

# Auswirkungen verringerter Temperaturen bei Eindampfung und Kristallisation auf die Zuckerqualität und den Energiebedarf bei der Zuckergewinnung

## Influence of reduced temperatures in evaporation and crystallisation on the sugar quality and energy consumption in sugar production

Quido Smejkal<sup>1</sup>, Rudolf Schick, Arash Bagherzadeh und Lutz-Günther Fleischer

Aufbauend auf den reaktionskinetischen Untersuchungen [17] wurde der Einfluss eines reduzierten Temperaturniveaus auf die Energiewirtschaft untersucht. Die niedrigeren Temperaturen in der Verdampfstation bedingen auch eine Absenkung der Kristallisationstemperatur. Dies führt zu einer Verringerung der Kristallisationsgeschwindigkeit.

Die Kristallisationsgeschwindigkeiten wurden mit Hilfe isothermer Kristallisationsversuche ermittelt. Die Ergebnisse zeigen, dass die verminderte Kristallisationsgeschwindigkeit infolge der Temperaturabsenkung mit Hilfe einer entsprechenden Erhöhung der Übersättigung kompensiert werden kann. Der bekannte lineare Zusammenhang zwischen der Farbe des Muttersirups und der Farbe des Zuckers in Lösung konnte bestätigt werden.

Im Gegensatz zur weit verbreiteten Ansicht, dass eine Temperaturabsenkung in der Verdampfstation zu einer Vergrößerung des Dampfverbrauchs führt, konnte gezeigt werden, dass bei gleichzeitiger Verringerung der Temperatur in der Kristallisation der Energiebedarf bei der Zuckergewinnung geringfügig gesenkt werden kann.

**Stichwörter:** Prozesssimulation, Energiewirtschaft, Kristallisation, Zuckerqualität, Saccharoseverluste

---

<sup>1</sup> Dr. Quido Smejkal, [info@quido-engineering.com](mailto:info@quido-engineering.com)  
PD Dr. Rudolf Schick  
DI Arash Bagherzadeh  
Prof. Dr. Lutz-Günther Fleischer  
Technische Universität Berlin  
FG Lebensmittelverfahrenstechnik  
Amrumer Str. 32  
D-13353 Berlin

Based on kinetic experiments [7], an influence of reduced temperatures on the energy management in sugar production was investigated. Lower temperatures in evaporation unit result in decreased crystallisation temperature. Therefore, the crystallisation rate is decreased.

The crystallisation rate as a function of temperature was studied using isothermal crystallisation experiment. The results show that reduced crystallisation rate due to decreased temperatures can be compensated by slightly increased supersaturation in crystallisation unit. Moreover, already known linear dependence of mother liquor colour and sugar colour in solution was confirmed.

On contrary to generally adopted meaning of enlarged steam consumption by temperature decrease in evaporation it can be shown that by simultaneous reduction of the temperature in evaporation and crystallisation, the steam consumption can be even slowly reduced.

**Key words:** process simulation, energy management, crystallisation, sugar quality, sugar losses

## 1 EINLEITUNG

Im Bestreben, den Dampfverbrauch bei der Zuckergewinnung immer weiter zu senken, wurde die Stufenzahl der Verdampfstationen schrittweise von 4 auf nun bereits 6 oder 7 erhöht. Hierfür ist eine insgesamt größere Temperaturdifferenz erforderlich, so dass eine Temperaturanhebung in der 1. Verdampferstufe über 130 °C in der Praxis keine Seltenheit ist. Verbunden mit größeren Heizflächen kam es zu einer wesentlichen Erhöhung der Dicksaftfarben. Um 1970 betrug die Farbzunahme in der Verdampfstation ca. 30 Prozent. Zwischenzeitlich lag sie in vielen Fabriken bei 100 Prozent, in einigen auch bei 200 Prozent und noch darüber, so dass Dicksaftfarben von mehr als 3500  $IE_{420\text{ nm}}$  keine Seltenheit waren.

