

PRZEMYSŁOWY INSTYTUT AUTOMATYKI I POMIARÓW
MERA-PIAP

Al. Jerozolimskie 202 02-222 Warszawa Telefon 23-70-81

Ośrodek Automatyzacji Procesów Produkcji

Pracownia Automatyki Kompleksowej.

BE 10

Główny wykonawca

Wykonawcy mgr inż. Małgorzata Pacut

440

Konsultant

Nr zlecenia 9491

"Zbadanie możliwości rozwinięcia mikro-
procesorowego układu gotowania cukrzyc
przez wprowadzenie dwuczujnikowego po-
miaru przesycenia syropu międzykryszta-
łowego i/lub przez wprowadzenie do
algorytmu sterowania zależności z fi-
zykochemicznego modelu warknika".

Zleceniodawca praca własna

Pracę rozpoczęto dnia maj 1985

zakończono dnia czerwiec 1986

Kierownik Pracowni:

Z-ca Dyrektora
d/s Automatyki

Kierownik Ośrodka

mgr inż. R. Sobczak

dr inż. T. Gałązka

mgr inż. A. Aderek

Praca zawiera:

Rozdzielnik - ilość egz:

stron 14

Egz. 1 BOINTE

rysunków 2

Egz. 2 OAP-1

fotografii -

Egz. 3 OAP

tabel -

Egz. 4

tablic -

Egz. 5

załączników 5

Egz. 6

Nr rejestr. 5621

Analiza deskryptorowa

PRZEMYSŁ CUKROWNICZY: AUTOMATYZACJA

Analiza dokumentacyjna

Opracowanie zawiera wybór koncepcji sterowania dla procesu gotowania cukrzyc, uwzględniającej sposób pracy polskich cukrowni i próbę sprawdzenia możliwości jej realizacji.

Tytuły poprzednich sprawozdań

1. Układ mikroprocesorowy sterowania gotowaniem cukrzyc. Etap 1. Opracowanie założeń na układ, wykaz niezbędnych urządzeń, porównanie cen z układem konwencjonalnym, opracowanie założeń na układ PI.

Nr rej. 4674

2. Mikroprocesorowy układ sterowania gotowaniem cukrzycy I w czterech warnikach. Etap 1. Opracowanie dokumentacji. Założenia na MUSGC w cukrowni "Klemensów".

Nr rej. 5224

604.1 - Pracept cukrownicy

681,32 : 621,377 - 181,48, 004,14

Mikroprocesory - zastosowanie

UKD

MAP-252/83-6000

2

S p i s t r e ś c i

	str.
1. Wstęp	4
2. Wybór koncepcji sterowania.	4
3. Opis wybranej koncepcji sterowania.	8
4. Możliwości realizacji pomiarowej wybranej koncepcji sterowania.	11
5. Wnioski.	14

Załącznik Nr 1. Notatka zawierająca propozycje K.Wagnerowskiego nt. automatyzacji gotowania cukrzycy I, przedstawiona podczas konsultacji w Przemysłowym Instytucie Automatyki i Pomiarów MERA-PIAP w Warszawie dnia 17 czerwca 1985r.

Załącznik Nr 2. "Ekspertyza dotycząca możliwości zastosowania przepływomierzy PT w automatyzacji procesu odparowania soku w warniku w cukrowni "Klemensów".

Załącznik Nr 3. Ważniejsza bibliografia wraz z omówieniem.

Załącznik Nr 4. Kserokopia artykułu J.Doucet, C.Giddey: Automatic control of sucrose crystallization from high - and medium purity syrups. Int. Sugar J. vol. 68, 1966, str. 131-136.

Załącznik Nr 5. Propozycja zagospodarowania zakupionych składników majątkowych.

1. Wstęp.

Praca została zaplanowana w związku z realizacją przez MERA-PIAP mikroprocesorowego systemu gotowania cukrzyc na bazie systemu PM-01, produkcji ZD MERA-PIAP.

System został próbnie uruchomiony dla 1 warnika w Cukrowni Ropczyce ([1]) w kampanii cukrowniczej 1982/83, a następnie został opracowany na zlecenie cukrowni "Klemensów" system mikroprocesorowy do sterowania baterią 4 warników ([2]). Uruchomienie systemu odbywa się od kampanii cukrowniczej 1984/85. Sterowanie gotowaniem polega w nim na utrzymywaniu przez mikroprocesor założonej przez obsługę warników krzywej, obrazującej przebieg lepkości w funkcji zapełnienia warnika. Wyniki sterowania charakteryzowały się dużym rozrzutem, w związku z czym zdecydowano, że należy czynić próby modyfikacji systemu w kierunku zmniejszenia rozrzutu. Temu celowi miała służyć niniejsza praca.

Ponieważ w kampanii cukrowniczej 1985/86 cukrownia "Klemensów" stosowała szczepienie pełne, przyjęto, że opracowywana koncepcja sterowania warnika powinna uwzględniać ten właśnie rodzaj szczepienia.

2. Wybór koncepcji sterowania.

Opis technologiczny procesu gotowania cukru podano w poprzednich sprawozdaniach /Załącznik Nr 3, poz. [1] /, nie będziemy więc tu go przytaczać.

Zwrócimy natomiast poniżej uwagę, na pewne aspekty procesu gotowania cukru nie poruszane dotąd, a mające wpływ na skuteczność sterowania procesem gotowania cukru.

Proces krystalizacji cukru jest procesem bardzo trudnym do sterowania ze względu na konieczność utrzymywania podczas gotowania cukru zawartości sacharozy w syropie międzykryształowym w dość wąskich granicach w celu uniknięcia spontanicznego tworzenia się drobnych kryształów. Jako miarę zawartości sacharozy w syropie stosuje się tzw. przesycenie, wielkość charakteryzującą zawrtość sacharozy w roztworze o danej temperaturze i danej czystości, względem zawartości sacharozy w roztworze nasyconym o tej samej temperaturze i tej samej

czystości. Ponieważ proces produkcji cukru jest znany od dawna, podstawy technologii cukru opracowano dość dokładnie. Wiadomo więc, jakie wartości przesylenia są korzystne dla procesu gotowania w sposób umożliwiający uniknięcie spontanicznego tworzenia się kryształu. Sytuację komplikuje fakt, że wartości przesylenia dadzą się wyznaczyć bezpośrednio tylko metodami laboratoryjnymi i że zmieniają się nie tylko w zależności od tego, czy produkuje się cukier z soku z buraków czy z soku z trzciny cukrowej, ale także od tego ile i jakich niecukrów zawiera surowiec użyty do produkcji. Ilość niecukrów dla buraków w zasadzie zmienia się najciśniej z czasem, zwłaszcza dla buraków przetrzymywanych w zimie na mrozie, natomiast jakość niecukrów zależy od bardzo różnorodnych czynników, związanych z regionem uprawy buraków, sposobem uprawy buraków i wpływem pogody. Dlatego też wszystkie wskaźniki dotyczące utrzymywania określonego przesylenia powinny być sprawdzane dla buraków z których produkuje cukier dana cukrownia w laboratorium cukrowni.

Dodatkowe komplikacje dla sterowania procesem gotowania powstają z powodu aparatury stosowanej w cukrowniach. W cukrowniach polskich aparatura ta jest bardzo zróżnicowana. Biorąc pod uwagę typy warników, a także ich rozmiary doliczyć się można około 30 różnych aparatów. Każdy z aparatów posiada nieco inne cechy użytkowe, przejawiające się w specyficznej dla warnika cyrkulacji. Zmiany w cyrkulacji powodują nierównomierności nagrzewania się elementów objętości cukrzycy i w związku z tym różne przesylenia w różnych punktach cukrzycy. Niektóre cukrownie stosują konstrukcję własnego pomysłu w celu usprawnienia cyrkulacji, wydaje się jednak, że zmiana na lepsze w tym zakresie w cukrowniach polskich wymagać będzie bardzo długiego czasu.

Niezależnie od powyższego na proces gotowania bardzo wpływa duża awaryjność pracy urządzeń zamontowanych w różnych działach cukrowni.

Cechą bowiem procesu gotowania jest fakt, że odbijają się na nim /często z dużym opóźnieniem/ wszystkie nieprzewidziane technologią produkcji wydarzenia w Zakładzie. Sytuację tę mogłoby załagodzić wprowadzenie w cukrowniach systemu cyfrowego koordynującego przepływy poszczególnych strumieni

materiałowych i zarządzającego gospodarką cieplną cukrowni. W większości cukrowni polskich systemów takich jest brak, w związku z czym liczyć się należy z możliwościami częstych zmian zawartości poszczególnych składników syropu gęstego, podawanego do warnika i ograniczeń w ilości pary grzewczej, jaka może być użyta do ogrzewania warnika. W związku z tym również liczyć się należy z faktem, że najczęściej stosowany sposób sterowania procesem gotowania cukru, zdający z powodzeniem egzamin w cukrowniach za granicą polegający na utrzymywaniu określonego w funkcji czasu przebiegu wartości, określającej w sposób pośredni /gdyż metody bezpośredniej, poza metodami laboratoryjnymi jest brak/przesycenie syropu międzykryształowego będzie zawodził. Rzeczywiście, często w praktyce zdarza się fakt rozpuszczania poprzez dodanie do warnika wody "nieplanowo" powstałego drobnego kryształu, tzw. "mąki", mimo dysponowania przez obsługę pomiarem np. lepkości syropu. Rozpuszczanie takie znacznie wydłuża czas gotowania, a także powoduje bardzo wysokie straty ciepła zużywanego na odparowanie dodatkowej wody.

Dodatkowym aspektem, który należy uwzględnić przy automatyzacji gotowania cukru jest czynnik ludzki. Niedostępność w pomiarach automatycznych pewnych wielkości, /głównie ilości i jakości niecukrów/ sprawia, że obsługę procesu gotowania należy zaliczyć raczej do sztuki, niż rzemiosła. Kiedyś wiedza o tym, jak gotować, była niemal tajemnicą rodzinną i przechodziła z pokolenia na pokolenie - prowadzenie procesu gotowania wymaga dobrej orientacji w pracy całej cukrowni, śledzenia na bieżąco nieprzewidywanych wydarzeń i przewidywania ich przyszłego wpływu na pracę warników.

Obecnie do obsługi warników wystarcza 2-miesięczny kurs. Powoduje to duże zindywidualizowanie metod obsługi warników, niezależnie od niemożliwej do uniknięcia subiektywizacji ocen przebiegu gotowania na podstawie optycznej kontroli zawartości warnika przez szkła wizerne.

Rezumując, układ sterowania gotowaniem cukru dla polskich cukrowni powinien:

- pracować poprawnie przy różnych typach warników;
- uwzględniać możliwość występowania częstych zakłóceń;

- spowodować ujednoczenie i uproszczenie pracy obsługi wurników;

Po przeprowadzeniu rozeznania literaturowego n/t istniejących zagranicznych systemów gotowania cukrzyc /zob. Załącznik Nr 3/ zauważono, że istnieją dwie tendencje realizacji sterowania gotowaniem cukrzyc.

W jednej z nich utrzymuje się założoną z góry w funkcji czasu krzywą, charakteryzującą w sposób pośredni przesycenie podczas procesu gotowania w wurniku, np. lepkość, przewodność, gęstość, zawartość kryształu w cukrzycy. Takie sterowanie jest skuteczne w przypadku braku istotnych zakłóceń zewnętrznych, co wiąże się ze stabilną pracą współpracujących z wurnikami węzłów, czyli praktycznie ze stabilną pracą całej cukrowni i w przypadku wyposażenia wurnika w mieszadło. /Moc pobierana przez mieszadło jest często stosowanym miernikiem konsystencji cukrzycy/. Sytuacja opisana powyżej, typowa w cukrowniach zagranicznych, w polskich cukrowniach występuje bardzo rzadko.

