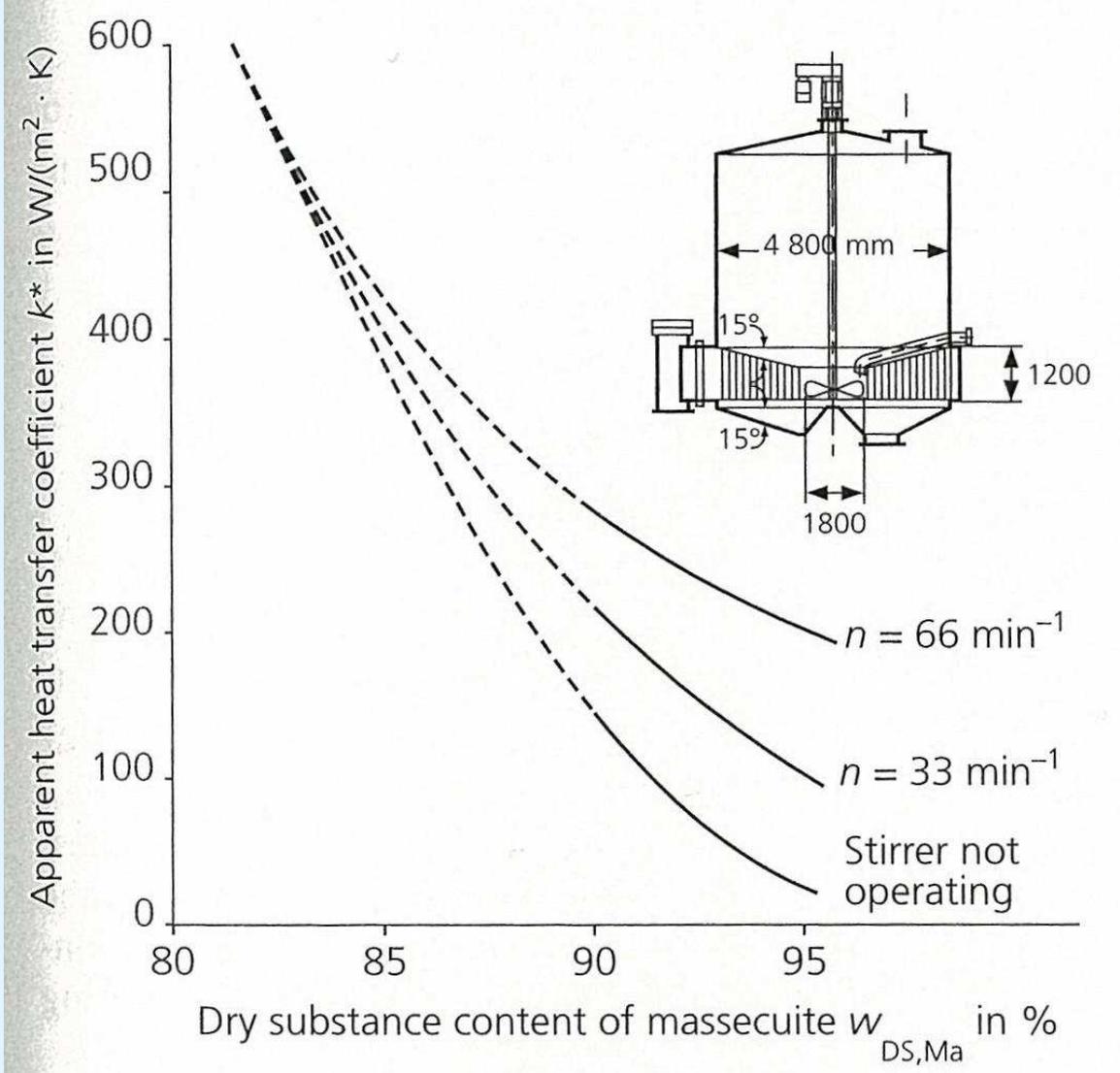
- 1 = Alimentação Xarope
- 2 = Fluxo turbulento
- 3 = Paletas radiais fixas
- 4 = Espaço em agitação
- 5 = Agitador

Demanda de potência - agitador tacho batelada

$P_{inst} \sim 1.0 \text{ a } 1.7 \text{ kW/m}^3$ dependendo da classe da massa



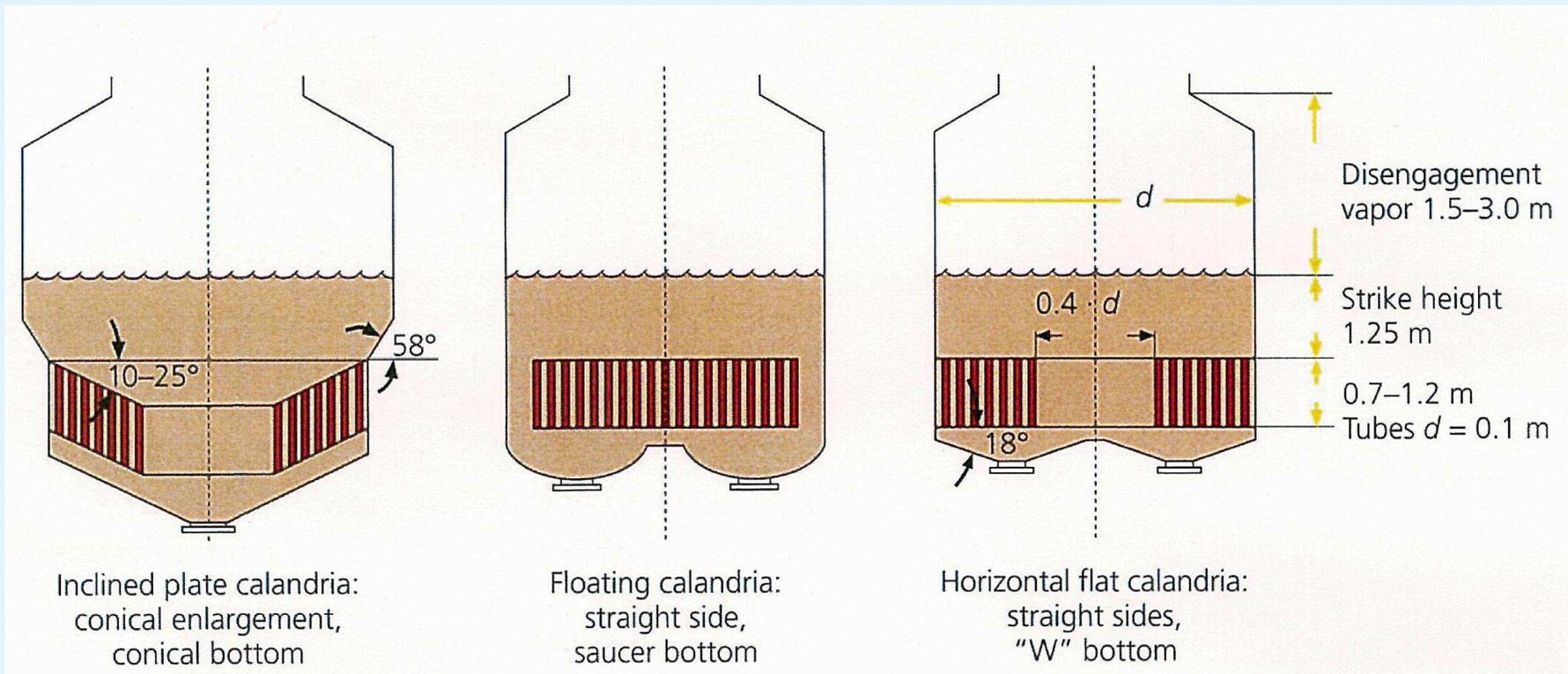
Coeficiente “k” vs. Rotação do Agitador e Brix



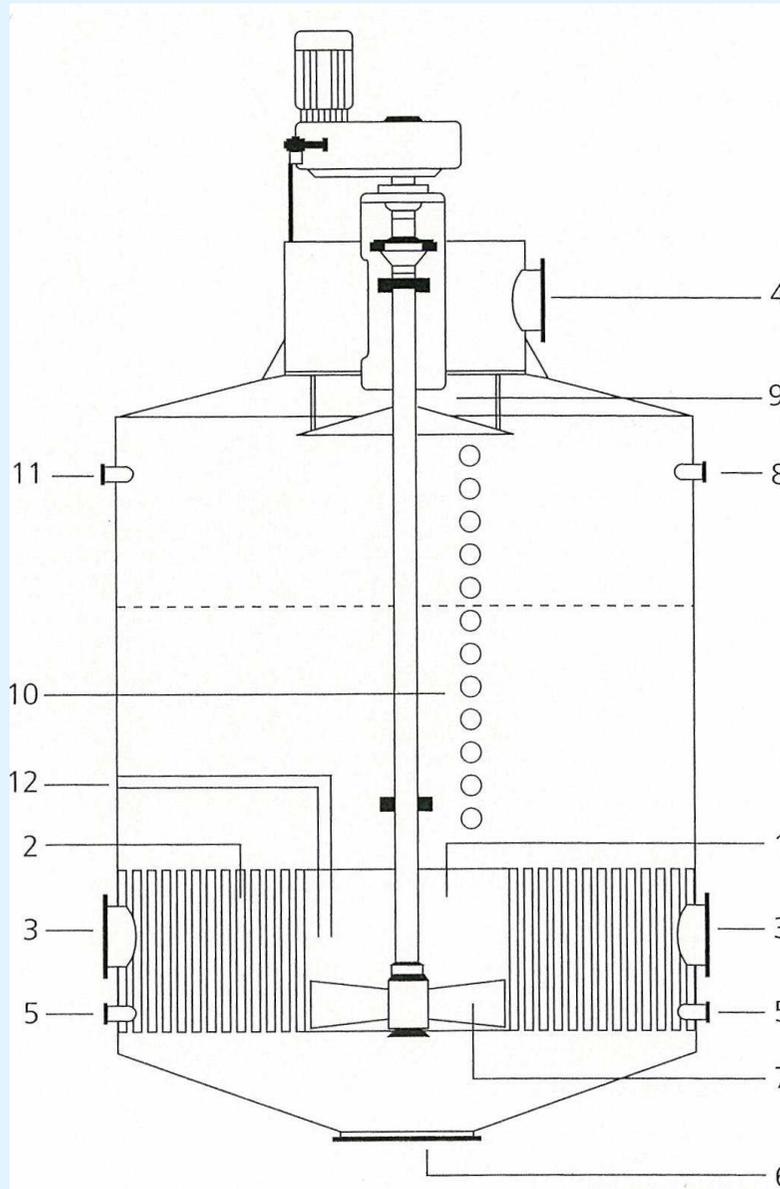
3.5 Projeto, características de um tacho de cozimento por batelada moderno:

- Volume de granagem baixo (aprox. 30 a 35% do volume útil)
- Tubos de 100 mm dia x 900-1100 mm comprimento
- Altura final da massa cozida de 1.6 a 2 m acima calandra
- Altura livre aprox. 2 a 2.4 m acima da massa cocida até o separador de arraste
- Diâmetro do tubo circulação central ≥ 0.4 vezes dia calandra
- Ausência de “pontos mortos” ou de baixa circulação
- Alimentação do xarope abaixo da calandra, na periferia
- Ajustar taxa de evaporação para manter sobresaturacao ótima
- Boa posição dos sensores para obter medições confiáveis