In den letzten 10 Jahren ist jedoch mittels des Übergangs von Robertverdampfern auf Röhrenfallstrom- bzw. Plattenfallfilmverdampfer und der damit verbundenen Verkürzung der Saftaufenthaltszeiten in der Verdampfstation eine Verringerung der Dicksaftfarben zu beobachten. Allerdings liegen sie auch heute noch in vielen Fabriken bei Werten über 2500  $IE_{420\text{ nm}}$ .

Das Ziel muss die Senkung der Dicksaftfarben, auch ohne den Einsatz der Dünnsaft-sulfitation, auf ca. 1500  $IE_{420\text{ nm}}$  sein, da dann die energetischen und apparativen Aufwändungen für die Kristallisation bei Vereinfachung der Kristallisationsschemata vermindert werden können. Eine Verringerung der thermischen Belastung der Säfte in den Verdampfstationen kann, da die Möglichkeiten zur Verringerung der Saftaufenthaltszeiten weitgehend ausgeschöpft sind, hauptsächlich mittels einer Verringerung der Safttemperaturen in der Verdampfstation um etwa 15 bis 20 K realisiert werden. Die sich aus dieser Temperaturabsenkung ergebenden technologischen und energetischen Konsequenzen werden im Folgenden ausführlich dargestellt.

## 2 KRISTALLISATIONSVERSUCHE

Wegen der Temperaturreduzierung in der Verdampfstation müssen die Temperaturen bei der Kristallisation ebenfalls gesenkt werden. Die Temperaturen in den ersten beiden Kristallisationsstufen werden um 10 K verringert. Dies führt zu niedrigeren Kristallisationsgeschwindigkeiten. Der Zusammenhang der Kristallisationsgeschwindigkeit ( $j_k$ ) und der Temperatur wurde in isothermen Kristallisationsversuchen experimentell untersucht. Bei der Nachproduktkristallisation ist, verglichen mit dem aktuellen technologischen Regime, keine Temperaturänderung vorgesehen. Daher wurden keine Experimente mit RZ-Ablauf durchgeführt.

Ein weiteres Ziel der Kristallisationsversuche war es, den Zusammenhang zwischen der Muttersirupfarbe und der Farbe des Zuckers zu ermitteln. Diese Abhängigkeit wird für die Abschätzung der Zuckerqualität benötigt.

## **2.1 Kristallisationsanlage**

Die Kristallisationsversuche wurden in einem wassergekühlten Kristallisator mit einem Fassungsvermögen bis zu 1,5 l realisiert. Er ist mit einem computergesteuerten Thermostaten ausgerüstet, mit dem unterschiedliche Kühlkurven programmiert werden können. Der Thermostat ermöglicht auch die isotherme Kristallisation. Zur Messung des Trockensubstanzgehalts im Muttersirup wurde ein Prozessrefraktometer (IPR2, Schmidt und Haensch) verwendet. Die Messungen erfolgten im Abstand von  $t = 60$  s.

Da die Kristallisationsgeschwindigkeit von Temperatur, Reinheit und Übersättigung abhängig ist, wurde bei der Ermittlung der Kristallisationsgeschwindigkeiten zur Ausschaltung des Temperatureinflusses die Kristallisation isotherm mit sinkenden Übersättigungen durchgeführt.

Die Abnahme der Reinheit bei den untersuchten Saccharoselösungen beträgt weniger als 0,5 % und wird daher bei den weiteren Berechnungen vernachlässigt.

Aus den Differenzen der Trockensubstanzkonzentrationen kann die im jeweiligen Zeitintervall auskristallisierte Saccharosemenge berechnet werden. Die Trockensubstanzkonzentrationen wurden als Mittelwerte aus mehreren Messungen mit einem Messfehler von etwa  $\pm 0,1$  % bestimmt und für die weitere Berechnung der Kristallisationsgeschwindigkeit verwendet. Für die anschließende Diskussion wird die Kristallisationsgeschwindigkeit als Funktion der Übersättigung dargestellt.

Für die Ermittlung des Zusammenhanges zwischen Mutterlösungsfarbe und der Farbe des Zuckers wurden Kühlungskristallisationsversuche durchgeführt.

## **2.2 Bestimmung der Kristallisationsgeschwindigkeit**

Die Kristallisationsexperimente wurden isotherm durchgeführt. Die Rührerdrehzahl betrug in allen Experimenten 100 U/min. Als Material wurde Dicksaft bzw. Weißzuckerablauf verwendet.