Drugi sposób realizacji sterowania zakłada brak stabilnej pracy całej cukrowni i polega na stabilizacji przesycenia syropu międzykryształowego z uwzględnieniem pomiarów zakłóceń, oddziałujących na wurnik. Przebieg procesu gotowania scharakteryzowany jest nie przebiegiem w funkcji czasu, lecz "stopnia przemiany" zachodzącej w wurniku, który może być scharakteryzowany wartością Bx / Załącznik Nr 1/ lub konsystencją / Załącznik Nr 4/.

W obu sposobach realizacji sterowania oddziaływanie na proces odbywa się poprzez zmianę przepływu soku gęstego dostarczonego do wurnika i zmianę przepływu pary grzewczej dostarczonej do komory grzewczej wurnika.

Wobec opisanej wyżej sytuacji panującej w polskich cukrowniach sugeruje się realizację sterowania według sposobu drugiego, choć jest to sposób wymagający bogatszego opomiarowania wurnika.

Proponowana metoda sterowania posiada pewne wspólne cechy ze stosowaną do tej pory metodą sterowania w cukrowni "Klemensów" / [1], [2] /, gdyż w warunkach stałego przesycenia miarę "stopnia przemiany" zachodzącej w wurniku może być również wysokość słupa cieczy w wurniku /zapełnienie wurnika/.

Stałość przesylenia nie była jednakże kontrolowana w [1] i [2], a konieczne do założenia przez obsługę wartości współczynników krzywej: lepkość w funkcji zapełnienia nie koresponduje w bezpośredni sposób z zakłóceniami oddziaływującymi na warnik. Być może oba sposoby sterowania: wg [1] i [2] i proponowany poniżej okazały się zbieżne.

Dokładniejsze rozeznanie w tym zakresie można będzie uzyskać po wyrażeniu wspomnianych współczynników w [1] i [2] w funkcji zakłóceń i porównaniu tych dwu metod.

3. Opis wybranej koncepcji sterowania.

A. Założenia.

1. Sposób sterowania powinien być jednakowy dla cukrzycy wszystkich rzutów /cukrzyca I, II, III/.
2. Sterowanie powinno obejmować:
 - a/ sekwencyjne sterowanie zaworami, wyznaczając rozpoczęcie i kończenie poszczególnych faz gotowania;
 - b/ sterowanie w fazie dociągania umożliwiające osiągnięcie jednorodnego kryształu, o powtarzalnych cechach w kolejnych rzutach.

Dalej zajmować się będziemy sterowaniem wg b/, a/ - wg [1] i [2].

B. Cel sterowania dla fazy dociągania.

1. Przesycenie w fazie dociągania pozostaje stałe /z pełną dokładnością/.
2. Pozi^om cukrzycy w warniku w chwili zakończenia gotowania jest bliski maksymalnego.
3. Konsystenacja cukrzycy w chwili zakończenia gotowania jest bliska maksymalnej, umożliwiającej jeszcze grawitacyjne opróżnianie warnika /wg [8] - 60% cukru, 40% syropu/.

C. Algorytm sterowania dla fazy dociągania.

W poniższym opisie algorytm sterowania przyjęto zestaw oznaczeń używanych w Załączniku Nr 4. Odstępstwa bądź

uzupełnienia używanych oznaczeń wprowadzane będą w tekście.

Najważniejszymi parametrami dla procesu gotowania są wielkości charakteryzujące skład syropu międkryształowego, tj. zawartość sacharozy w syropie i związane z nią wartości przesylenia syropu międkryształowego. Poniżej przedstawiono sposób sterowania warnika wg metody zawartej w Załączniku Nr 4.

Metoda sterowania przeprowadza /rys. 1/:

1. stabilizację zawartości sacharozy w syropie C_s wokół założonej wartości C_s poprzez oddziaływanie na zawór pary grzewczej wg algorytmu PI,
2. odpowiednie dozowanie soku gęstego, pozwalające dla C_s utrzymać w przybliżeniu stałe przesylenie syropu międkryształowego.

Metoda dozowania soku gęstego wykorzystuje założenie, że wartość zadana soku gęstego m_s wiąże się z masą wytrąconego kryształu m_c zależnością:

$$m_s = m_{si} + \alpha m_c \quad (1)$$

gdzie: m_{si} - oznacza masę syropu w warniku w chwili początkowej

α - współczynnik wyznaczany z założonej konsystencji końcowej cukrzycy R_f .

Sterowanie zaworem soku gęstego odbywa się w oparciu o sygnał uchybu :

$$\varepsilon = m_s - m_s$$

lub:

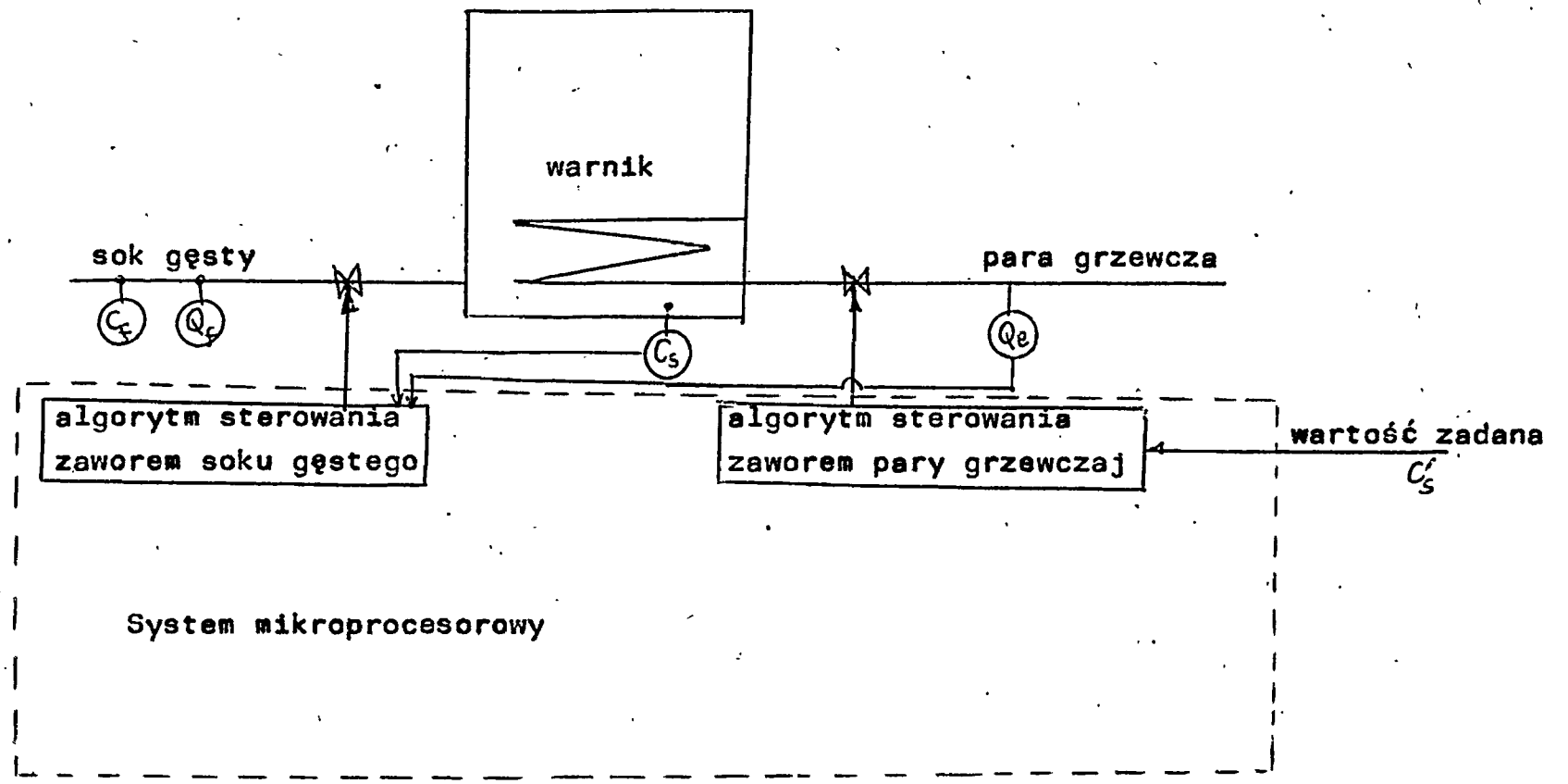
$$\varepsilon = m_{si} + \alpha m_c - m_s \quad (2)$$

gdzie: m_s jest aktualną masą syropu w warniku.

m_c i m_s wyznacza się z bilansów mas sacharozy i syropu

$$m_c = m_{si} C_{si} + \int_0^t Q_f C_f dt - m_s C_s \quad (3)$$

$$m_s = m_{si} + \int_0^t Q_f dt - \int_0^t Q_e dt - m_c \quad (4)$$



Rys. 1. Schemat sterowania wurnika.

10

Równanie [3] i [4] tworzą układ równań, po rozwiązaniu których otrzymujemy:

$$m_c = \frac{b_1 b_2 - a_1}{1 - a_1} \quad (5)$$

$$m_s = \frac{b_2 - b_1}{1 - a_1} \quad (6)$$

gdzie: $a_1 = B_f C_f$ (7)

$$b_1 = m_{si} C_{si} + \int_0^T Q_f C_f dt \quad (8)$$

$$b_2 = m_{si} + \int_0^T Q_f dt - \int_0^T Q_e dt \quad (9)$$

Wartości m_c i m_s pozwalają również na wyznaczenie konsystencji cukrzycy R:

$$R = \frac{m_c}{m_s} \quad (10)$$

Schemat blokowy metody sterowania podano na rys. 2.

Doświadczalne przebiegi uzyskane w wyniku zastosowania w/w metody podano w Załączniku Nr 4 na ^{rys.} nr. 4.