Tipos de Calandras em Tachos batelada



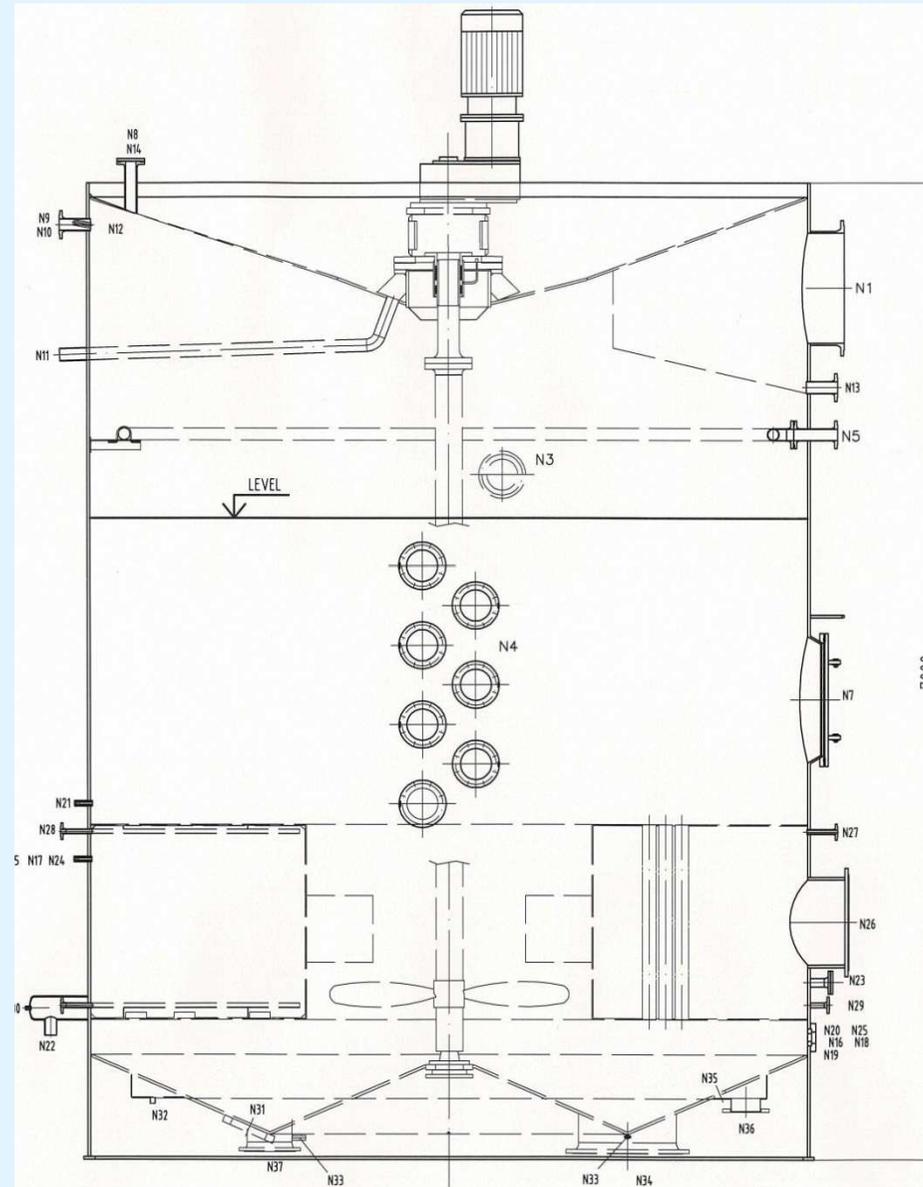
Tacho cozimento batelada (capacidade 300-500 hl)



Tacho cozimento batelada

(capacidade > 500 hl)

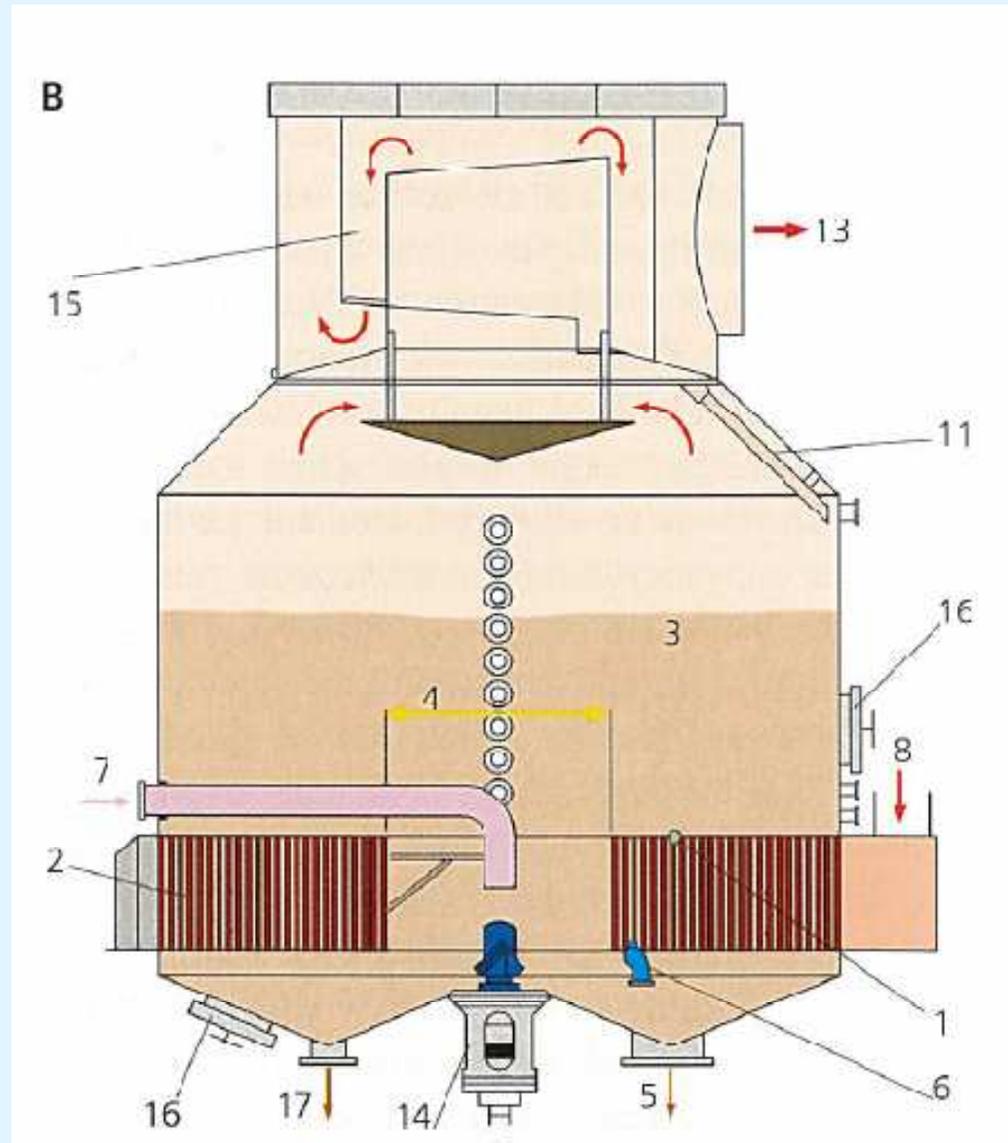
- Configuração compacta
- Agitador com acionamento acima do corpo



Tacho cozimento batelada

(capacidade > 500 hl)

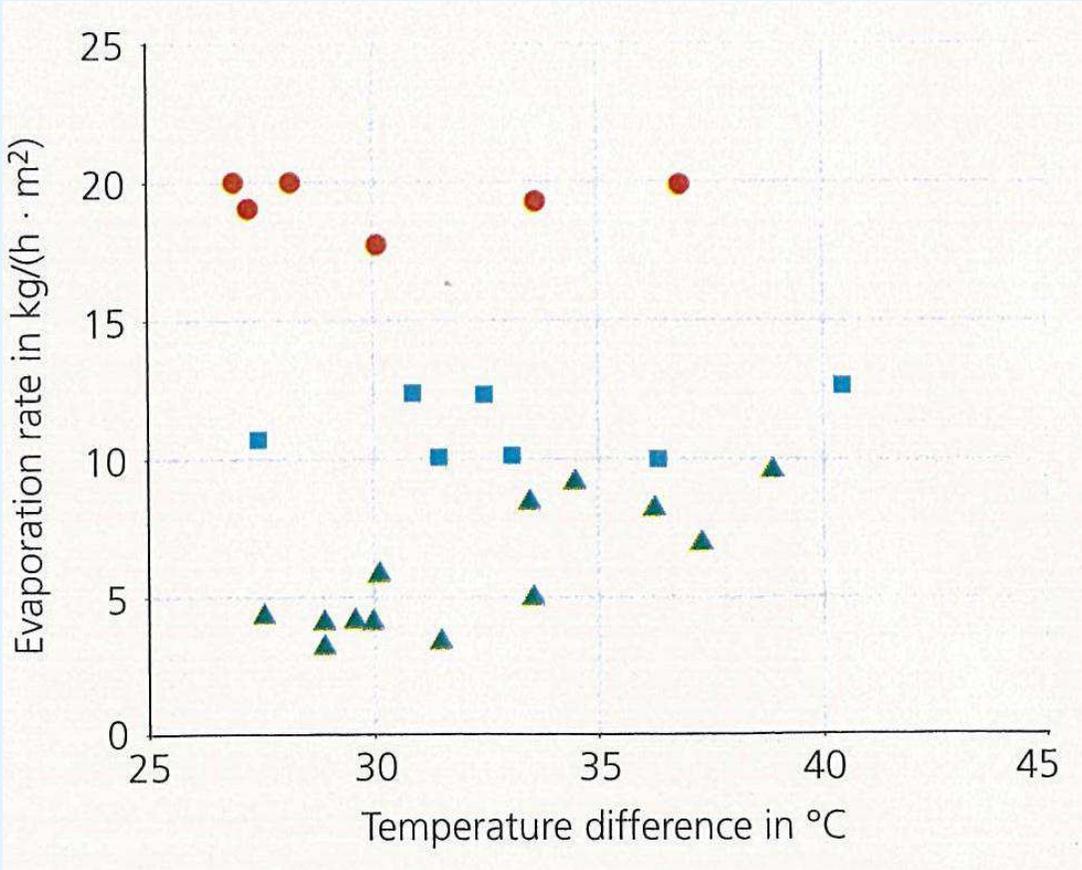
- Separador de arraste em posição elevada
- Agitador com acionamento abaixo da calandria



3.6 Projeto, características dos tachos contínuos

- Cozimento contínuo é simulado por uma série de tanques com agitação: quanto maior o número de tanques mais uniforme é o fluxo da massa e mais uniforme o tamanho dos cristais
- Tachos contínuos horizontais: são tanques com 8 a 16 compartimentos que possibilitam um fluxo uniforme da massa
- Tachos contínuos em cascata: entre 4 y 5 tachos batelada conectados em cascata vertical ou horizontal, possibilitam trabalhar com vapores de aquecimento a baixas temperaturas
- Baixo nível da massa cozida acima da calandra (300 a 500 mm) possibilita boa circulação com delta T abaixo de 20° K
- Todos os tipos de tachos contínuos necessitam de elevados volumes de “seed magma” (30 a 35% na massa A e até 50% na massa C)

Taxas de evaporação em tachos contínuos



● A Masecuite, ■ B Masecuite, ▲ C Masecuite

Coeficiente k^* em tachos contínuos horizontais (Valores típicos na África do Sul)

Massecuite grade	A	B	C
Average	413	212	115
Maximum	492	254	170
Minimum	304	173	65
Massecuite purity	85	71	55

Nota: Unidade do Coeficiente k^* em W/m^2K

Características de tachos contínuos horizontais

	Langreney	FCB CCTR	FCB CCTW	SRI	SRI / Triveni	THS / FS	Bosch
Calandria tubes	vertical	horizontal	horizontal	vertical	vertical	vertical	vertical
Tube diameter in mm	100	38	38	100–125	100	100	100
Tube length in m	1.2	1.84*	2.1–3.1*	1.2–1.8	0.9	1.1–1.5	1.7
Tube plates	horizontal	none	none	sloping	horizontal	horizontal	horizontal
Massecuite volume in m ³	40–200	27–90	30–200	60–160	120	50–200	54–180
Pan width or diameter in m	6–12.5	3.5–4.6	3.0–5.6	4–6.8		3.3–5.7	4.2–6.5
Heating surface/volume in m ⁻¹	12	10	10–12	9–11.5	8.7	8–10.5	10
Number of compartments	3	12–16	13	7–10	12	10–12	8–12