Die Abhängigkeit der Kristallisationsgeschwindigkeit von der Übersättigung zwischen  $y_{\bar{u}} = 1,08$  und  $y_{\bar{u}} = 1,15$  ist bei der Kristallisation aus Dicksaft annähernd linear. Die experimentellen Daten sind in der Abbildung 10 für den Dicksaft dargestellt. Die

Standardabweichung beträgt  $0,02 \text{ g}/(\text{min}\cdot\text{m}^2)$ . Die Messwerte liegen innerhalb des Konfidenzbereichs von 93 %. Die experimentellen Ergebnisse wurden als Mittelwerte aus mehreren Messungen bei identischen Bedingungen ermittelt.

Aus der Abbildung 1 lässt sich entnehmen, dass die Temperaturabsenkung von  $\vartheta = 70 \text{ °C}$  auf  $\vartheta = 60 \text{ °C}$  bei einer Übersättigung von  $y_{\bar{u}} = 1,09$  eine Abnahme der Kristallwachstumsgeschwindigkeit um etwa 30 % verursacht. Dies stimmt mit den Angaben von Ekelhof [1], Tschersich [2] und Schliephake und Ekelhof [3] gut überein. Aus der Abbildung 1 ist weiterhin ersichtlich, dass die Abnahme der Kristallwachstumsgeschwindigkeit in den WZ-Kristallisatoren bei Temperaturabsenkung mittels einer höheren Übersättigung kompensiert werden kann. Wenn z.B. ein WZ-Kristallisor bei  $\vartheta = 70 \text{ °C}$  mit einer Übersättigung von etwa  $y_{\bar{u}} = 1,09$  arbeitet, kann die Kristallisation bei  $\vartheta = 60 \text{ °C}$  mit einer Übersättigung von ca.  $y_{\bar{u}} = 1,12$  (oder  $y_{\bar{u}} = 1,145$  bei  $55 \text{ °C}$ ) mit annähernd gleicher Kristallisationsgeschwindigkeit realisiert werden. Die Kristallisationsdauer bleibt unter diesen Bedingungen mit ca. 2,5 Stunden konstant.

Auch die Kristallisationsversuche mit dem WZ-Ablauf ergaben, dass die sinkende Kristallisationsgeschwindigkeit bei einer Temperatur von  $\vartheta = 65 \text{ °C}$  mittels einer höheren Übersättigung kompensiert werden kann. Um eine mit  $\vartheta = 75 \text{ °C}$  vergleichbare Kristallisationsgeschwindigkeit bei der Übersättigung von  $y_{\bar{u}} = 1,09$  zu erreichen, muss für die Kristallisation bei  $\vartheta = 65 \text{ °C}$  die Übersättigung um ca. 0,03 erhöht werden.

### **2.3 Zusammenhang zwischen der Muttersirupfarbe und der Farbe des Zuckers**

Zwischen der Kristallisatfarbe und der Mutterlösungsfarbe besteht ein statistisch gesicherter Zusammenhang [4-7]. Buchholz und Schliephake [4] und Buchholz und Bruhns [5] fanden eine Abhängigkeit in Form einer *Langmuir*'schen Adsorptionsisotherme. Vereinfacht kann jedoch für Muttersirupfarben von 1500 bis 15 000 IU ein annähernd linearer Zusammenhang erwartet werden.

Der Zusammenhang zwischen der Muttersirupfarbe und der Farbe des Zuckers wurde mit Hilfe von Kühlungskristallisationsversuchen überprüft.

Die Kühlkurven der Kühlungskristallisationsversuche wurden so gestaltet, dass bis zum Impfpunkt bei  $\vartheta = 55 \text{ °C}$  mit einer Kühlrate von 10 K/h und danach mit einer Kühlrate von 2 K/h bis zur Endtemperatur von  $\vartheta = 25 \text{ °C}$  gekühlt wurde [8]. Auch bei diesen Versuchen betrug die Drehzahl 100 U/min. Die Kristallsuspension wurde mittels einer Laborzentrifuge von der Mutterlösung abgetrennt. Anschließend erfolgte eine Affination mit einer gesättigten

Saccharoselösung im Verhältnis 1:2. Die Kristalle wurden drei Stunden bei  $\vartheta = 75\text{ °C}$  im Trockenschrank getrocknet und anschließend gesiebt. Die Farbe in Lösung wurde für die Fraktion  $\geq 0,630\text{ mm}$  ermittelt.