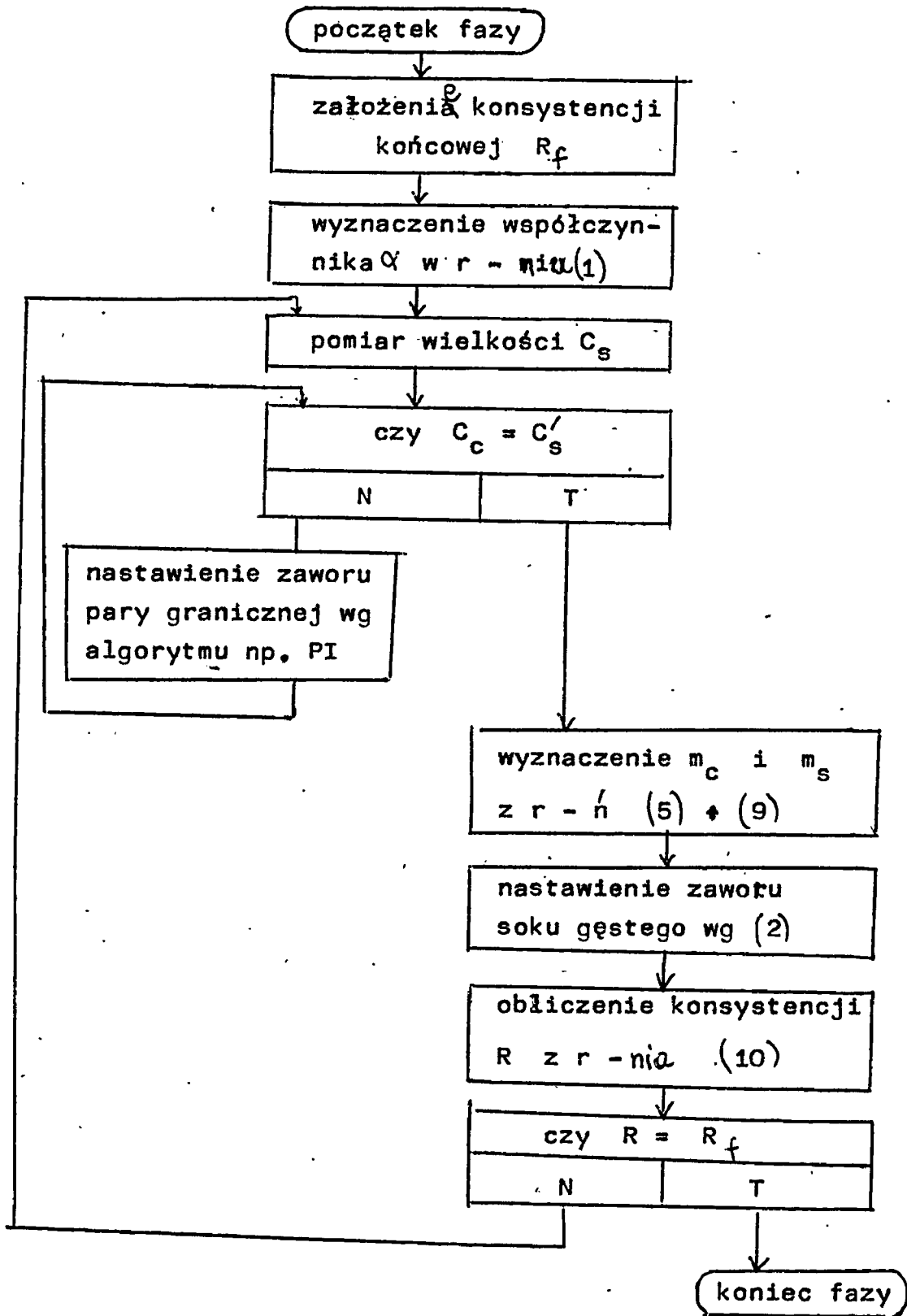
Jakkolwiek opisana metoda sterowania została zrealizowana w technice analogowej, to współczesny rozwój systemów mikroprocesorowych każe obecnie do tego typu sterowania wykorzystywać o wiele tańsze rozwiązania, oparte na mikroprocesorach.

Schemat blokowy sterowania warnika w systemie mikroprocesorowym przedstawia rys. 2.

4. Możliwości realizacji pomiarowej wybranej koncepcji sterowania.

Realizacja koncepcji sterowania wymaga zapewnienia na-

M



Rys. 2. Schemat blokowy sterowania warnika.

12

stępujących pomiarów:

1. Briks soku gęstego.
2. Czystość soku gęstego.
3. Bilans ^{Briks} syropu międzykryształowego.
4. Czystość syropu międzykryształowego.
5. Natężenie przepływu soku gęstego.
6. Natężenie przepływu pary grzewczej.
7. Ciężnienie pary grzewczej.
8. Temperatura pary grzewczej.
9. Poziom cukrzycy w awnku /zapełnienie/
10. Przesycenia.

Dla cukrzycy I można zrezygnować z pomiaru czystości /zob. Załącznik Nr 4/.

Spośród wymienionych pomiarów w cukrowni "Klemensów", w której dotychczas był uruchamiany system gotowania cukrzycy I były zamontowane pomiary: 1, 7, 8 i 9. W najprostrzej wersji sterowania do sprawdzenia algorytmu wystarczyłoby opracowanie i zautomatyzowanie pomiarów:

- natężenia dopływu soku gęstego,
- natężenia przepływu pary grzewczej,
- brikxa syropu międzykryształowego /ten pomiar ewentualnie mógłby być zastąpiony pomiarem laboratoryjnym podczas sprawdzania algorytmu/

W związku z powyższym zdecydowano się w pierwszej kolejności realizować pomiary natężeń przepływu. Ze względu na bliskość kampanii cukrowniczej 1985/86 i na trudności z zakupem w krótkim terminie przepływomierzy zdecydowano się do pierwszych prób wypożyczyć przepływomierze z DPQ.

Z bilansu mas cukrowni wyznaczono przypuszczalny zakres natężeń przepływu soku do warkana i skroplenia pary grzewczej / wartości te nie były w cukrowni znane, gdyż pomiarów tych do tej pory w cukrowniach nie stosowano/. Przebieg i wyniki prób prowadzonych wspólnie z DPQ w cukrowni "Klemensów" w kampanii cukrowniczej 1985/86 przedstawiono w Załączniku Nr 2. Wynika z niego, że po pewnych zmianach przepływomierze turbinkowe mogą być użyte zarówno do pomiaru przepływu soku, jak i skroplin. W związku z tym rozpoczęto starania, ażeby umożliwić włączenie przerobionych przepływomierzy na okres próbnej eksploatacji pod nadzorem

DPQ w cukrowni Klemensów w kampanii 1986/87.

Oдноśnie pomiaru brikasu ^{syropu} międzykryształowego po zrobieniu rozeznania okazało się, że w Polsce są instytucje pracujące nad urządzeniami do brikasu: Wydział Chemii Spożywczej Politechniki Łódzkiej i Instytut Przemysłu Cukrowniczego w Warszawie. Ten ostatni poza tym prowadzi prace nad rozwiązaniem pomiarów: czystości i przesylenia syropu międzykryształowego, istniałaby więc w przyszłości możliwość uruchomienia systemu doświadczalnego z w/w pomiarami.

5. Wnioski

1. W wyniku przeglądu literatury zaproponowano system sterowania mikroprocesorowego, który wydaje się, że może działać skutecznie w obecności licznych zakłóceń. Niezależnie od faktu, że koncepcja sterowania nie została jeszcze potwierdzona doświadczalnie wydaje się, że realizacja systemu wyposażonego w pomiary potrzebne do sterowania w zaproponowany sposób będzie w przyszłości możliwa, o ile powstaną pomiary przesylenia, brikasu i czystości.
2. Możliwość zbudowania w/w systemu sterowania gotowania cukru nie powinna usuwać z pola widzenia cukrowni sprawy ważniejszej: stabilizacji warunków pracy cukrowni. Najskuteczniejszym rozwiązaniem byłoby wprowadzenie systemu koordynacji przepływu mas i zarządzania gospodarką cieplną. Tylko wtedy można będzie stwierdzić, na ile konieczne będzie wprowadzenie w/w systemu. Może się zdarzyć, że po ustabilizowaniu pracy cukrowni rozwiązania stosowane za granicą dadzą dobre rezultaty również w Polsce. Dalsze badania wymaga również sprawa polepszenia cyrkulacji cukrzycy w warnikach. Bez opanowania tych dwóch zagadnień można spodziewać się jedynie produkcji lepszego, a nie - dobrego cukru.

N o t a t k a

zawierająca propozycje Kazimierza Wagnerowskiego nt. automatyzacji gotowania cukrzycy I, przedstawione podczas konsultacji w Przemysłowym Instytucie Automatyki i Pomiarów MERA-PIAP w Warszawie dnia 17 czerwca 1985 r.

1. Zasady regulacji

Regulację procesu gotowania cukrzycy I oprzeć na zasadzie:

- a) utrzymywania liniowego wzrostu wartości Bx cukrzycy w wanniku w odniesieniu do stopnia zaawansowania waru N, w przedziale wartości N od 0,33 do 1,
- b) utrzymania w przybliżeniu stałej wartości przesylenia roztworu około $Wp = 1,1$ przez dotrzymanie warunku określonego w p.la. Wartość $(Wp - 1)$ określa w przybliżeniu siłę napędową krystalizacji.

2. Elementy kontroli

Wartość Bx cukrzycy w wanniku jest kontrolowana metodą pośrednią przez pomiar lepkości za pomocą czujnika reometrycznego zainstalowanego w wanniku. Czujnik powinien być wyskalowany w jednostkach fizycznych lepkości dynamicznej (Pa.s). Powinien mieć także określoną charakterystykę wartości sygnału wyjściowego (pneumatycznego) w zależności od mierzonej lepkości cukrzycy.

Lepkość cukrzycy I jako funkcję temperatury i wartości Bx określa równanie:

$$\lg \eta_{CI} = 1,6948 - \lg(100 - Bx_{CI}) \cdot M_t + \lg \frac{\eta_{CI}}{\eta_{CIII}} - 3,349$$

gdzie:

$$M_t = 30,891 - 12,106 \cdot \lg(t + 50)$$

$$\lg \frac{\eta_{CI}}{\eta_{CIII}} = \left(\frac{0,0284}{\lg(100 - Bx_{CI})} - 0,020 \right) \cdot (Cz_{CI} - 77,0)$$

Bx - pozorna zawartość substancji suchej w cukrzycy

t - temperatura w °C

η - lepkość cukrzycy w Pa.s

Oznaczenia CI, CIII określają cukrzycę I lub III rzutu.

Stopień zaawansowania waru N wyraża ilość cukrzycy w warniku w przeliczeniu na substancję suchą w odniesieniu do końcowej ilości cukrzycy (całości waru) przeliczonej na substancję suchą. Wartość N jest kontrolowana przez pomiar poziomu cukrzycy w warniku wyrażony ciśnieniem hydrostatycznym słupa cukrzycy h. ~~Stąd~~ Wartość względna tego ciśnienia h/h_k jako funkcja stopnia zaawansowania waru wyraża się równaniem:

$$h/h_k = \frac{Bx_k}{Bx} \cdot N$$

gdzie:

$$Bx = \frac{Bx_k - Bx_p}{1 - N_p} \cdot (N - N_p) + Bx_p \quad \dots\%$$

Stąd:

$$h/h_k = \frac{N \cdot Bx_k}{\frac{Bx_k - Bx_p}{1 - N_p} (N - N_p) + Bx_p}$$

gdzie:

h/h_k - względna wartość ciśnienia słupa cukrzycy

N - stopień zaawansowania waru

Bx - pozorna zawartość substancji suchej w cukrzycy %

Oznaczenia symboli: p - wartość początkowa

k - wartość końcowa

Równanie upraszcza się po podstawieniu stałych: $N_p = 0,33$

$Bx_p = 84,0$

$$h/h_k = \frac{N \cdot Bx_k}{\frac{Bx_k - 84}{0,67} (N - 0,33) + 84}$$

Przykładowe dane liczbowe zależności $Bx = f(N)$ i $h/h_k = f(N)$ przy końcowej wartości Bx cukrzycy I $Bx_k = 92,5 \%$:

N	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
Bx	84,0	85,42	86,83	88,25	89,67	91,08	92,50
h/h_k	0,436	0,537	0,635	0,730	0,823	0,913	1,000

Po przekształceniu równań można wyrazić zależność $Bx = f(h/h_k)$ i $N = f(h/h_k)$ jak niżej:

$$Bx = \frac{Bx_p - N_p \frac{Bx_k - Bx_p}{1 - N_p}}{1 - \frac{Bx_k - Bx_p}{1 - N_p} \cdot \frac{h/h_k}{Bx_k}}$$

$$N = \frac{Bx - h/h_k}{Bx_k} = \frac{Bx_p - N_p \frac{Bx_k - Bx_p}{1 - N_p}}{\frac{h/h_k}{Bx_k} - \frac{Bx_k - Bx_p}{1 - N_p}}$$

Po podstawieniu stałych: $N_p = 0,33$; $Bx_p = 84$.

$$Bx = \frac{84 - 0,33 \frac{Bx_k - 84}{0,67}}{1 - \frac{Bx_k - 84}{0,67} \cdot \frac{h/h_k}{Bx_k}}$$

$$N = \frac{84 - 0,33 \frac{Bx_k - 84}{0,67}}{\frac{h/h_k}{Bx_k} - \frac{Bx_k - 84}{0,67}}$$

Przykładowe dane przy $Bx_k = 92,5 \%$

h/h_k	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,9	1,0
Bx	84,00	85,69	86,97	88,29	89,65	91,05	92,50
N	0,330	0,463	0,564	0,668	0,775	0,836	1

Proces gotowania cukrzycy I powinien być poddawany dodatkowej kontroli laboratoryjnej. W próbkach cukrzycy i syropu międzykryształowego pobranych w oznaczonej temperaturze t i przy określonej lepkości mierzonej czujnikiem reometrycznym należy oznaczyć wartość Bx cukrzycy oraz przesylenie syropu międzykryształowego. Szereg danych analitycznych powinien umożliwić wykonanie wykresu wartości Bx i przesylenia jako funkcji N i lepkości. Kran probierczy oraz sito filtracyjne powinny spełniać wymagania określone podczas homologacji (odpowiednia masa próbki, szybkie pobieranie próbki, odzignięcie syropu międzykryształowego, hermetyczność naczyń).