* = height of calandria

Conexões típicas de um Tacho contínuo horizontal

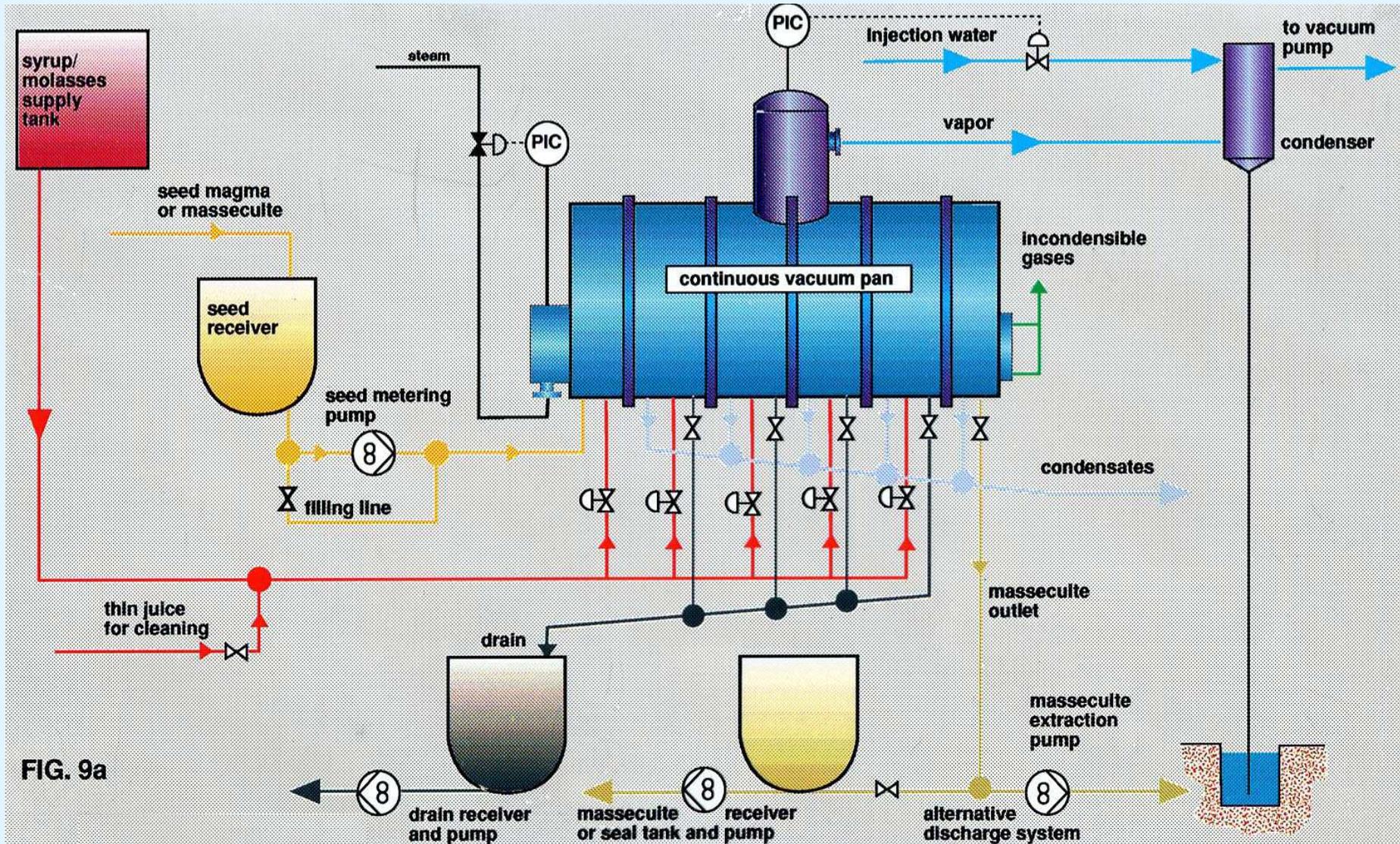
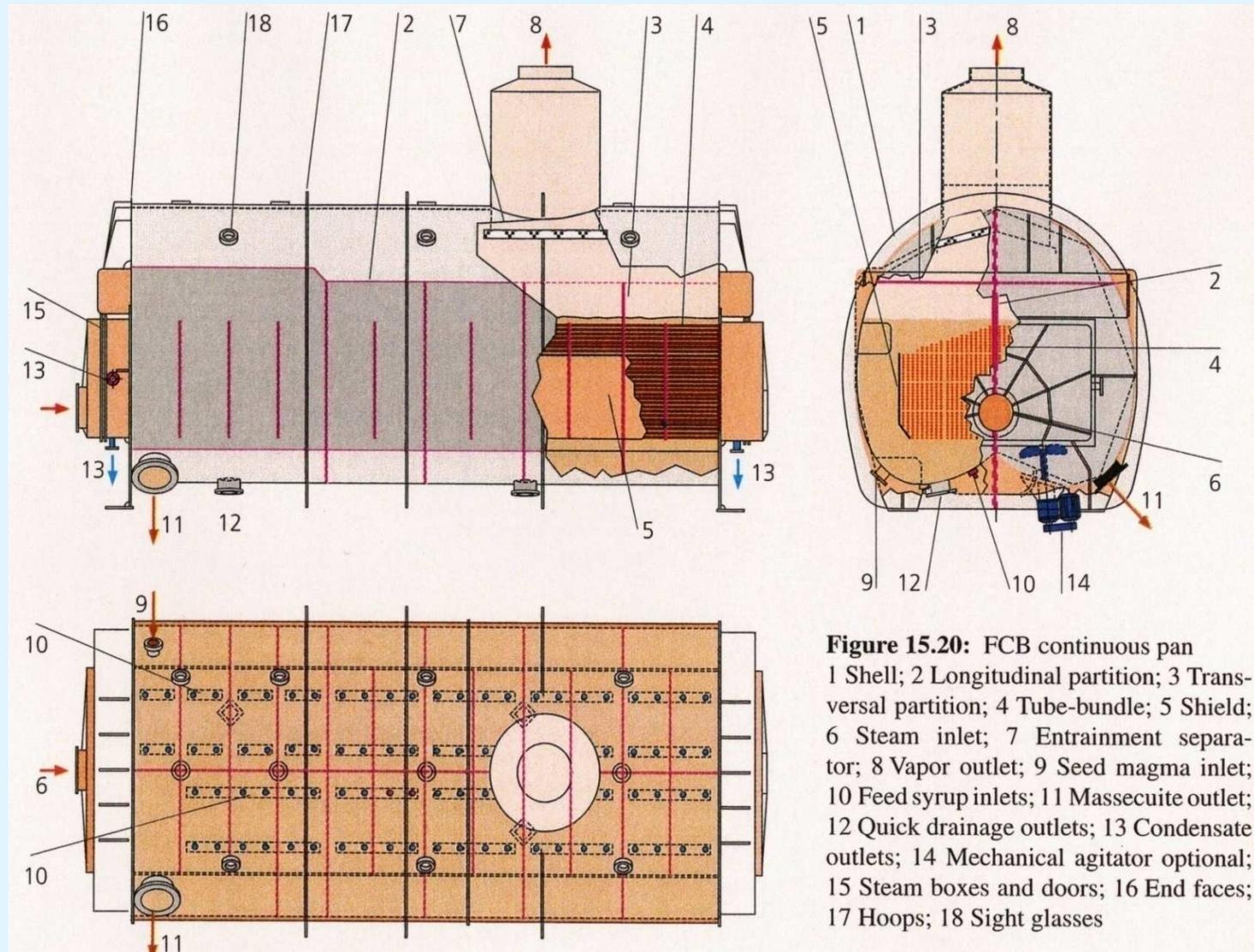


FIG. 9a

Tacho contínuo „FCB“

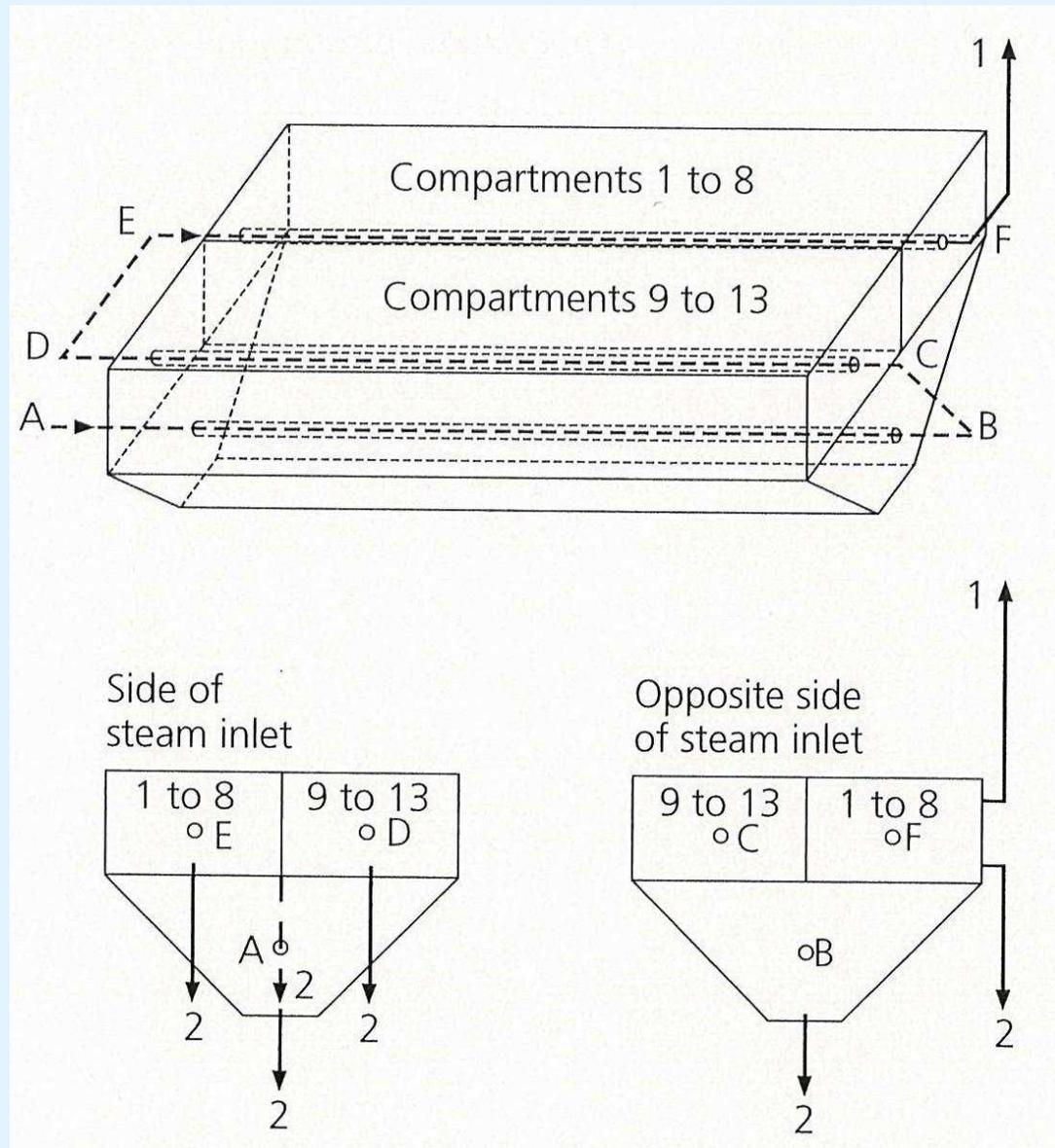


Circulação de vapor em tacho contínuo “FCB”