In Abbildung 2 ist die von uns gemessene Farbe des Zuckers in Lösung in Abhängigkeit von der Farbe der Muttersirupe dargestellt.

Die eigenen Messungen bestätigten den vermuteten linearen Zusammenhang zwischen den Farben. Etwa 0,4 % der Ablaufarbe wurden in die Zuckerkristalle eingebaut. Untersuchungen in Zuckerfabriken [9,10] ergaben, dass ca. 0,5 % der Farbe der Mutterlösung in das Kristallgitter von Weißzucker 2, Rohzucker und Nachprodukt eingebaut werden. Der hier gemessene geringere Wert von ca. 0,4 % ist möglicherweise auf die Kühlungskristallisation zurückzuführen. Für die Verringerung des Anstiegs der Funktion in Abbildung 2 können zwei Ursachen vorliegen.

Zum einen sind die Kristallisationsgeschwindigkeiten von der Temperatur abhängig. Da bei der Kühlungskristallisation die Temperaturen geringer und deshalb auch die Kristallisationsgeschwindigkeiten niedriger sind als bei der Verdampfungskristallisation, werden weniger Farbstoffe in das Kristallgitter der Saccharose eingebaut.

Zum anderen reagieren die Farbstoffe während der Kristallisationszeit weiter unter Bildung schrittweise wachsender Moleküle. Es wird angenommen, dass größere Farbstoffmoleküle bevorzugt in das Kristallgitter eingebaut werden [9]. Da die Reaktionsgeschwindigkeit der Farbstoffbildung ebenfalls temperaturabhängig ist, entstehen bei der Kühlungskristallisation kleinere Farbstoffmoleküle. Deshalb ist bei der Kühlungskristallisation eine höhere Kristallqualität zu erwarten. Diese These ist aber umstritten. Van der Poel fand keinen Unterschied bei der Elimination von Dicksaft- bzw. Nachproduktfarben [10].

Die Kristallisationsversuche bestätigen den engen Zusammenhang zwischen der Zuckerqualität und der Ablaufarbe. Eine Verbesserung der Zuckerqualität kann daher mittels Verringerung der Kristallisationstemperaturen erreicht werden.

### **3 WÄRMETECHNISCHE BERECHNUNGEN**

Um die wärmetechnischen und technologischen Folgen der Temperaturabsenkungen in der Verdampfstation und bei der Kristallisation beurteilen zu können, müssen die Massen- und Energiebilanzen zweier Zuckerfabriken mit unterschiedlichen Temperaturprofilen verglichen werden [11]. In der Variante 1 (Basisvariante) wird mit dem heute üblichen Temperaturprofil

gerechnet, während in der Variante 2 (modifizierte Variante) die Temperaturen verringert werden.

Um die Vergleichbarkeit der beiden Varianten zu gewährleisten, arbeiten beide Fabriken nach dem gleichen technologischen Schema. Abweichungen betreffen hauptsächlich die Arbeitsweise bei der Kristallisation und können aus der folgenden Tabelle I entnommen werden. Die tägliche Rübenverarbeitung beträgt 12 000 Tonnen.

Die Energie- und Massenbilanzen werden mit dem Programm Sugars<sup>TM</sup> berechnet. Dieses Programm arbeitet mit konstanten Trockensubstanz- und Saccharosemassen. Änderungen der Saccharoseverluste in den beiden Varianten, die aufgrund der unterschiedlichen thermischen Belastung auftreten, müssen daher nachträglich berechnet werden. Die sich aus den differierenden Massen ergebenden Abweichungen hinsichtlich des Energiebedarfs der Varianten sind sehr gering und werden daher nicht berücksichtigt.