17

3. Lepkościowy program regulacji

Proces gotowania cukrzycy I po zawiązaniu i wzmocnieniu kryształów przy $Bx_0 = 84 \%$, tj. powyżej wartości $N = 0,33$ prowadzić zgodnie z programem opartym na krzywej lepkości. Krzywa ta wyrażająca lepkość jako funkcję stopnia zaawansowania waru jest opisana równaniem:

$$\eta_{wzgl.} = \frac{30}{\eta_k} \left[N \cdot \left(\frac{\eta_k}{30} \right)^{0,1} \right]^{10 \cdot N}$$

gdzie: $\eta_{wzgl.}$ - stosunek lepkości cukrzycy na określonym etapie gotowania waru do lepkości końcowej

Przykład:

Przy $\eta_k = 50 \text{ Pa.s}$; $N = 0,70$

$$\eta_{wzgl.} = \frac{30}{50} \cdot \left[0,70 \left(\frac{50}{30} \right)^{0,1} \right]^{10 \cdot 0,70} = 0,071$$

$$\eta = 0,071 \cdot 50 = 3,53 \text{ Pa.s}$$

Dane liczbowe zależności $\eta_{wzgl.} = f(N, \eta_k)$

η_k	Stopień zaawansowania waru N								
	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,85	0,9	0,95	1
30	0,026	0,031	0,047	0,082	0,168	0,251	0,387	0,614	1
50	0,019	0,024	0,038	0,071	0,151	0,233	0,368	0,599	1
70	0,015	0,020	0,033	0,064	0,142	0,221	0,356	0,589	1
90	0,013	0,018	0,030	0,059	0,135	0,213	0,347	0,581	1

Dane liczbowe zależności $\eta = f(N, \eta_k)$ w Pa.s

η_k	Stopień zaawansowania waru N								
	0,4	0,5	0,6	0,7	0,8	0,85	0,9	0,95	1
30	0,77	0,94	1,40	2,47	5,03	7,54	11,62	18,43	30
50	0,94	1,21	1,90	3,53	7,57	11,63	18,41	29,94	50
70	1,08	1,43	2,33	4,47	9,91	15,49	24,92	41,22	70
90	1,19	1,62	2,71	5,33	12,12	19,17	31,24	52,33	90

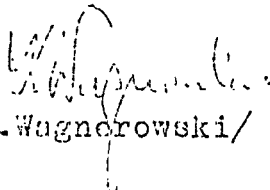
4. Uwagi uzupełniające

Warunkiem prawidłowej pracy układów regulacji procesu gotowania cukrzycy I jest zapewnienie stałej i możliwie wysokiej wartości Bx syropu standard. Można to osiągnąć przez automatyczną regulację Bx soku gęstego ~~syropu~~ i syropu standard, jeśli mączkę II rozpuszcza się w soku gęstym oraz dozuje odciek I jasny. Inaczej można to rozwiązać za pomocą koncentratora syropu przed warnikami.

W przyszłości należy dążyć do opracowania czujnika umożliwiającego stały pomiar wartości Bx cukrzycy w ~~całym~~ warniku (syropu łącznie z kryształami). Program gotowania oparty o pomiar Bx byłby prostszy i bardziej precyzyjny niż program lepkościowy.

Materiał opisowy wykorzystany podczas konsultacji oraz rysunek sita filtracyjnego do oddzielania syropu międzykryształowego zostały udostępnione pracownikom MERA-PIAF do wykonania kopii kserograficznych.

Toruń, 19 czerwca 1985 r.


/K. Wagnerowski/

E K S P E R T Y Z A

dotycząca możliwości zastosowania przepływomierzy turbinowych PT w automatycznym procesie odparowania soku w warniku w Cukrowni Klemensów.

Zlecenie PIAP 9491/OAK

Czynniki mierzone:

- kondensat pary wodnej temp. ok. 90°C
- sok gęsty temp. ok. 60°C lepkość ok. 100 mPa s

Funkcja pomiarowa:

Pomiar strumienia objętości kondensatu i soku i przetworzenie na sygnał analogowy 0 + 5 mA dla wykorzystania w procesie sterowania warnikiem przez komputer.

Na podstawie wstępnej oceny przepływu w/w czynników do prób wytypowano następujące przepływomierze:

PT25 - dla kondensatu

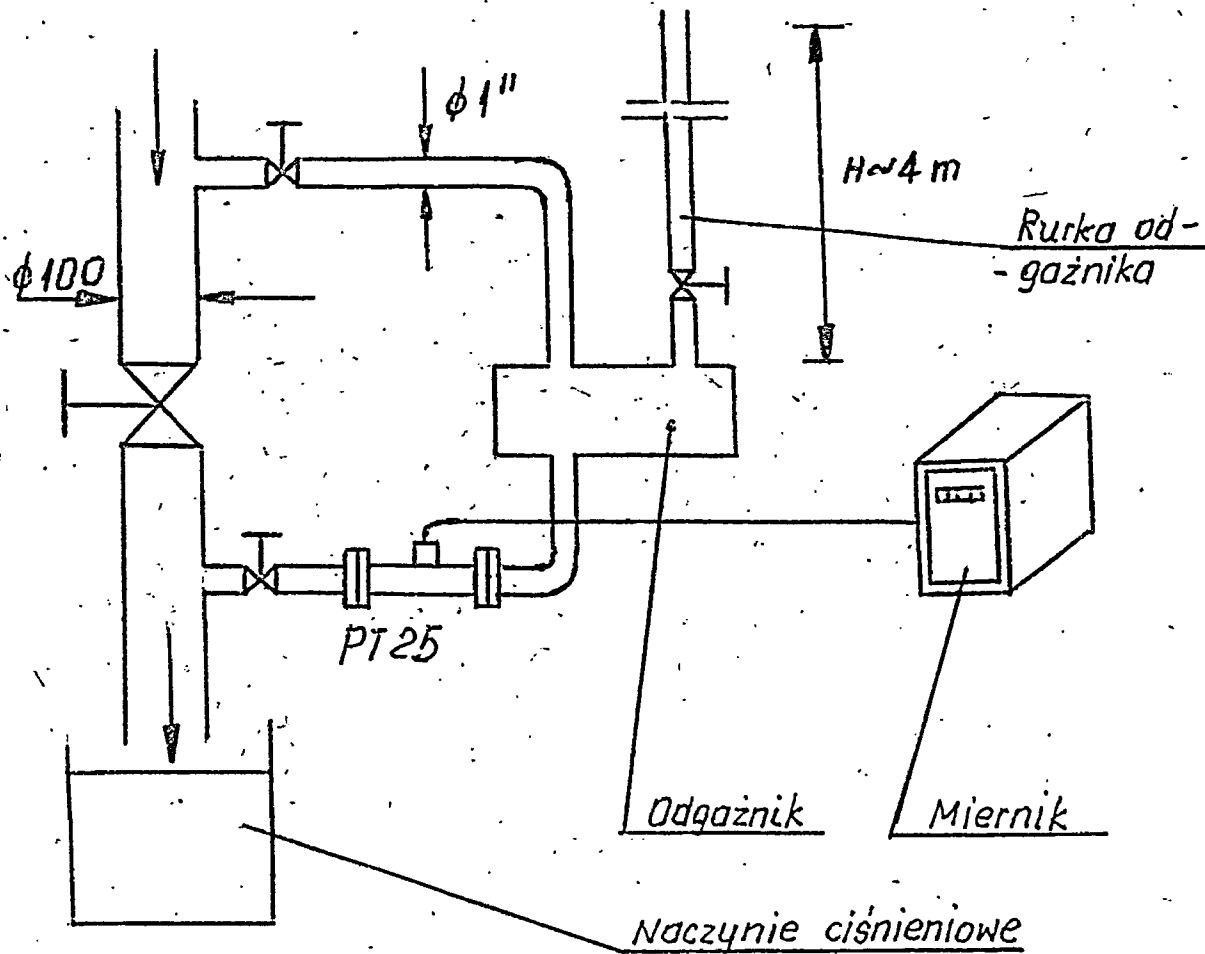
PT40 - dla soku

Instalacja

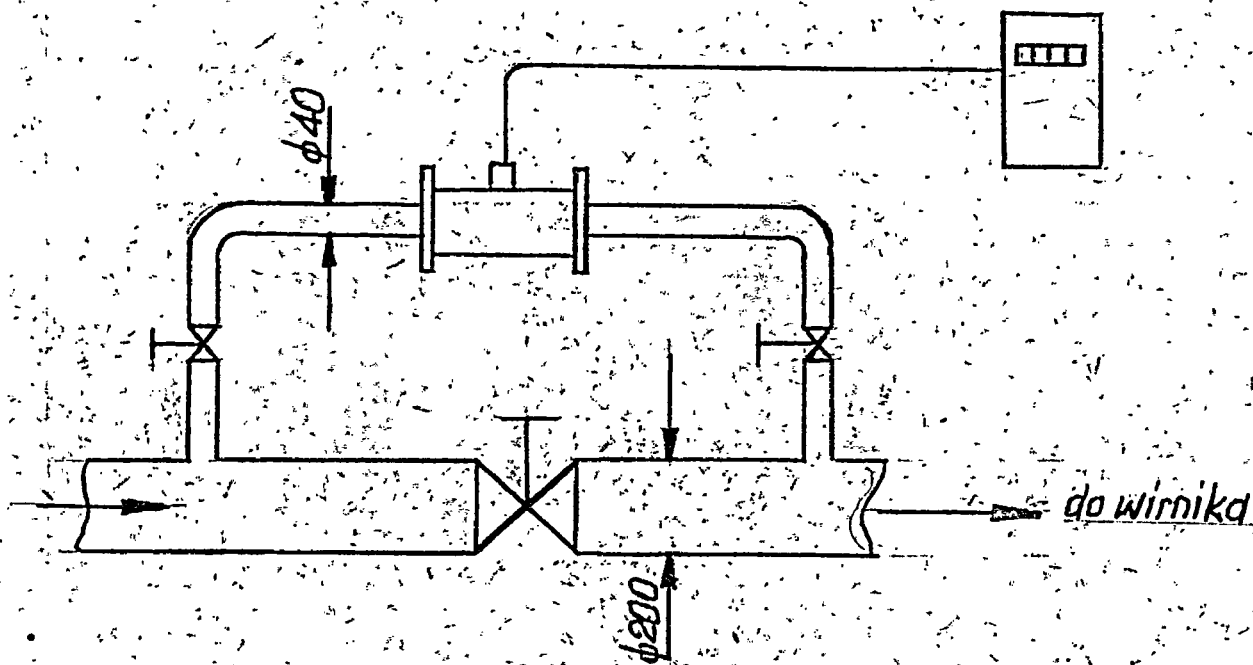
Czujniki turbinowe zainstalowano na bocznikach głównych rurociągów.

Schematy zainstalowania pokazują rysunki.

W boczniku w którym zainstalowany był czujnik PT25 dodano zbiornik odgazowujący dla zwiększenia stopnia odgazowania kondensatu. Zbiornik odgazowujący posiadał rurkę $\varnothing 1/2''$ o wysokości ok. 4m przez którą miała oddzielać się para. Temperatura otoczenia w obszarze zainstalowania czujnika PT25 wynosiła $50-70^{\circ}\text{C}$.



rys.1 Układ pomiaru kondensatu.