A-B-C-D-E = Caminho do
vapor de aquecimento

1 = Saída de gases
incondensáveis

2 = Saída de condensados



Tacho continuo „Tongaat-Hulett“ com condensador integrado

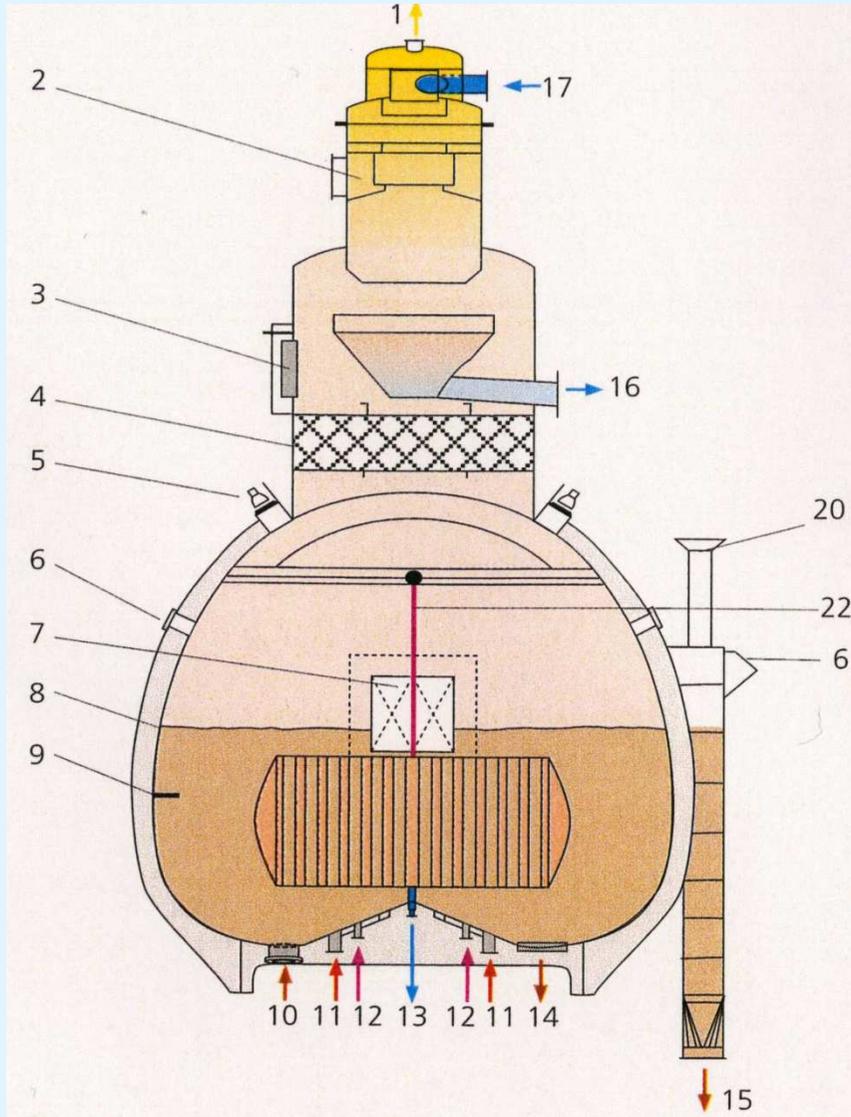
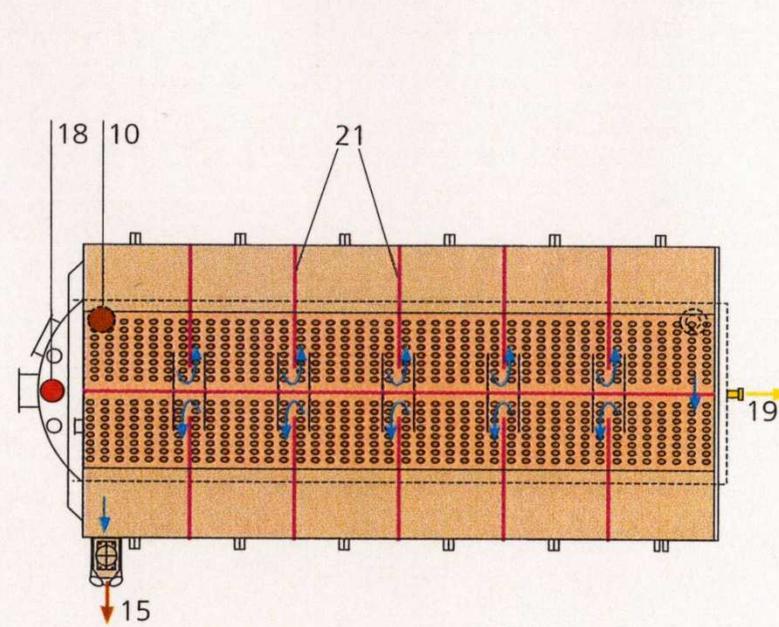


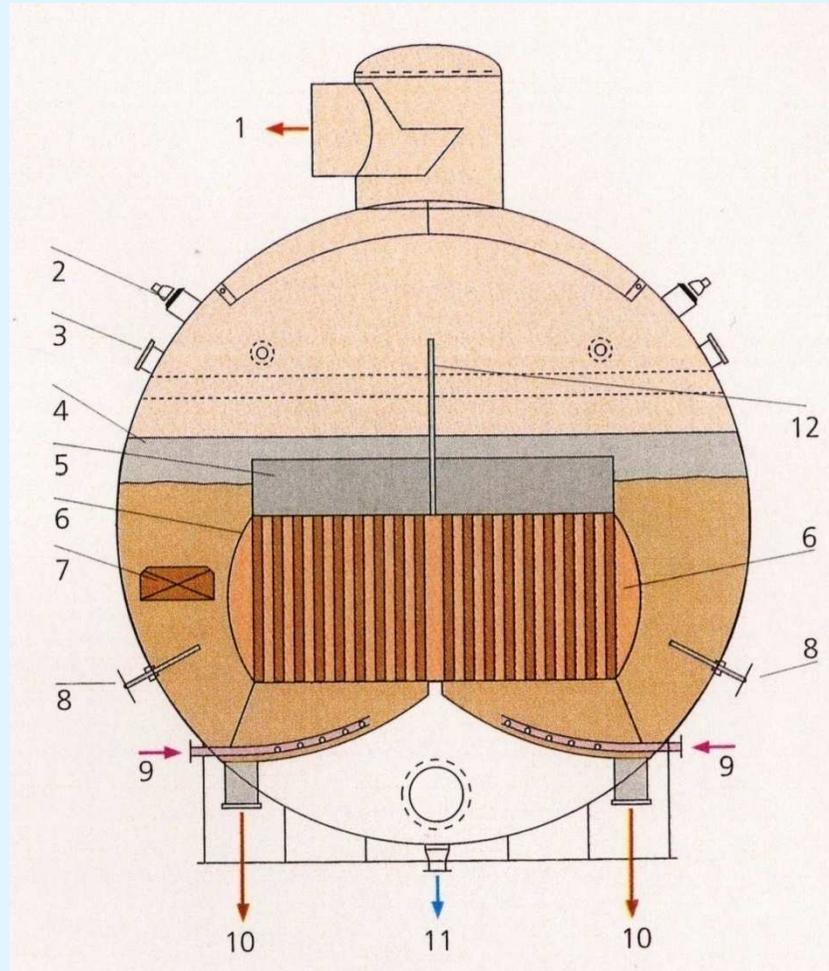
Figure 15.22: Tongaat-Hulett continuous pan with integral condenser

1 Vacuum connection; 2 Integral condenser; 3 Manhole; 4 Entrainment separator; 5 Light glasses; 6 Sight glasses; 7 Crossover port; 8 Massecuite level; 9 Controller probe; 10 Seed magma inlet; 11 Jigger steam inlets; 12 Feed syrup inlets; 13 Condensate outlet; 14 Quick drainage outlets; 15 Massecuite outlet; 16 Condenser water outlet; 17 Injection water inlet; 18 Heating steam inlet; 19 Incondensable gases outlet; 20 Outlet weir height adjustment; 21 Transverse baffles; 22 Longitudinal baffle



Superfície de troca térmica vs. Temperatura do vapor em tachos contínuos „Tongaat Hulett“

Calandria pressure in kPa	143	121	101	85	70
Steam temperature in °C	110	105	100	95	90
Heating surface/volume ratio A Massecuites in m ⁻¹	6.0	6.4	7.4	8.8	10.7
Heating surface/volume ratio C Massecuites in m ⁻¹	3.7	4.9	7.0	10.7	18.8



Tacho contínuo horizontal tipo „Bosch“

Figure 15.24: Cross sectional view of the Bosch continuous pan

1 Vapor outlet; 2 Light glass; 3 Sight glass; 4 Full baffle; 5 Half baffle; 6 Calandria; 7 Intercompartment crossover port; 8 Measurement probe; 9 Syrup/molasses feed; 10 Drain; 11 Condensate outlet; 12 Longitudinal baffle