### **3.1 Saftreinigung und Safterwärmung**

Im Interesse eines niedrigen Dampfverbrauchs werden die Säfte weitgehend mit Fallwasser und Kondensat erwärmt [12]. Hierfür werden ausschließlich Plattenwärmeübertrager eingesetzt. In den folgenden Tabellen II und III sind die Ergebnisse der Anwärmungen zusammengefasst.

Die Wärmeübertragungsflächen in der modifizierten Prozessvariante sind aufgrund niedrigerer Temperaturdifferenzen zwischen den Säften und den Heizmedien größer. Der Mehrbedarf beträgt 1270 m<sup>2</sup>. Die Schaltungen der Wärmeübertrager in den beiden Prozessvarianten können aus den Abbildungen 3 und 4 entnommen werden.

### **3.2 Verdampfung**

Die Verdampfstationen sind in beiden Varianten in allen Stufen mit Röhrenfallfilmverdampfern ausgerüstet [13]. Die Berechnung der k-Werte der Verdampfapparate erfolgt mit der Beziehung (1) nach GEA-Wiegand:

$$k = \frac{230}{\eta^{0,305}} \quad [\text{W}/(\text{m}^2 \cdot \text{K})] \quad (1)$$

Die empirische Gleichung 1 ermöglicht die Berechnung der k-Werte als Funktion der dynamischen Viskosität  $\eta$  [Pa·s] der Lösungen in den Verdampfapparaten. Die Simulationen sind in den folgenden Tabellen IV, V und VI zusammengefasst.

Die Heizflächeerhöhung in der modifizierten Variante beträgt lediglich 1000 m<sup>2</sup>. Die Farbbildung verringert sich jedoch um etwa 1 270 IU. Die wärmetechnischen Schaltungen der Verdampfstationen sind in den Abbildungen 5 und 6 dargestellt.

### **3.3 Kristallisationsschemata und Farbbilanz**

Die Kristallisation erfolgt, wie in der Tabelle I angenommen, nach unterschiedlichen Schemata. In der modifizierten Variante wird der Zucker der zweiten Kristallisationsstufe nicht aufgelöst, sondern zusammen mit dem Zucker der ersten Kristallisationsstufe vermarktet. Dies ist jedoch nur möglich, wenn die Mischung die Qualitätsanforderungen der EG Kategorie 2 erfüllt. Mit Hilfe der Farbbilanzen kann das überprüft werden.

Die Farbbildung in der Verdampfstation und im Zuckerhaus wird mit der modifizierten Methode der äquivalenten Wärmeeinwirkungszeiten berechnet [17]. Für die Farbbilanzierung wurde angenommen, dass die Klärefarbe in der Basisvariante 800 IU und in der modifizierten Prozessvariante 500 IU beträgt.

In Abbildung 7 sind die Kristallisationsschemata und die Farbbilanzen dargestellt.

Die Farbbilanzen zeigen, dass die Zuckerfarbe in beiden Prozessvarianten die Forderung der EG 2 erfüllt. Dies entspricht der Zuckerqualität EG 2. Rechnerisch kann gezeigt werden, dass auch bei Dicksaftfarben in der modifizierten Variante von 2800 IU die Farbe in Lösung 35 IU nicht überschreitet.

### **3.4 Folgen reduzierter Temperaturen auf die Arbeitsweise der Zuckerfabrik**

In der modifizierten Variante wird die maximale Safttemperatur der Basisvariante von  $\vartheta = 129,7\text{ °C}$  auf  $\vartheta = 110\text{ °C}$  gesenkt. Die Kristallisation erfolgt dreistufig. Der Druck in den ersten beiden Kristallisationsstufen beträgt  $p = 0,15\text{ bar}$ . Infolge der Druckreduzierung wird die Temperatur in den ersten beiden Kristallisationsstufen um 10 K auf ca.  $\vartheta = 60\text{ °C}$  bzw.  $\vartheta = 65\text{ °C}$  gesenkt. Die Temperatur der Nachproduktkristallisation wird nicht verändert. Die wesentlichen Prozessdaten der beiden Varianten sind in Tabelle VII zusammengefasst.