Rys. 2 Układ pomiaru soku.

Układ pomiaru soku umieszczony został w boczniku poziomego rurociągu głównego prowadzącego od zbiornika magazynowego do warkana.

Temperatura otoczenia w obszarze czujnika ok. 50°C .

Adaptację instalacji umożliwiającą zainstalowanie czujników wykonał Dział Automatykacji Cukrowni Klemensów.

Pomiary:

a/ Kondensat

Wstępne pomiary przy otwartej rurce odgaźnika nie dały wyniku ponieważ ciśnienie w rurociągu przebijają słupek wody. ~~w tej rurce powodując zwiększoną intensywność odparowania.~~

Powodowało to wynucanie przez rurkę gorącej wody, obniżenie ciśnienia i zwiększone odparowanie.

4

Następnie dokonano pomiaru strumienia objętości kondensatu spuszczając go do beczki 200 dm³ i mierząc czas wypływu. Rurka odgaźnika została odcięta.

Uzyskano:

- czas wypływu 4 min 37 sek = 4,616 min
- objętość kondensatu ok. 190 dm³
- średni strumień objętości ok. 41 dm³/min

W czasie pomiaru wystąpiło intensywne odparowanie kondensatu

Następnie dokonano pomiaru przepływomierzem przy zamkniętym ~~rurce odgaźnika~~ *rurociągu*. Rurka odgaźnika pozostała odcięta.

Uzyskano:

- objętość zmierzona 200 dm³
- czas pomiaru 5 min 8 sek
- średni strumień objętości ok. 39,9 dm³/min

Pomiary należy ocenić jako zadawalające. Uzyskano zbliżone wyniki. Większy strumień objętości w pierwszym przypadku

~~tłumaczy się sząściowym odparowaniem kondensatu wskutek obniżenia ciśnienia przy otwartym wylocie przewodu kierowanego do beczki~~ *można tłumaczyć mniejszym dławieniem przy otwartym*
ascylu, wie.

b/ Sok

Pomiaru strumienia objętości soku dokonano miernikiem przepływomierza turbinowego PT40:

Napełnianie soku wurnika przeprowadzone jest w dwóch fazach przy różnych strumieniach objętości..

Zmierzono następujące strumienie objętości:

- I faza ok. 300 dm³/min
- II faza ok. 150 dm³/min

Odpowiada to dobrze zakresowi pomiarowemu czujnika PT40.

W czasie pomiarów stwierdzono następujące niekorzystne zjawiska:

- silne dławienie przepływu soku przez czujnik co znacznie wydłuża czas napełniania wurnika

- możliwość unieruchomienia czujnika przez krystalizację soku lub przez "cukrzycę" /scukrzony sok/ przy jego postoju.

Przeprowadzone pomiary zarówno na soku jak i na kondensacie wykazały dobrą stabilność przepływów bez pulsacji i wahań.

Wnioski końcowe

Na podstawie przeprowadzonych prób można stwierdzić, że przepływomierze turbinowe mogą być zastosowane w układach automatyki warników dla pomiaru kondensatu i soku.

Przy czym:

- czujnik PT25 do pomiaru kondensatu musi mieć zmienione /wzmocnione/ łożyskowanie wirnika dla zwiększenia odporności na działanie temperatury.

Podobnie powinna być zwiększona odporność na temperaturę cewki. Kondensat powinien być pod ciśnieniem.

Odgaźnik jest zbędny.

- zamiast czujnika PT40 proponuje się specjalizowany czujnik PTECAC

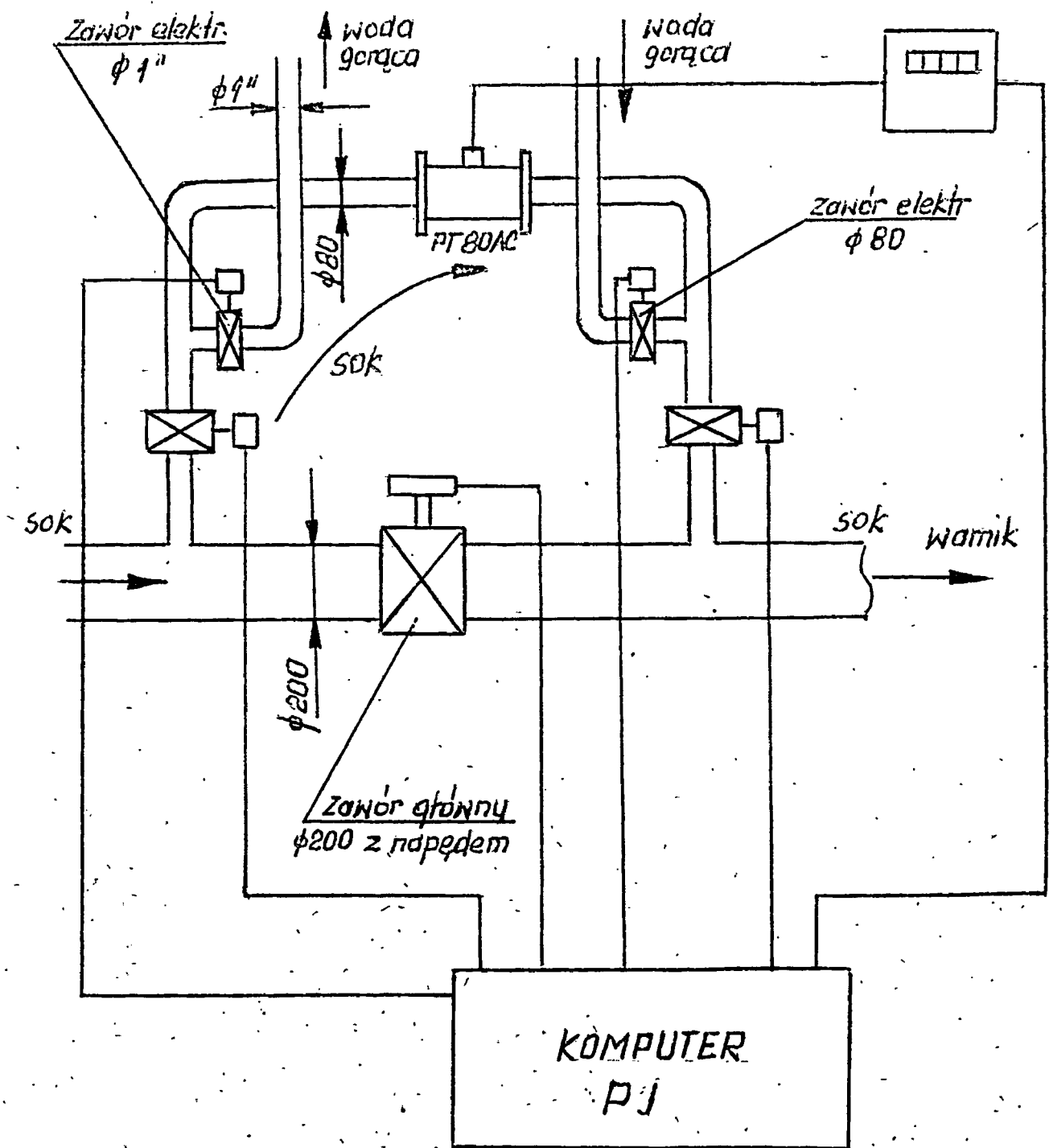
Czujnik ten charakteryzował się będzie obniżoną dolną granicą pomiarową /do ok. 140 dm³/min zamiast 200 dm³/min/ oraz zmniejszoną wrażliwością na zmiany lepkości soku. Jego łożyskowanie również musi być wzmocnione.

Zastosowanie czujnika PTECAC pozwoli zmniejszyć otwarcie przy napełnianiu warnika a tym samym skrócić czas jego napełniania.

- dla zabezpieczenia czujnika PTECAC przed uszkodzeniem podczas parowania instalacji proponuje się układ zaworów elektrycznych /elektromagnetycznych/ odcinających czujnika przy tym zabiegu.

Zalecane jest również doprowadzenie do czujnika przewodów z wodą orzeźoną dla okresowego mycia. Sterowanie zaworami zarówno przy parowaniu instalacji jak i mycia czujnika może realizować komputer.

Proponujemy również zainstalowanie czujnika PTECAC w instalacji soku pokazującą rys. 5



- 7 -

Koszty realizacji /oprócz adaptacji instalacji/

a/ wykonanie specjalizowanego czujnika PT60AC

- ok 550 tys. zł.

b/ wykonanie wzmocnionego czujnika PT25B ok. 160tys zł

C/ wykonanie cewek o podwyższonej odporności na temperaturę 50 tys zł
Mierniki ~~cewki~~ należy zakupić w ZD PIAP, który określi koszty.

Po wykonaniu instalacji z nowymi czujnikami należy przeprowadzić próbę eksploatację w ciągu kampanii.

Opracował: mgr inż. Józef Chróstny

Współpraca: mgr inż. Jan Goska

Luty 1986 rok.

Ważniejsza bibliografia wraz z omówieniem

I. Poprzednie prace MERA-PIAP dotyczące koncepcji sterowania gotowaniem cukrzyc.

1. Układ mikroprocesorowy sterowania gotowaniem cukrzyc. Etap 1. Opracowanie założeń na układ, wykaz niezbędnych urządzeń, porównanie cen z układem konwencjonalnym, opracowanie założeń na PI. Sprawozdanie MERA-PIAP nr rej. 4674.
2. Mikroprocesorowy układ sterowania gotowaniem cukrzycy I w czterech warnikach. Etap 1. Opracowanie dokumentacji. Założenia na MISG w Cukrowni "Klemensów" Nr rej. 5224.

II. Literatura podstawowa z zakresu cukrownictwa.

3. J.Dobrzycki - Automatyzacja w przemyśle cukrowniczym, WNT, Warszawa, 1974.
4. J.Dobrzycki - Chemiczne podstawy technologii cukru, WNT, Warszawa, 1984.
5. R.A.Ginnis - Cukrownictwo, WNT, Warszawa, 1976.
6. P.Honig - Principy technologii sachara. Piszczapromizdat, Moskwa, 1961.
7. S.Nikiel - Cukrownictwa, Wyd. Szkolne i Pedagogiczne, 1983.
8. Poradnik inżyniera - Cukrownictwa, WNT, Warszawa, 1973.

III. Literatura z zakresu sterowania procesem gotowania.

9. Zbadanie możliwości zastosowania czujnika ultradźwiękowego w układzie regulacji gotowania cukrzyc dla określenia prześcienia i szybkości krystalizacji. Sprawozdanie MERA-PIAP 1983, nr rej. 5176 /wynik niepomyślny, czujnik uległ uszkodzeniu/.
10. R.Consuegra, P.Friedman Development of new automatic control systems for the optimisation of final strikes. Control Ci-bern. Autom. vol. 15, nr 4, Oct.-Dec.1981 /metody:ebulio-metryczne, konduktometryczne, wiskozymetryczne /ultradźw./.
11. J.A.Frew Direct digital supersaturation and crystal contents controller for vacuum paru crystallizers. Report CE/R-47

CSIRO Australia /sterowanie w oparciu o refraktometr z odczytem automatycznym i miernik zawartości kryształu - - pozycja dostępna w abstraktach/.