Tacho contínuo tipo „Langreney“

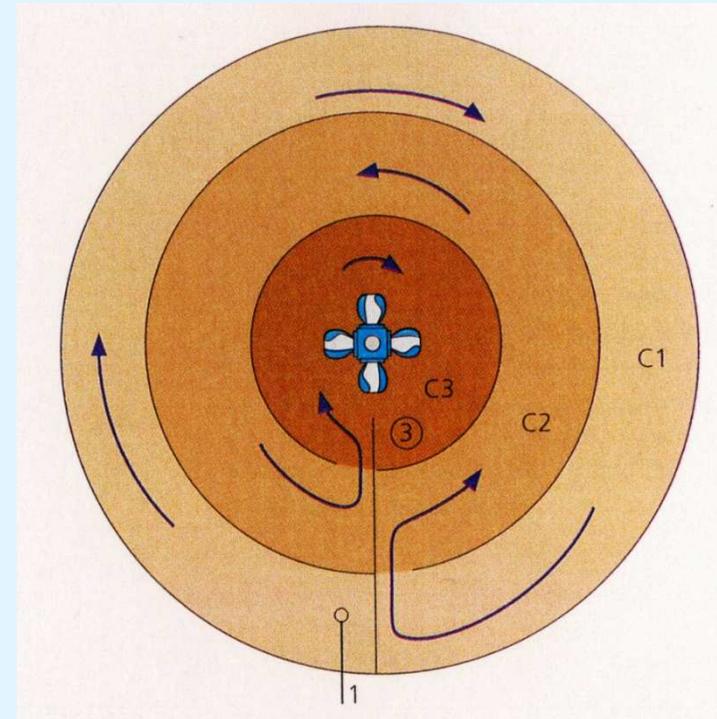
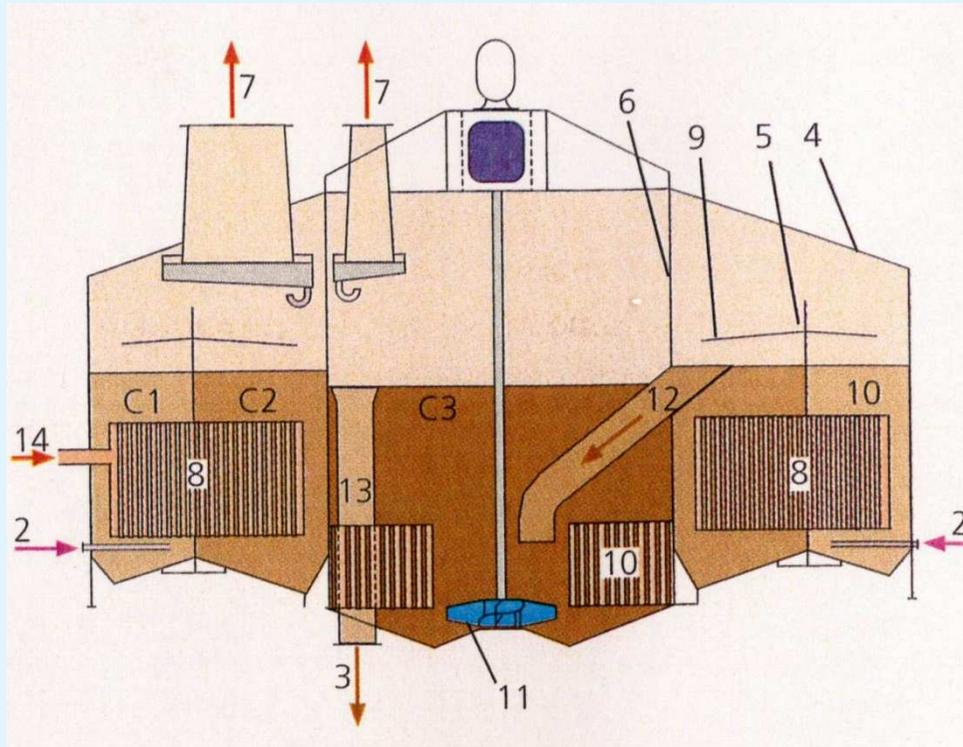
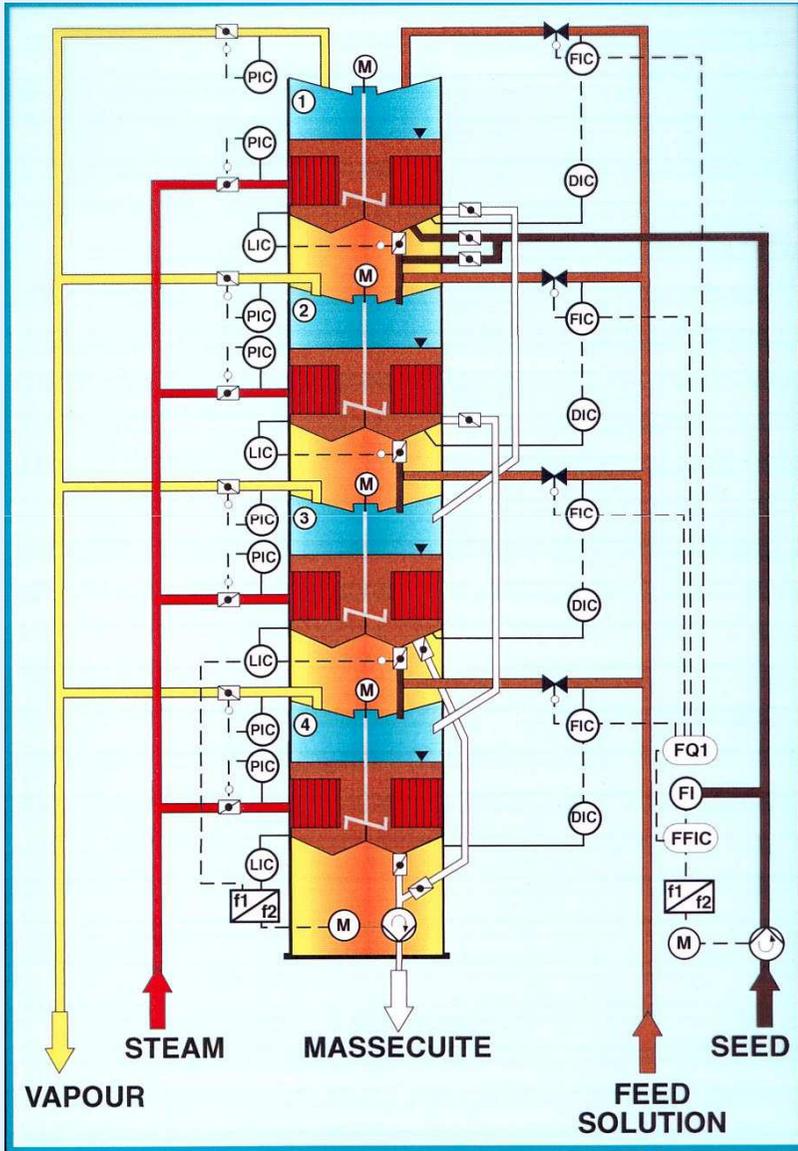


Figure 15.25: Langreney continuous pan (top) and massecuite path (bottom). C1, C2 and C3 are separate massecuite chambers

1 Seed magma inlet; 2 Feed syrup inlets; 3 Massecuite outlet; 4 Pan outer shell; 5 Wall separating the outer ring chamber; 6 Wall between inner and outer chambers; 7 Va-

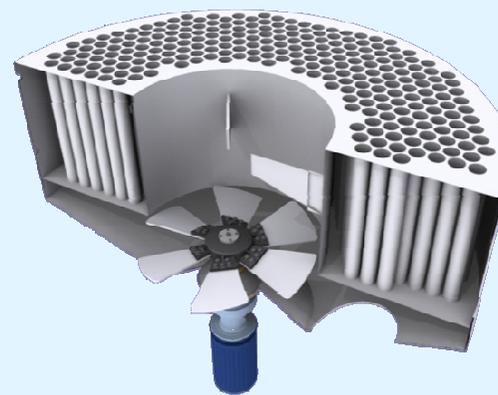
por outlets to condenser; 8 Tubular calandria of outer chambers; 9 Deflectors; 10 Tubular calandria of inner chamber; 11 Stirrer; 12 Massecuite tube from outer to inner chamber; 13 Massecuite overflow tube; 14 Steam vapor inlet

Tachos contínuos verticais



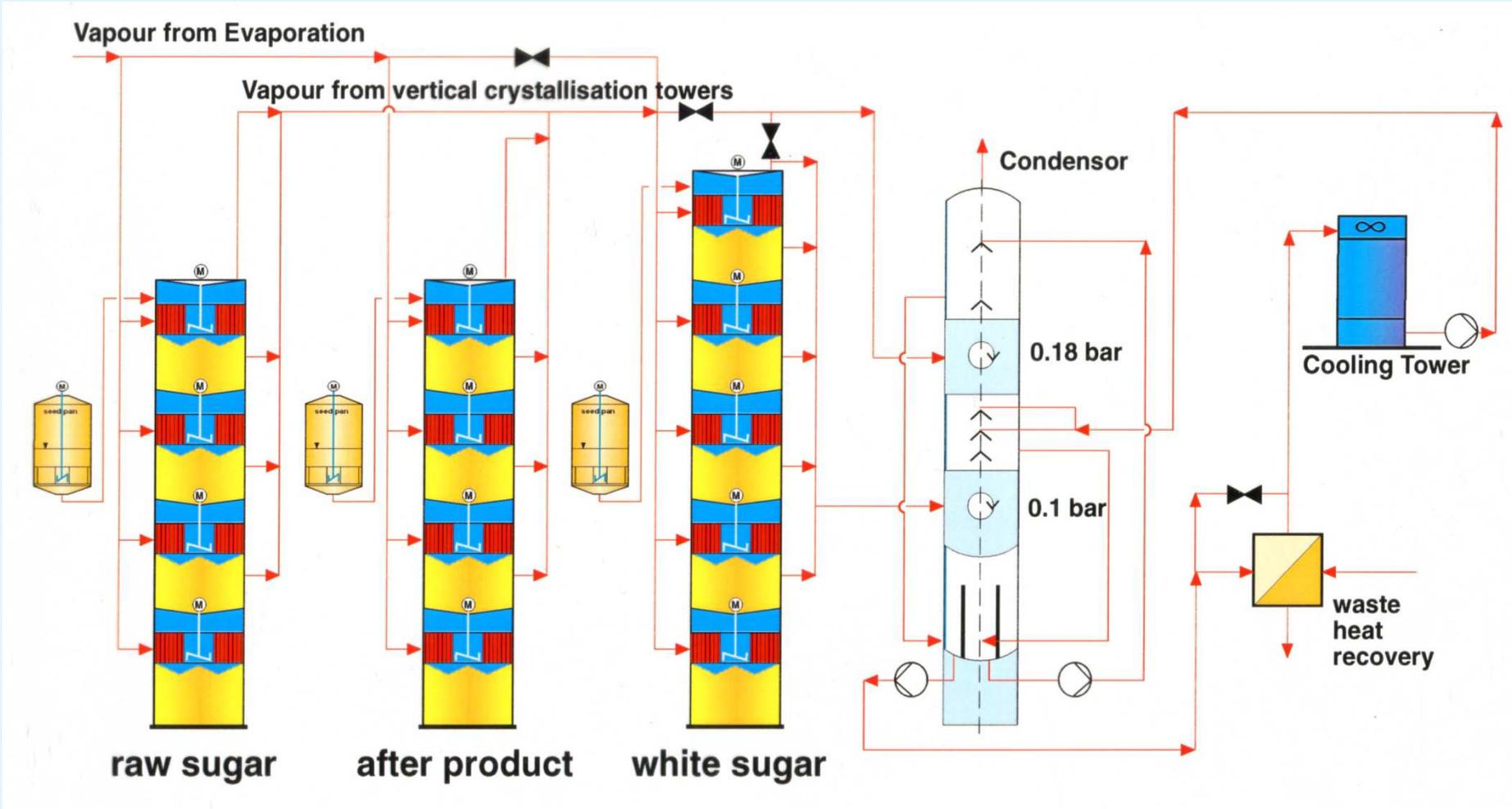
BMA: VKT (1980)

SED: SCP (2007)