### **3.5 Heizflächen und Dampfverbrauch**

In der modifizierten Variante werden 18,81 kg Dampf/100 kg Rüben benötigt. Die Heizfläche für die Dünnsaftverdampfung beträgt 27 000 m<sup>2</sup>. Das sind lediglich 1000 m<sup>2</sup> mehr als für die Basisvariante (26 000 m<sup>2</sup>).

Die Heizflächen zur Safterwärmung betragen in der Basisvariante 2100 m<sup>2</sup> und in der modifizierten Prozessvariante 3400 m<sup>2</sup>. Dies entspricht einer Zusatzheizfläche von 1300 m<sup>2</sup>.



Um den erwünschten Trockensubstanzgehalt von 73 % im Dicksaft zu erreichen, wird die Verdampfung in der modifizierten Prozessvariante in einer sechsstufigen Verdampfstation durchgeführt.

Da die Umkristallisation des Zuckers der zweiten Kristallisationsstufe entfällt, sinkt der Dampfverbrauch bei der modifizierten Prozessvariante um 0,45 kg Dampf/100 kg Rüben.

### **3.6 Kristallisation**

Da für Weißzucker und Rohzucker die Verdampfungskristallisation bei Temperaturen von  $\vartheta = 60\text{ °C}$  bzw.  $\vartheta = 65\text{ °C}$  erfolgt, muss die resultierende geringere Kristallisationsgeschwindigkeit mittels erhöhter Übersättigungen zumindest teilweise kompensiert werden. Weil der Zucker der 2. Kristallisationsstufe nicht umkristallisiert wird, sinkt die Belastung der Weißzuckerstation. Die in der 1. Kristallisationsstufe zu kristallisierende Zuckermasse wird um 39 % verringert. Die niedrigere Kristallisationsgeschwindigkeit in der ersten Kristallisationsstufe muss nicht kompensiert werden. Die Kristallisationstemperatur wird zwar um  $\Delta T = 10\text{ K}$  auf  $\vartheta = 60\text{ °C}$  reduziert, gleichzeitig verringert sich die Magmamasse um 39 %. Zudem wird die Zentrifugenstation um den gleichen Betrag entlastet.

### **3.7 Elektroenergieerzeugung**

Der Abdampfdruck für den Fabrikbetrieb wird bei der modifizierten Variante von  $p = 3,1\text{ bar}$  auf  $p = 1,8\text{ bar}$  reduziert. Das bedeutet, dass die Elektroenergieerzeugung bei vergleichbarem Dampfverbrauch theoretisch wesentlich erhöht werden kann. Dabei muss aber auf eine ausreichende Überhitzung des Frischdampfes geachtet werden. Die Nassdampfbildung in der Turbine ist zu vermeiden.

Aus dem Frischdampf von  $p = 84\text{ bar}$  und  $\vartheta = 500\text{ °C}$  werden bei unterschiedlichem Turbinengegendruck in der Basis- und modifizierten Prozessvariante folgende elektrische Leistungen gewonnen [14]:

Frishdampf : 84 bar und 500 °C → Gegendruck 3,1 bar, 165 °C      P = 15,59 MW

Frishdampf : 84 bar und 500 °C → Gegendruck 1,85 bar, 130 °C      P = 16,87 MW

Bei 90 Kampagnetagen können mit der modifizierten Prozessvariante ca. 2 800 MWh Elektroenergie zusätzlich produziert werden.

### 3.8 Elektroenergieverbrauch

Die Arbeitsweise mit niedrigerer Temperatur in der Verdampfstation und im Zuckerhaus hat auf den Elektroenergieverbrauch der Zuckerfabrik relativ geringe Auswirkungen. Lediglich bei der Kondensation ist davon auszugehen, dass der Elektroenergiebedarf steigen wird.

Nach Weiden [15] benötigen die Luftpumpen der Kondensationsanlage ca. 0,3 kWh/t R. Es kann abgeschätzt werden, dass in der modifizierten Prozessvariante wegen des größeren Inertgasvolumens auch der Elektroenergiebedarf maximal zu verdoppeln ist. Bei einer täglichen Rübenverarbeitung von 12 000 t beträgt der Mehrbedarf an elektrischer Leistung 150 kW.