12. H.Hartl, K.Wellenkofer Automatic boiling of white and refined Sugar. Zucker 1969, vol.22, str. 291-302 /sterowanie w systemie dwuczujnikowym: początkowy etap- met. ebulliometryczna, później - pomiar mocy mieszadła jako pomiar konsystencji/.
13. E.A.Knovl, G.R.Holler - Progress in automatic pan boiling Sugar Tech. Rev. 1975/76, vol. 3, str. 275-309 /bardzo ciekawe uwagi o konstrukcji wurników i związanych z tym wynikami sterowania, podstawy technologii, przegląd metod pośredniego pomiaru przesycenia/.
14. O.Llompert, R.Consuegra. The application of ultrasonics to the control of vacuum pans in the sugar industry Control Cibern. R. Autom. vol. 16, nr 1, Jan-March 1982 /met. wiskozymetryczne /ultradźwięk//.
15. M.Mathloutki, P.Kasprzyk - Viscosity of sugar solutions, Sugar Technologi Reviews. vol. 11, 1984, str. 209-275 /praca teoretyczna, wyniki badań podstawowych, również wpływu obecności kryształów/.
16. V.Marrandi Theorie et pratique de la cuisson du sucre. La sucrerie belge, vol. 94, March 1973 /przegląd: metody konduktometryczne, wiskozymetryczne, ebulliometryczne/.
17. Ch. Moller - Sugar boiling theory and practice Int. Sugar J. vol. 85, No. 1014, June 1983 /przegląd metod, dokładniejszy opis metody konduktometrycznej/.
18. H.A.Paschold - Computer - controller pan boiling at Grouingen. Int. Sugar J., 1981, vol. 83 str. 166-168 /głównie opis systemu cyfrowego f-my Foxboro, metoda sterowania wykorzystuje pomiar ebulliometryczny i lepkości konsystencji czujnikami f-my Siemens/.
19. P.W. van der Poel i in. Development of computer and on-line control in the beet sugar factory Sugar Techn. Rev. 1982, vol. 9, str. 1-58 /artykuł przeglądowy, przegląd literatury - 117 poz./.
20. P.W. van der Poel i in. - Automation on the pan station at the Breda Sugar Factory of CSM. Zuckerind, vol. 107, 1982, str. 113-117 /sterowanie programowe w oparciu o pomiar lepkości / konstrukcji wg czujnika Siemens/.

21. H.J.Praus. Zucher 1973 vol. 26, nr 2, str. 89-90 /bardzo ciekawa odmiana metody ebulliometrycznej: pomiar zamiast różnicy temperatur - różnicy ciśnień w przestrzeni oparowej warkana i w komorze czujnika pomiarowego w postaci walca wypełnianego w części czystą wodą. Zmiana ciśnienia w komorze czujnika odbywa się wskutek zmian naporu ~~XXX~~ masy cukrzycy przy wahaniach cyrkulacji cukrzycy. Jeden z bardzo nielicznych sposobów. uwzględniana w pomiarze cyrkulacji cukrzycy/.
22. K.Sullivan - The automatic vacuum pan systems at Simonye. Int. Sugar J. 1981, vol. 83 str. 70-72 /pomiar przesylenia met. ebulliometryczną przyrządem f-my Ziegler Associates /USA/, kontrola konsystencji/.
23. K.Wagnerowski, Cz.Dąbrowski: Równanie lepkości skoncentrowanych czystych i nieczystych roztworów sacharozy. Gazeta Cukrownicza 1976, nr 11 /próby ujęcia matematycznego dla roztworów polskich/
23. K.Wagnerowski- Reakcje między lepkością a czystością przesyconych, nieczystych roztworów sacharozy. Gazeta Cukrownicza, 1980, nr 1 /próby ujęcia matematycznego dla roztworów polskich/.
25. K.Wellenhofer - Automation of white Sugar vacuum pans. Zucherind. 1968, vol. 18 str. 487-488 /pomiar przesylenia metodą ebulliometryczną, utrzymuje się je stałe poprzez dozowanie soku, kontroluje się konsystencję cukrzycy/.
26. Sposób regulowania ciepłowo reżima sekcjonowo wakuum - aparata nieprerwywno diejstwija, Pat. ZSRR nr 159149, Klass. 89e, 3 /sposób regulacji ilości dostarczonego z parą grzewczą ciepła ilości dostarczonego z parą grzewczą ciepła do warkana krystalizacji ciągłej poprzez pomiar ilości kondensatu, tworzącego się na powierzchni grzewczej w poszczególnych sekcjach warkana

AUTOMATIC CONTROL OF SUCROSE CRYSTALLIZATION

from High- and Medium-purity Syrups

By J. DOUCET (CERIS—Raffineries de Sucre de St.-Louis, Marseilles, France)
and C. GIDDEY (Institut Battelle, Geneva, Switzerland)

Introduction

SUCROSE crystallization in the sugar industry is a batch process, operated usually in vacuum pans having a capacity of 250–600 hl or more. Sucrose crystallizes from its supersaturated solutions, the seeding being usually performed when the syrup has attained the critical degree of supersaturation. At this stage the seed crystals are of microscopic size (5–30 μ); they grow progressively during the strike and finally reach dimensions of 200–700 μ .

The regulation principle usually adopted consists in determining the seeding point by measurement of the supersaturation and in controlling the vacuum and heating steam in accordance with a predetermined time programme. Feeding is controlled by measurement of the tightness of the massecuite in the pan and also by an over-riding control on the level whereby feeding is stopped when the massecuite level reaches an upper limit.

Sucrose crystallization from beet or cane sugar syrup aims at realizing specific goals, which in fact define the optimal parameters of the industrial process.

These goals are: (i) to achieve the maximum yield of crystalline sugar with regard to the original sucrose content of the fresh syrup, and (ii) to produce sucrose crystals with excellent physical characteristics—no conglomeration or false grain, regular shape and fulfilment of the required homogeneous crystal size. Sucrose crystals must also exhibit a high chemical purity.

These goals are subject in actual practice to limiting constraints: First, the massecuite must fall by gravity from the pan when the strike is finished, and therefore must not exceed a certain apparent viscosity, which depends on the design of the pan; the tightness of the massecuite depends essentially on the size of the crystals and on the crystalline phase:mother syrup mass ratio at the end of the strike. The yield of crystalline sucrose is therefore basically limited. Moreover, accidental formation of conglomerates or false grain increases the tightness of the massecuite appreciably.

Second, the efficiency of the centrifugalling, the purpose of which is to separate the mother syrup from the crystals, is directly related to the crystalline properties and to the crystalline phase:mother syrup mass ratio. False grain, conglomerates, etc., increase the retention of mother syrup and disturb the centrifugal separation. The resulting crystals are moist, spoiled, and difficult to dry and sieve.

Third, the undesirable formation of false grain or of conglomerates depends closely on the mode of regulation of the strike and on the properties of the sugar syrup (concentration, purity). Such factors as supersaturation of the mother syrup during the strike, the thermal gradient at the heat exchanger surfaces, the vacuum, and especially the feeding rate also have a predominant influence on the crystalline characteristics of the sugar crystals.

Finally, the duration of the strike ought to be constant and thoroughly correlated with the working schedule of the other stations in the plant. In fact, the crystallization rate depends on technological and physical factors: steam available for heating the pan, purity of the syrup, number (or size) of grown crystals. False grains and conglomerates accidentally produced also alter the crystallization rate appreciably.

Standard automation, which is usually based on adhering to a time programme associated with tightness-feeding control, disregards the practical constraints above. Consequently, standard automation attains only partially the required objectives. A new control principle, on the contrary, has been developed* which is well adapted to surmounting the constraints. Applied on an industrial scale, it has been demonstrated to be fully valid for the crystallization of high- and medium-purity juices in a vacuum pan without circulator.

Principles of the new control method

To achieve the required objective, it appears that two parameters ought to be known at any time during the strike, i.e. the respective values of the *crystalline mass* (m_c) and of the *mother syrup* (m_s) present in the boiler. Regulation of the strike should depend essentially on these two parameters.

The values m_c and m_s could be determined by a physical analytical method making it possible to measure both the crystalline mass:syrup mass ratio in a massecuite sample (e.g. γ -ray adsorption, X-ray diffraction, etc.) and the massecuite volume. However, critical study of this problem discourages recourse to this procedure.

Our solution is to apply a *mass balance-sheet* method. This measures the crystalline mass (m_c) and the syrup (m_s) continuously. The method requires the use of a number of standard measuring instruments, one of which concerns the massecuite directly. A specific analogue electronic computer performs the calculations and regulates the external parameters.

* Patents pending.

Two algebraic balances characterize the crystallization of sucrose as it is performed on the industrial scale.

Preliminary remarks

(1) Sugar crystallization from the mother syrup causes a decrease of the concentration in sugar of the latter. Water distillation balances the phenomenon; therefore, measurement of the quantity of distilled water allows the amount of sugar which has crystallized to be calculated.

(2) Sugar crystallization and evaporated water promote a calculable decrease of the mother syrup, m_s .

(3) The mass of the mother syrups changes during the strike, for fresh syrup is fed in. Water distillation must ensure the concentration of the feed to the required supersaturation.

To sum up, the water distillation must compensate both the crystallization and the feeding effects.

Mass balance equations

Notations:

- Q_f = syrup feed mass rate (volume \times density),
- C_f = concentration (w/w) of sucrose in feed syrup \dagger ,
- Q_e = water distillation rate (mass),
- m_s = mother syrup mass (in the pan),
- C_s = concentration (w/w) of sucrose in mother syrup (in the pan) \dagger ,
- m_c = mass of crystalline sugar (in the pan), and
- Q_j = rate of additional water fed in.

We have also:

m_{si} = mass of the initial syrup in the pan at the time of seeding (footing), and

C_{si} = concentration (w/w) of sucrose in m_{si} \dagger .

\dagger Concentrations of sucrose (C_f , C_s , C_{si}) closely approach the Brix values (total solid concentration by refractometry) in the case where high purity feed syrups are used.

It may be easily demonstrated that at the time t of the operation, we have:

Mass of sugar dissolved in the foot = $m_{si}C_{si} \dots (1)$

Mass of feed syrup $m_f = \int_0^t Q_f dt \dots (2)$

Mass of dissolved sugar brought by the feed syrup = $\int_0^t Q_f C_f dt \dots (3)$

Mass of distilled water $m_e = \int_0^t Q_e dt \dots (4)$

Mass of secondary water injected in the pan = $\int_0^t Q_j dt \dots (5)$

Mass of mother syrup present in the pan (unknown) = $m_s \dots (6)$

Mass of crystallized sugar present in the pan (unknown) = $m_c \dots (7)$

Mass of the sugar dissolved in the mother syrup (unknown) = $m_s C_s \dots (8)$

The state of the massequite at the time t is therefore defined by two equations:

Mass of crystalline sugar

$m_c = m_{si}C_{si} + \int_0^t Q_f C_f dt - m_s C_s \dots (9)$

Mass of syrup

$m_s = m_{si} - \int_0^t Q_j dt + \int_0^t Q_j dt \dagger - \int_0^t Q_e dt - m_c \dots (10)$

\dagger As the term $\int_0^t Q_j dt$ is relatively small in absolute value, it may be discarded.

The integrals are masses, i.e. variable rate \times time. They will therefore be obtained from integrators "rate \times time". The integral giving the mass of sugar in the feed syrup (3) includes two variables, i.e. the rate Q_f and the feed syrup sucrose concentration C_f . Permanent solving of equations (9) and (10) continuously indicates the values of the two unknown fundamental parameters, i.e. crystalline sugar (m_c) and mother syrup (m_s), respectively. The two equations are solved from four independent variables, i.e. the rate of feed syrup (Q_f), its sucrose concentration (C_f), the rate of water distillation (Q_e), and the concentration of sucrose in the mother syrup in the pan (C_s). Two well-defined complementary values are required: m_{si} , mass of the footing, and its sucrose concentration (C_{si}) at the seeding time.

The principles of measurement of the variables are illustrated in Fig. 1 (Part A).

The equations are solved continuously by an analogue computer that gives m_c and m_s permanently.