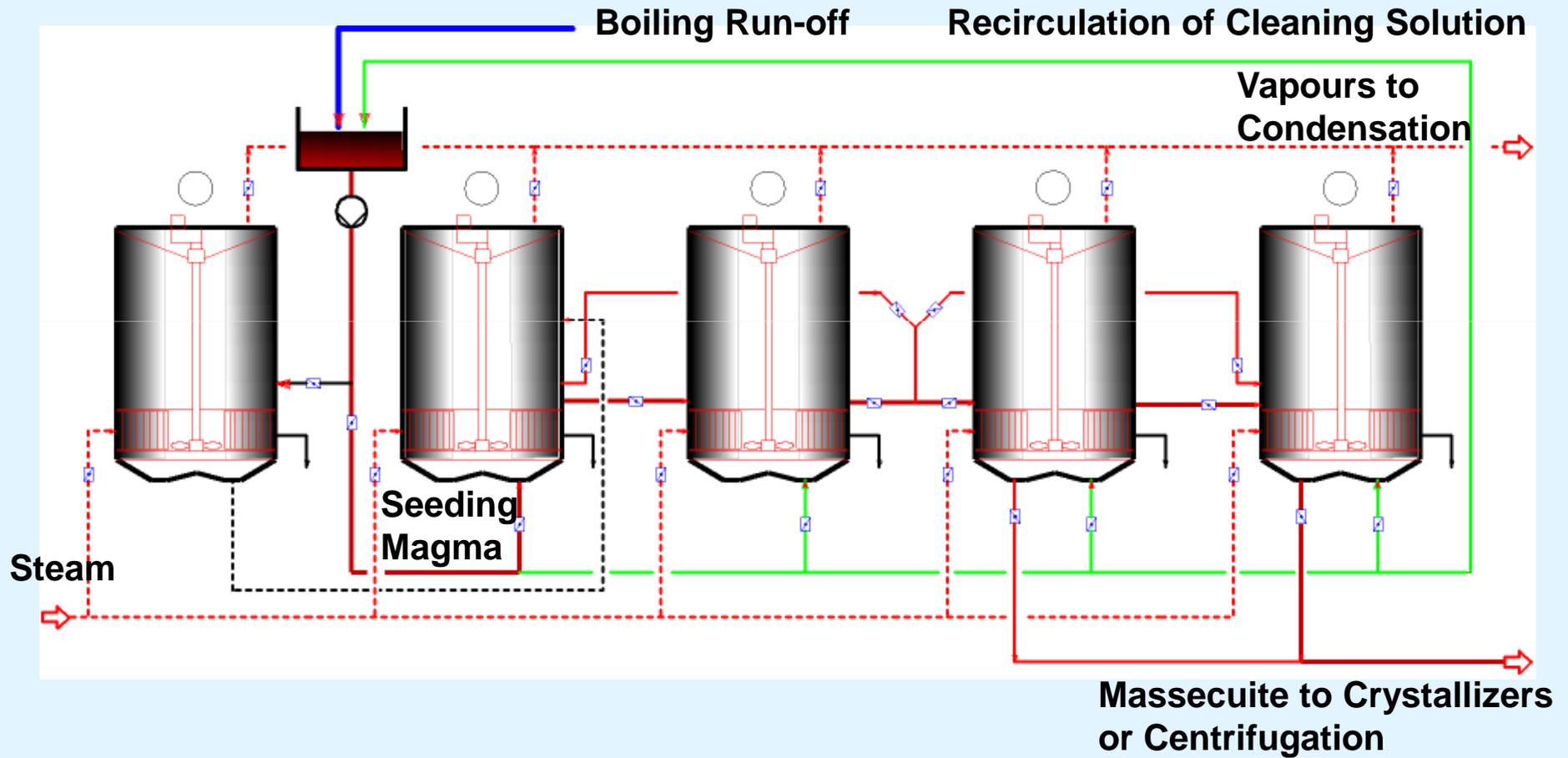


3. Evaporação e Circulação

Dupla utilização de vapores vegetais com tachos contínuos verticais



Sistema tacho contínuo em cascata



Tachos contínuos vs. Tachos batelada

Alimentação contínua

Produção e descarga contínuas

Limpeza em intervalos longos

Tempo de retenção variável

Melhor aproveitamento do
volume instalado

Valores Delta T entre 10° e 25° K

Demanda de vapor uniforme

Tachos contínuos não são flexíveis
quanto ao tipo de produto

Menos supervisão

Maiores capacidades (2000 hl)
por unidade

Alimentação por batelada

Produção em bateladas

Limpeza ao final de cada ciclo

Tempo de retenção definido

Aprovechamento do volume
é 1.8 vezes menor

Valores Delta T entre 25° y 40° K

Picos de demanda de vapor

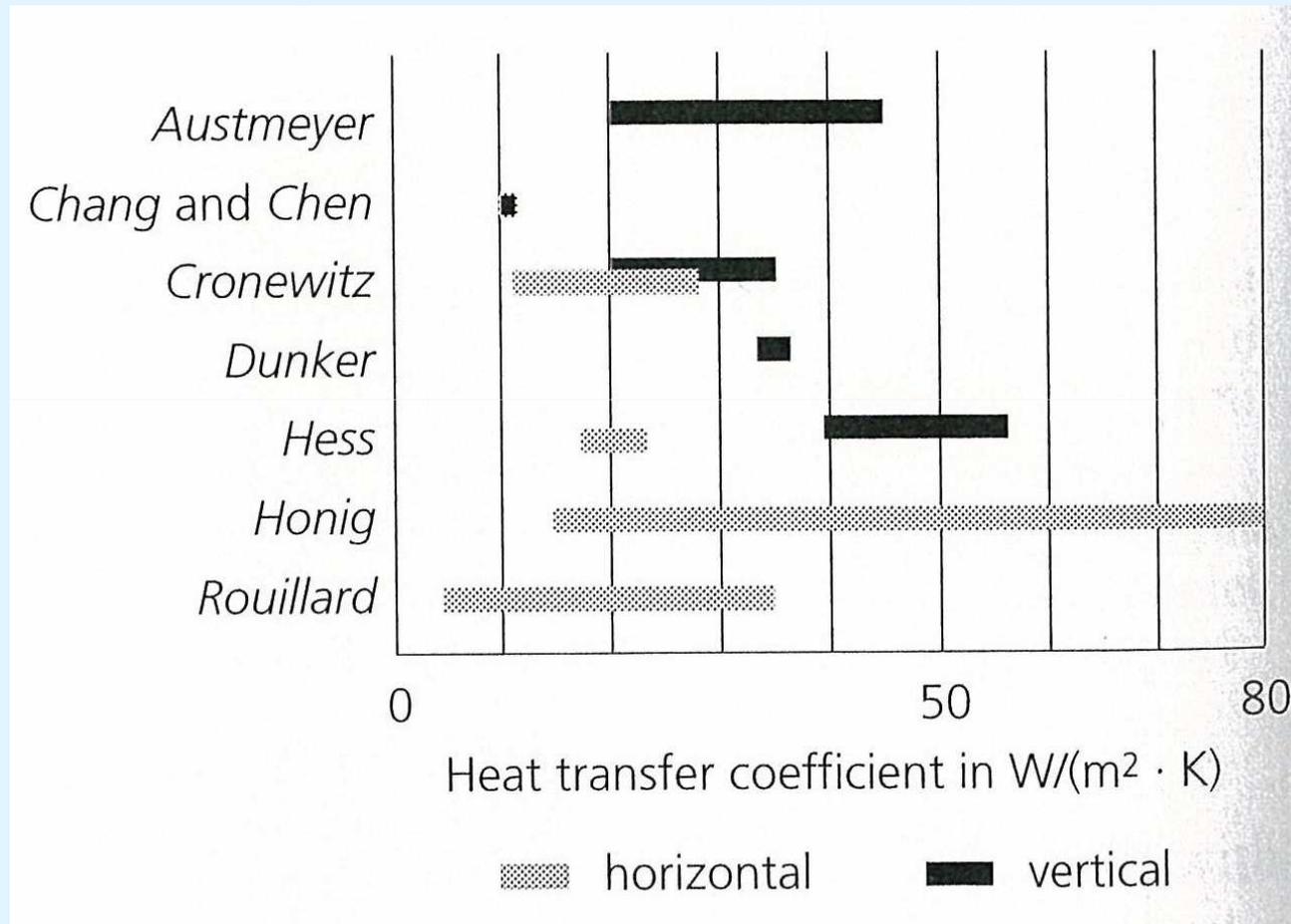
Tachos batelada são flexíveis
quanto ao tipo e produto

Mais supervisão

Capacidade máxima 1000 hl
por unidade

- 4.1 Finalidade: esgotamento adicional
- 4.2 Projetos de Cristalizadores
- 4.3 Tempo de residência
- 4.4 Temperatura final da massa
- 4.5 Reaquecimento

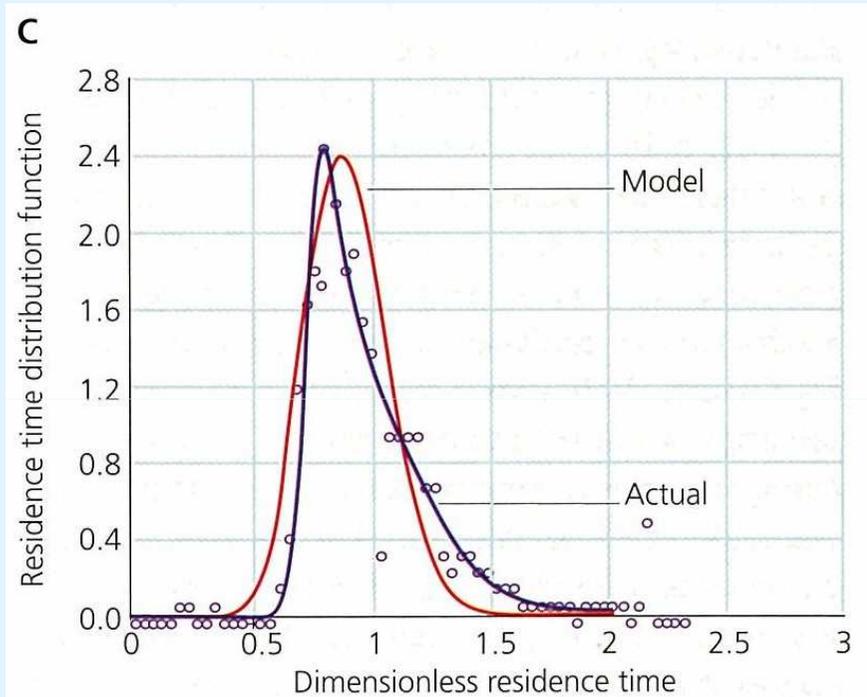
Coeficiente “k” nos Cristalizadores Horizontais e Verticais



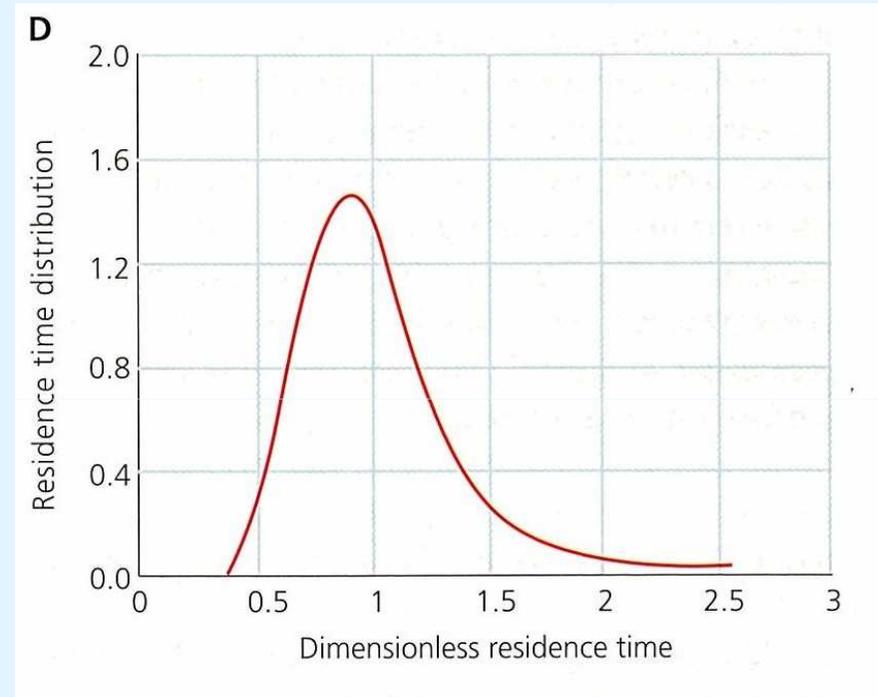
Coeficiente „k“ em Cristalizadores por resfriamento (horizontais e verticais)

Reference	Country	Mean value in $W/(m^2 \cdot K)$	Range in $W/(m^2 \cdot K)$	Comments
<i>Honig</i> (1955)	Java		40–54	Werkspoor
<i>de Bruyn</i> (1959)	Various	29	17–81	Horizontal crystallizers
<i>Swindells</i> et al. (1978)	Australia	26	15–43	Batch and continuous crystallizers, data covering 1956 to 1977.
<i>Keast and Sichter</i> (1984)	Australia	20	17–22	BMA vertical crystallizer
<i>Rouillard</i> (1977)	South Africa	15	10–20	Finned pipe elements
<i>Rouillard</i> (1980)	South Africa	21	12–26	Stork and <i>Blanchard</i> horizontal crystallizers
<i>Muddle and Stobie</i> (2003)	Australia	28	26–30	Horizontal crystallizers with cooling coils

Distribuição do Tempo de residência

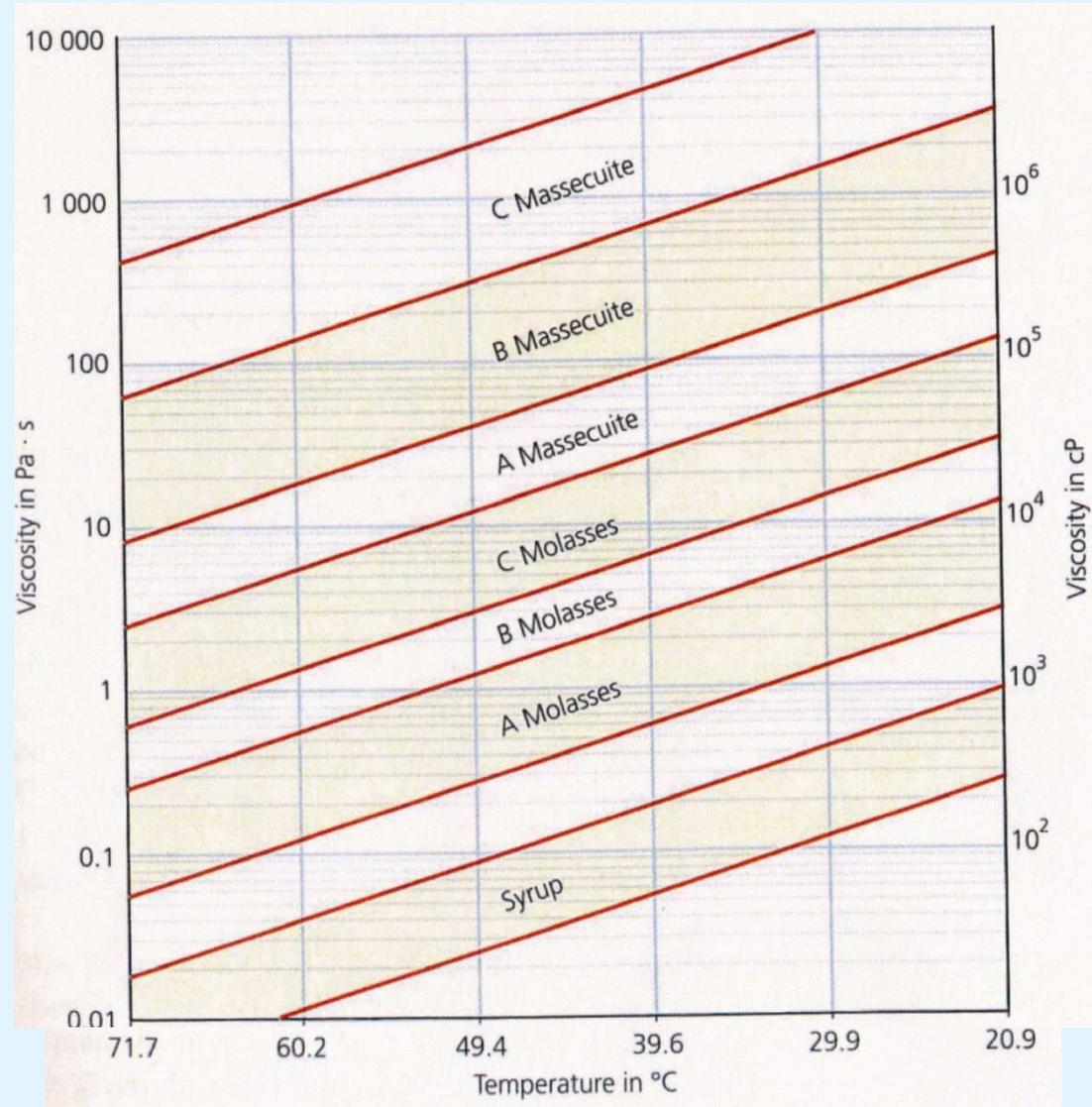


Cristalizador vertical, comparado com um modelo de 36 tanques em série

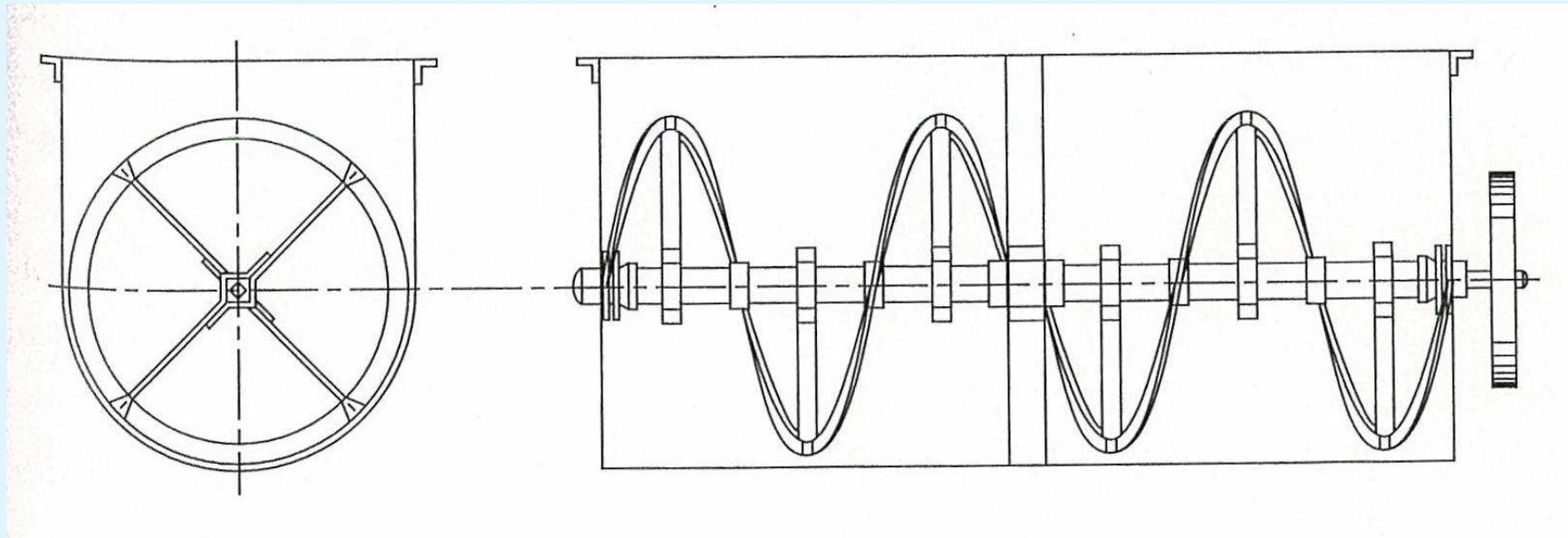


Cristalizador horizontal

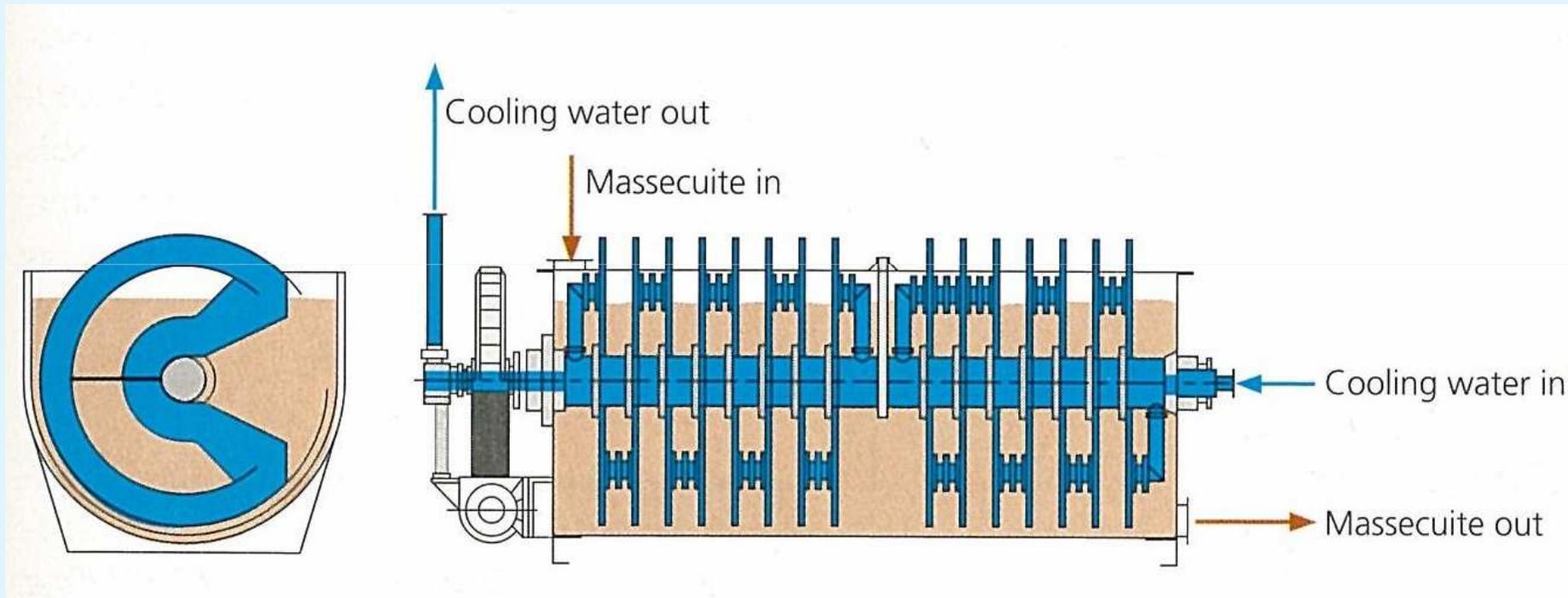
Faixas de viscosidades de méis e massas



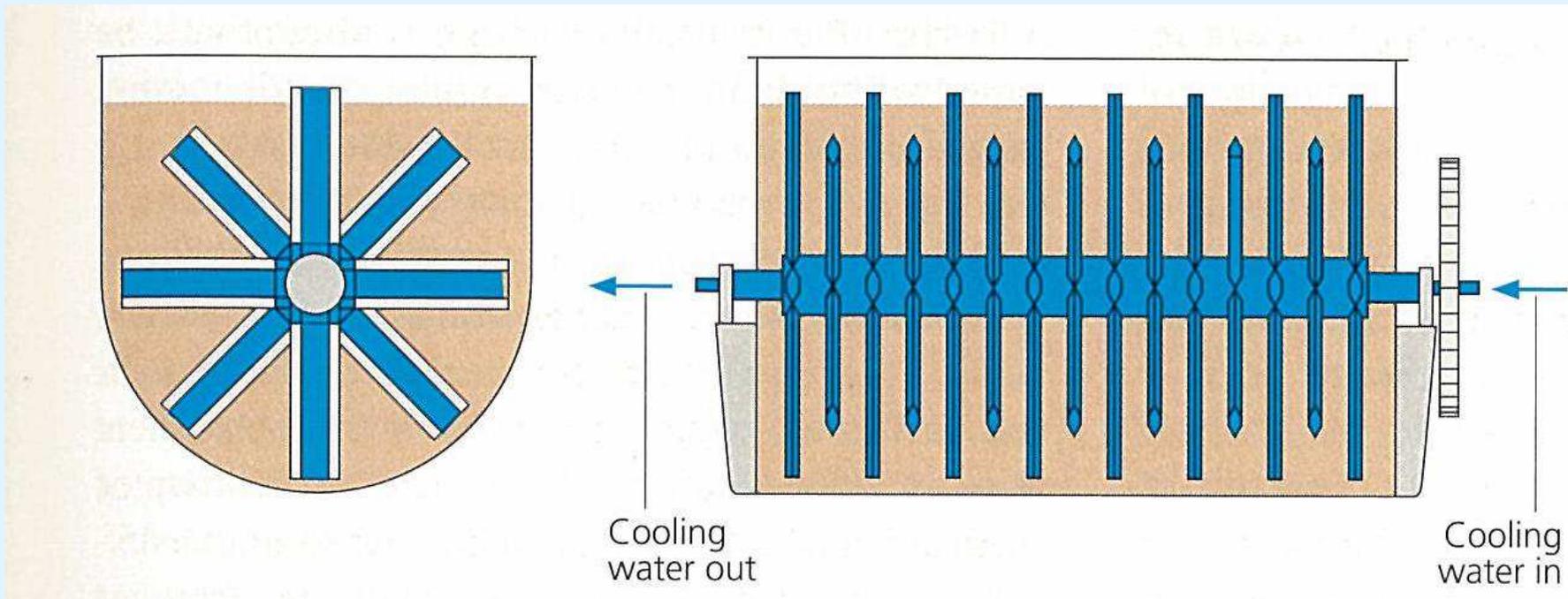
Cristalizador de recebimento de massa (leve resfriamento em contato com o ar)