Effect of the impurities on the mass balance sheet method

It can be easily demonstrated that the impurities in the syrup do not change the value of equations (9) and (10) provided the concentration C_f and C_s expresses the concentration of sucrose in the feed syrup and in the mother syrup, respectively.

With high purity syrup, as usually treated in the cane sugar refinery, the concentration of sucrose approaches very closely the refractometric Brix owing to the fact that the concentration of the non-sucrose impurities is very small. In that case, therefore, C_f and C_s in the algebraic equations can be replaced directly by the respective refractometric Brix.

Where lower purity feed syrups are concerned, the concept of purity must be considered for the concentration of sucrose in the feed (C_f) as well as for the concentration of the mother syrup (C_s), the purity of which, moreover, decreases progressively during the strike.

31

AUTOMATIC CONTROL OF SUCROSE CRYSTALLIZATION

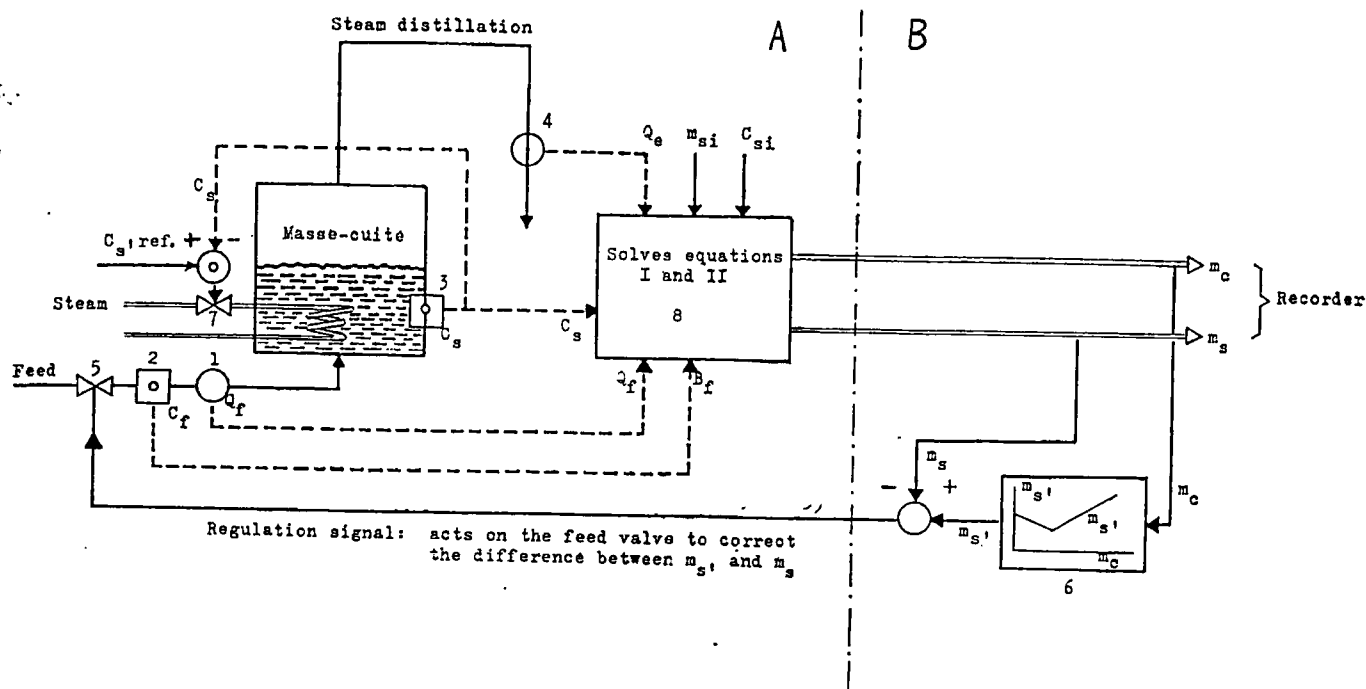


Fig. 1. 1—feed syrup flow meter; 2—in-line refractometer; 3—pan refractometer; 4—steam flow meter; 5—feed valve, 6—function generator; 7—steam valve; 8—computer.

To take this parameter into account, we proceed as follows:

(a) Because the purity of the feed syrup (P) (measured by conventional analytical methods) is practically unvarying during the strike, the output of the "in-line refractometer" fitted on the feed pipe (No. 2, Fig. 1) is adjusted in order to obtain the exact concentration of sucrose in the feed (C_f) direct.

(b) Calculation of the sucrose concentration in the mother syrup (C_s) is based on the assumption that

$$C_s = B_s \times P' \quad \dots\dots\dots(11)$$

where C_s = concentration of sucrose in mother syrup

B_s = concentration of total solids in mother syrup (Brix)

P' = purity of mother syrup

$$= \frac{\text{dissolved sucrose}}{\text{dissolved sucrose} + \text{impurities}}$$

$$\text{or } \frac{m_s C_s}{m_s C_s + \text{impurities}} \quad \dots\dots\dots(12)$$

Impurities in mother syrup are:

$$\text{Imp} = m_{si} \cdot C_{I_{si}} + C_{I_f} \int_0^t Q_f dt \quad \dots\dots\dots(13)$$

where m_{si} = mass of foot

$$C_{I_{si}} = \text{concentration of impurity in } m_{si} = \text{Brix}_{si} (1 - P) \quad \dots\dots\dots(14)$$

$$C_{I_f} = \text{concentration of impurity in feed syrup} = \text{Brix}_f (1 - P) \quad \dots\dots\dots(15)$$

and Q_f = syrup feeding rate in mass.

Therefore

$$P' = \frac{m_s C_s}{m_s C_s + (m_{si} C_{I_{si}} + C_{I_f} \int_0^t Q_f dt)} \quad \dots\dots\dots(16)$$

We thus have the evolutive ratio P' which enables us to correct the Brix B_s given by the pan refractometer (No. 3, Fig. 1).

The effect of impurities, mathematically discussed above, is practically resolved by the electronic circuits shown in broken lines in Fig. 5.

Automation and regulation criteria

The principle of control consists in regulating the external parameters as a function of the evolution of the crystalline mass (m_c). Thus the time factor becomes implicit. In a simplified model it is assumed for example that the mother syrup mass (m_s) is maintained constant during the entire strike. We therefore have:

$$m_s = m_{si} = \text{constant} \quad \dots\dots\dots(17)$$

To achieve this condition, we should have:

$$m_f (1 - C_f) = m_c \quad \dots\dots\dots(18)$$

$$m_f C_f = m_c \quad \dots\dots\dots(19)$$

The first condition (distillation of water contained in the feed syrup) is met by an independent regulation loop acting on the heating steam and ensuring the

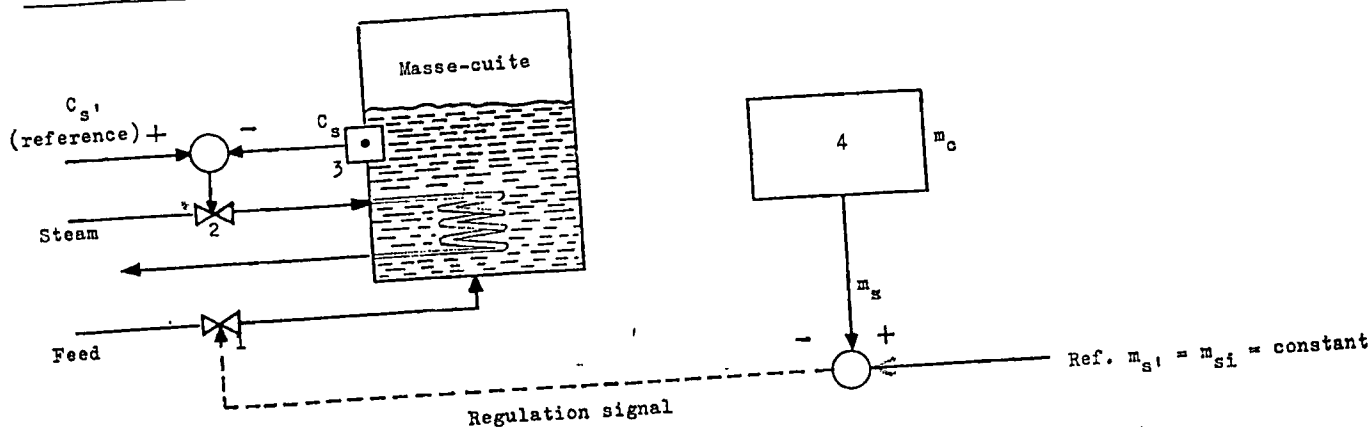


Fig. 2. 1—feed syrup valve; 2—heating steam valve; 3—pan refractometer; 4—computer.

regulation of the concentration of the mother syrup, C_s . The second condition is fulfilled by the calculation of m_s and the regulation loop acting on the feed syrup valve (Fig. 2). Both conditions are automatically achieved if $\dot{m}_s = \text{constant}$. The ratio $R = \frac{m_c}{m_s}$ is therefore a linear function of m_c (see Fig. 3, curve 1-1'). Consequently, the evolution of ratio R is ensured independently of the rate of crystallization.

In reality, the footing (m_{si}) must be as small as possible relative to the pan size. $m_s = \text{constant}$ is also unpractical; in order to obtain a judicious use of the pan, m_s must grow during the strike ($m_{s\text{final}} > m_{si}$). The factor K , where $K = \frac{m_{sf}}{m_{si}}$, usually lies between 1.5 and 2. The relation between m_c and m_s

is achieved by the use of a function generator which imposes the reference m_s' as a linear function of m_c , e.g.:

$$\text{Ref. } m_s' = m_{si} + \alpha m_c \dots \dots \dots (20)$$

α being determined by the desired final value of R .

In Fig. 3, curve 2 and 2', we have supposed that the function $\text{Ref. } m_s' = f(m_c)$ is linear. Practical experimentation makes it possible to determine the optimal function, which can differ from linear according to the type of vacuum pan considered. Apart from the analogue computer, which calculates m_c and m_s , the function generator is therefore the principal component of the electronic equipment.

Fig. 4 shows some characteristic functions which can enter into consideration. The function materialized by curve E has been noted as particularly valuable for a natural circulation vacuum pan of 250 hl (footing 125 hl). Fig. 1 (A and B) schematizes the complete control of the vacuum pan including an independent "heating steam C_s loop". C_s , indeed, must remain at a value that ensures the proper supersaturation of the mother syrup.

Application of the control process

The process and the electronic circuits were devised (Fig. 5) and tested on a pilot laboratory vacuum pan. The industrial equipment further developed has been used for regulating a 250 H

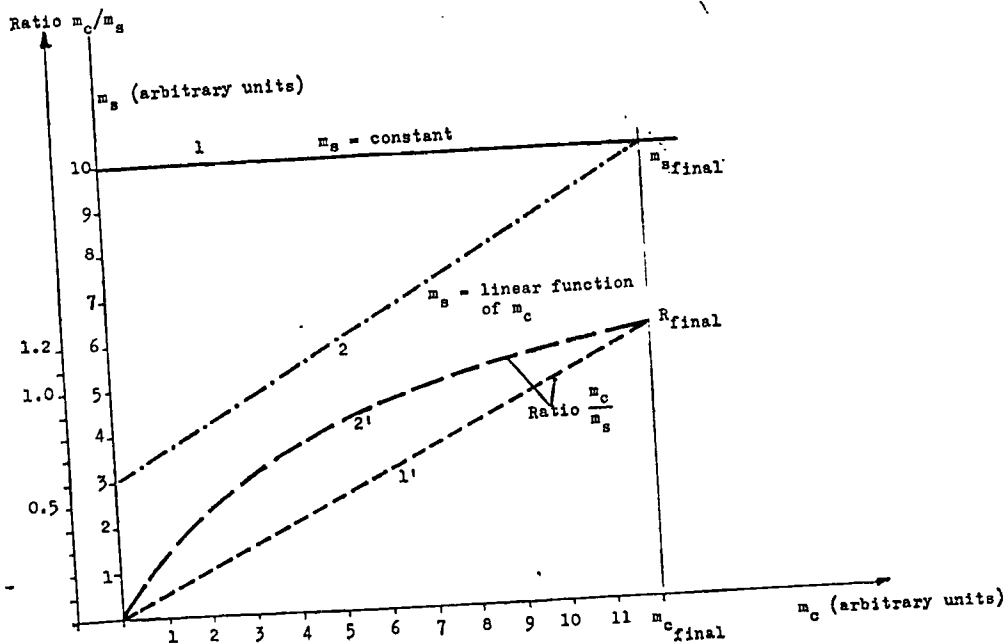


Fig. 3.