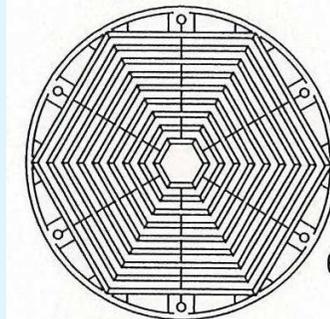
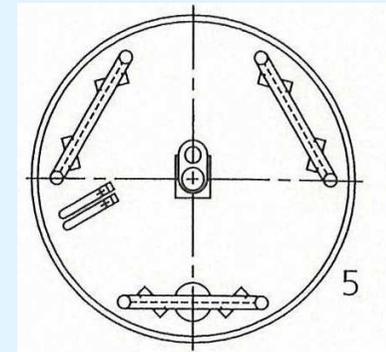
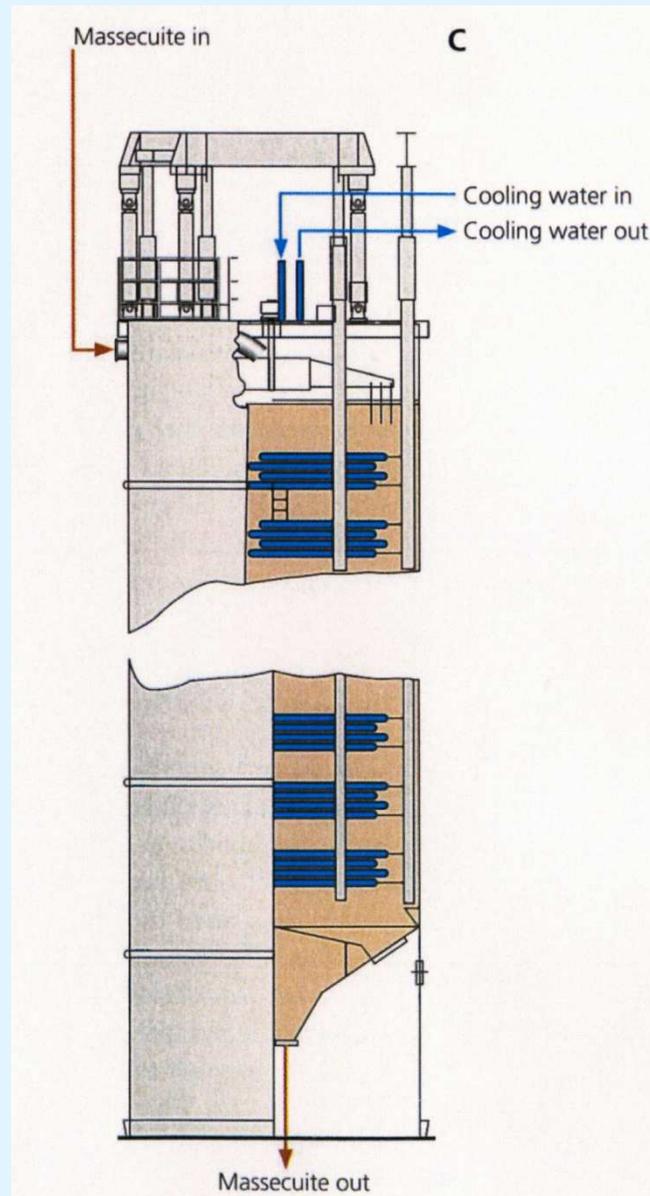
Cristalizador horizontal „Werkspoor“ (resfriamento por água em contracorrente)



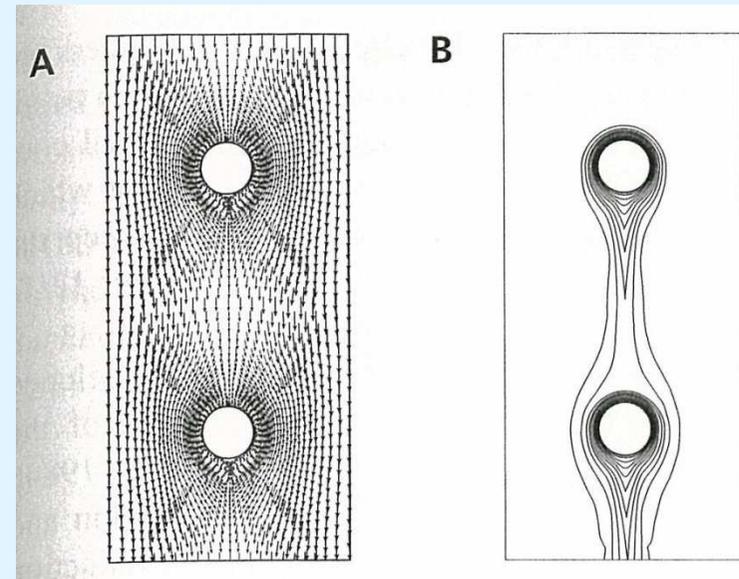
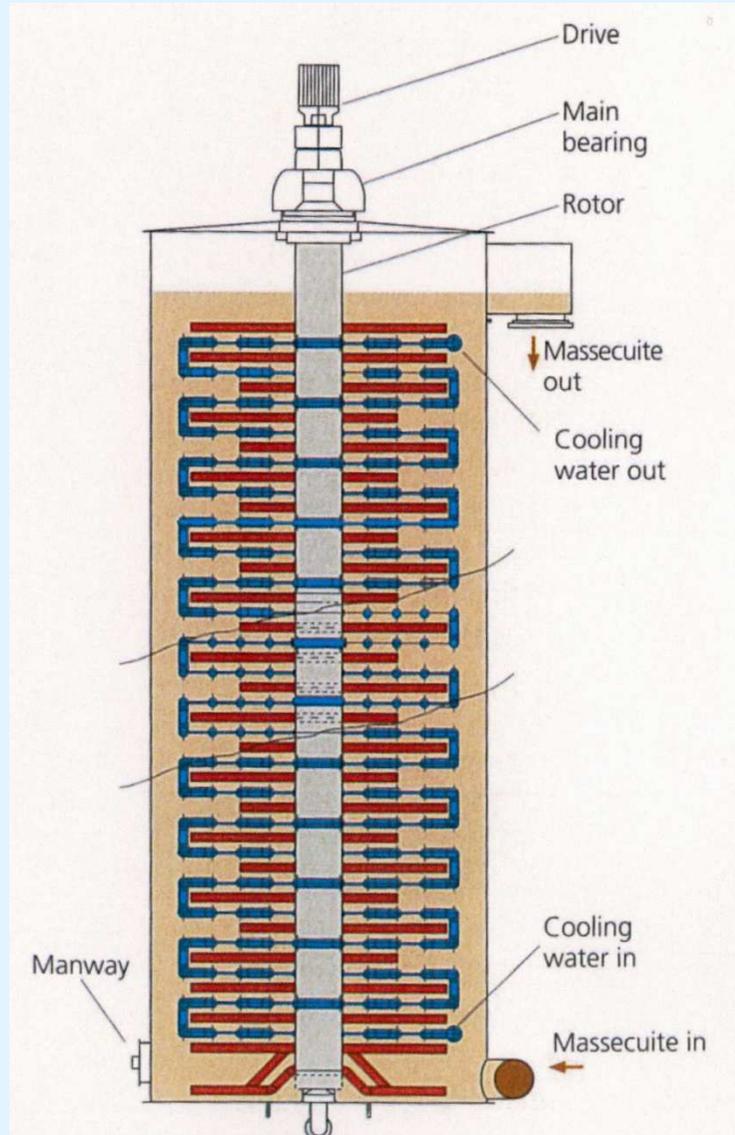
Cristalizador horizontal „Blanchard“ (resfriamento por água em contracorrente)



Cristalizador vertical tipo „BMA“
(resfriamento por pacotes de tubos em movimento por oscilação na vertical)

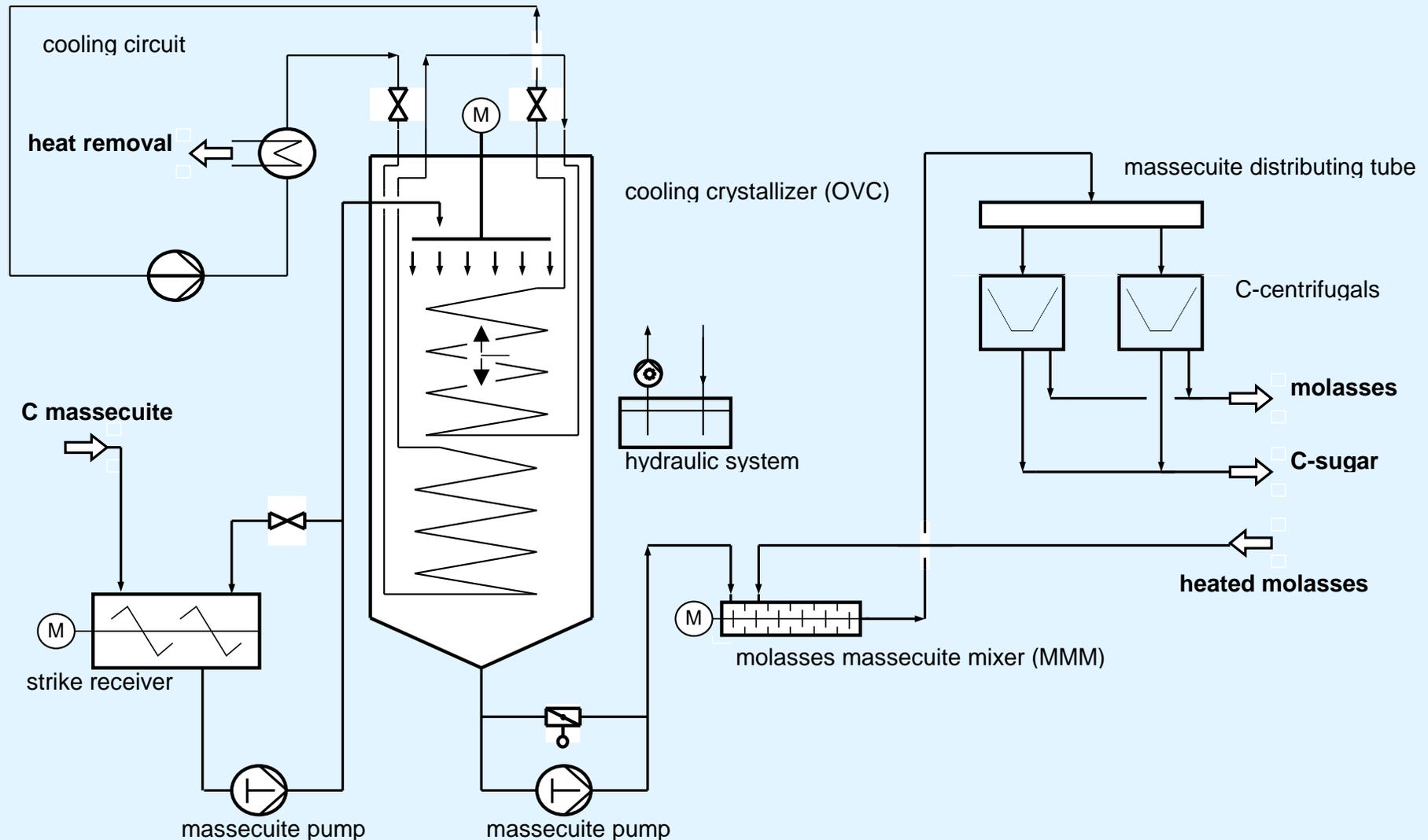


Cristalizador vertical „Fletcher-Smith“



Distribuição de velocidade (A) da massa no sentido descendente e da temperatura (B) na vizinhança dos tubos de resfriamento fixos em um cristalizador vertical

Resfriamento e reaquecimento com um cristalizador vertical BMA



1. „SUGAR TECHNOLOGY“ (1998) de Schiweck, Van der Poel & Schwartz (Editors), Verlag Alb. Bartens, Berlin
2. „CANE SUGAR ENGINEERING“ (2007) de Peter Rein e.al., Verlag Alb. Bartens, Berlin
3. Apresentações variadas do Dr. Boris Morgenroth, Helgo Ackermann e Pedro Avram, IPRO

**Seu dedicado consultor em usinas
de açúcar e álcool**

**Agradecemos sua
presença e sua paciência!**

Pedro Avram & Helgo Ackermann

E-mail: Avram@ipro-bs.de

www.ipro-bs.de

helgo@iprosucar.com.br

www.iprosucar.com.br