AUTOMATIC CONTROL OF SUCROSE CRYSTALLIZATION

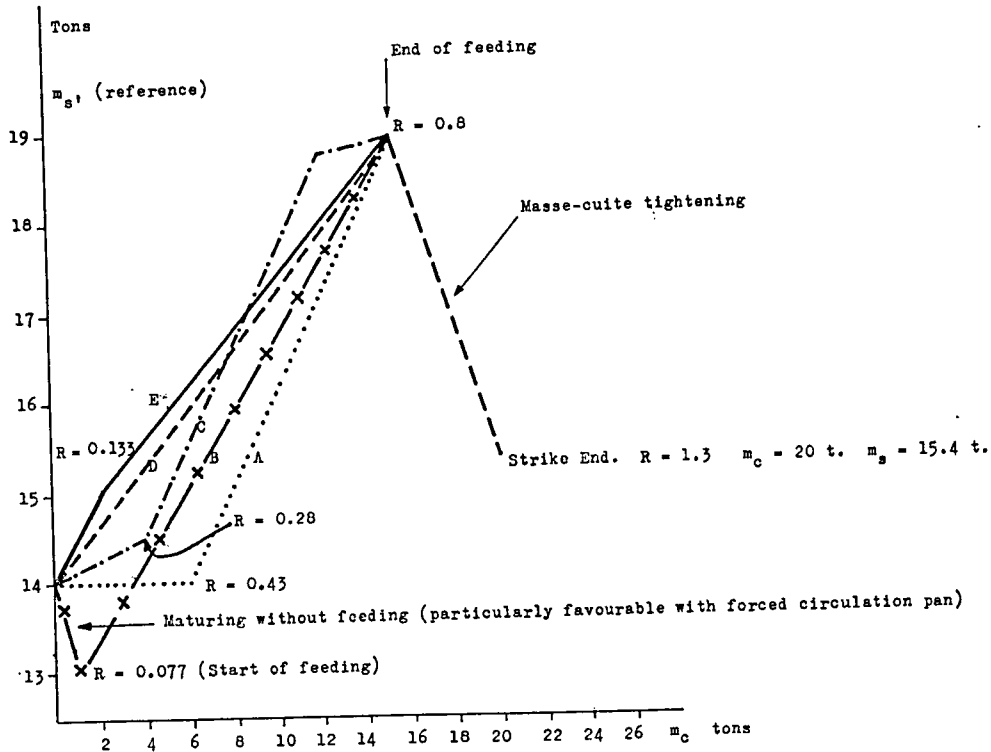


Fig. 4. Function generator curves. $m_s = f(m_c)$. Functions A*, B*, C*, D* and E have been tested. E has been noted as particularly valuable on the industrial scale. * Tested in laboratory.

vacuum pan (natural circulation). The electronic equipment (analogue computer and function generator) was supplied and assembled by the Compagnie Française Thomson-Houston (Paris).

The recording instruments include (Fig. 1):

(a) an electromagnetic flow-meter for measuring the rate of feed syrup, i.e. $Q_f = V_f \times d$ (volume \times density),

(b) an in-line refractometer mounted on the feed pipe, adjusted for measuring C_f (at high purity, C_f closely approaches the Brix of the feed syrup).

This instrument can be omitted if the concentration of the feed syrup does not vary by more than $\pm 0.5\%$ during the strike.

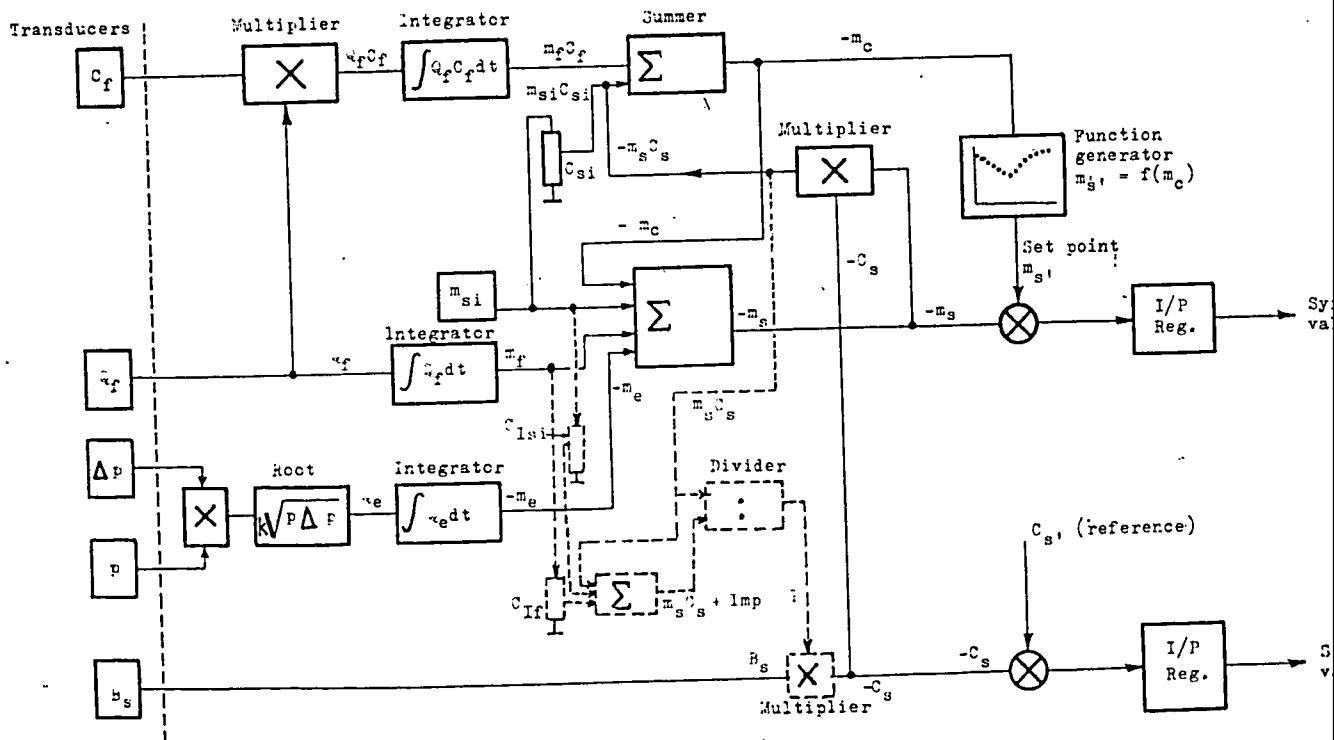


Fig. 5. Main components of computer and regulation circuits.

34

(c) an in-line refractometer fitted on the vacuum pan for measurement of the total solid concentration of the mother syrup (Brix B_s). [with high purity, Brix of mother syrup (B_s) is practically equal to the sucrose concentration (C_s); for lower purity, the Brix is automatically converted to C_s (see above)], and

(d) a diaphragm flow-meter fitted on the distillation pipe (vacuum pipe) between the pan and the condenser, Δp and p being measured by a Barton cell.

The control components include:

- (a) an automatic valve, fitted on the feed pipe and positioned by the function generator,
- (b) an automatic valve fitted on the steam pipe and controlled by the pan refractometer, and
- (c) the vacuum control equipment which regulates the vacuum by adjusting the rate of flow of the water in the condenser.

Functions automatically performed

The equipment described performs the sugar strike fully automatically, including (1) addition of the footing; (2) regulation of the concentration of footing syrup; (3) heating regulation; (4) seeding

and maturing; (5) feeding; and (6) tightening of the strike.

Summary and Conclusion

A new concept of automatic regulation of the industrial sucrose crystallization process has been developed. It is based on the application of a mass-balance-sheet calculated by a specific analogue computer and a function generator that ensures the control of the external parameters of the strike and can take account of the purity ratio of the sugar syrup.

The control process tested on a laboratory pilot vacuum pan has successfully been transferred to the industrial scale.

The experiments have proved that definite improvements are obtained as regards both the reproducibility of the development of the strike and the quality of the sugar crystals. In particular it has been observed that the residual moisture bound to the sugar crystals is always lower than is the case in the usual manual control on the same vacuum pan.

The automatic industrial process described is in operation for crystallization of high purity sugar at the Raffineries de Sucre de St.-Louis, Marseilles, France.

COLD CAUSTIC PULPS FROM SUGAR CANE BAGASSE

By CARLOS VINCENTY, HECTOR M. RODRIGUEZ, G. V. DE PORRO and ERNESTO RENTAS CRUZ

Paper presented to the 12th Congress, I.S.S.C.T., 1965.

THE efforts to establish bagasse as a paper material began more than a century ago and have continued throughout the years, with many ups and downs, but making steady headway, until today there are bagasse paper and board mills operating in most of the major sugar cane growing areas. This trend will undoubtedly gain new vigour with the passing years. Bagasse mills are now producing a whole range of products, from coarse wrapping and corrugating medium to fine writing and printing papers. The pulping processes in use range from modified soda and kraft cooks, to caustic-chlorine methods and an advocated mechanical fiberizing process similar to "refiner groundwood operation."

During the last two decades, there has been a decided tendency on the part of the North American pulp and paper industry toward better utilization of forest products by more integral use of the trees and the production of the so-called high yield pulps

which combine certain desirable properties of chemical pulps with other desirable characteristics of mechanical pulps. Among the processes in use to produce such high yield pulps from both soft and hardwoods are the neutral sulphite semi-chemical, the chemi-groundwood, cold soda, and many others. The cold soda process was developed at the U.S. Forest Products Laboratory and has since been used commercially in North America, Europe, Australia and Japan to produce pulps for use in the manufacture of such diverse papers as newsprint, tissue and corrugating medium.

Basically the cold soda process consists in the impregnation of raw material with a sodium hydroxide solution at temperatures from room to near boiling, draining off the excess liquor and refining the softened material in a disc mill. The impregnation step requires one or two hours if performed at atmospheric pressure, but it can be shortened by applying hydrostatic pressure. Nevertheless the penetration of the

Propozycja zagospodarowania zakupionych składników majątkowych.

W związku z opracowywaniem powyższych pomiarów zlecenie obciążają następujące koszty materiałowe:

1. zakupiono z ZD mierniki przepływomierza turbinkowego za sumę 30.498,- zł /RW 0000861/;
2. zakupiono z ZD 2 szt. cewek do przepływomierzy za sumę 10.670,4,- zł /RW 0000862/;
3. zużyto materiały potrzebne do zamontowania, przeróbki i powtórnej instalacji przepływomierzy: kable /RW 00002706/ i stal kwasoodporna /RW 0000860/;
4. zakupiono jonoselektywne elektrody pomiarowe za łączną sumę 26.160,- zł;

W związku z odejściem z MERA-PIAP wykonawcy tematu, mgr inż. M.Pacut proponujemy zamknięcie tematu i następujące zagospodarowanie zużytych materiałów:

- ad 1/ i 2/ - zainteresowanie zakupem wyraził ROBRAPCh "Chemo-automatyka"
- ad 3/ - zostały zużyte w cukrowni "Klemensów"
- ad 4/ - zainteresowanie zakupem wyraził IPC.