Wegen der kleineren Temperaturdifferenz zwischen dem Kühlwasser und den Kristallisationsbrüden werden für die Kondensation in der modifizierten Prozessvariante ca. 420 t/h Wasser zusätzlich benötigt. Zur Förderung dieses Wassers sind bei einer Förderhöhe von 15 m ca. 40 kW erforderlich. Bei 90 Kampagnetagen erhöht sich der Elektroenergiebedarf für die Kondensation (Luft- und Wasserpumpen) um ca. 430 MWh. Dieser Zusatzbedarf wird infolge der wesentlich größeren Elektroenergieerzeugung überkompensiert.

### 3.9 Saccharoseverluste

Die Berechnung der Saccharoseverluste erfolgt nach der von Vukov entwickelten Methode, bei der die äquivalente Wärmeeinwirkungszeit, die Salzkonzentration und der pOH-Wert von ausschlaggebender Bedeutung sind. Die vom thermischen Saccharoseabbau verursachten Saccharoseverluste hängen im hohen Maße von der technologischen Qualität der Zuckerrüben ab. Mit steigender technologischer Qualität (fallende Salzkonzentration) sinken die Verluste. Die folgende Abschätzung bezieht sich auf qualitativ hochwertige Rüben.

Die Salzkonzentration  $S$  beträgt für Säfte aus Rüben mit einer guten technologischen Qualität 0,027 eq/l. Der Saccharoseabbaukoeffizient  $k_S$  ergibt sich für einen Saft mit pOH=5 aus den von Vukov [16] entwickelten empirischen Gleichungen

$$k_A = 0,00079 \cdot S$$

$$k_B = 10^{(-3,93-0,3 \cdot pOH)}$$

zu

$$k_S = k_A + k_B = 2,99 \cdot 10^{-5} \quad [\text{min}^{-1}].$$

Man erhält die Saccharoseverluste  $V_S$  durch Multiplikation des Saccharoseabbaukoeffizienten mit der äquivalenten Wärmeeinwirkungszeit (Gleichung 2):

$$V_S = k_S \cdot t_e \cdot 100 \quad [\text{g}/100\text{g Saccharose}] \quad (2).$$

Die Saccharoseverluste in der Verdampfstation der beiden Prozessvarianten sind in der Tabelle VIII zusammengefasst. Den Tabellen IV und V sind die Verweilzeiten in der Verdampfstation zu entnehmen.

Der Saccharosegehalt der Rüben beträgt nach Tabelle I 17,65 %. Unter Berücksichtigung der Saccharoseverluste von etwa 0,3 % bis zur Verdampfstation betragen die Verluste in der Verdampfstation in der Basisvariante 0,076 kg/dt R und in der modifizierten Variante 0,015 kg/dt R.

Für das Zuckerhaus sind die Saccharoseverluste nach [16] in der Basisvariante mit 0,056 kg/dt R und in der modifizierten Variante mit 0,033 kg/dt R zu beziffern. Daraus ergibt sich eine Differenz von 0,084 kg Saccharose/dt Rüben. Demgemäß sinken die Nichtsaccharosestoffe in der Melasse ebenfalls um 0,084 kg/dt R. Dies führt bei einem Zucker/Nichtsaccharoseverhältnis von 1,5 zu einer Verringerung der Melassesaccharose von 0,126 kg/dt R. Die Ausbeute der Zuckerfabrik steigt demzufolge um 0,210 kg/dt R. Dies entspricht bei einer Rübenverarbeitung von einer Mio. t einer Saccharosemenge von 2100 t. Die Trockensubstanzmasse in der Melasse verringert sich jedoch um den gleichen Betrag.

### **3.10 Erforderliche Investitionen**

Die erforderlichen Investitionen hängen sehr stark von den örtlichen Verhältnissen ab. Daher können keine allgemein gültigen Schlussfolgerungen gezogen werden.

Die vorgeschlagene Umstellung der Zuckerfabrik auf niedrigere Temperaturen in der Verdampfstation und im Zuckerhaus ist jedoch mit einigen Investitionen verbunden. Die Verdampfstation muss sechsstufig arbeiten und benötigt eine um 1000 m<sup>2</sup> größere Heizfläche. Bei der Saftanwärmung steigt die Heizfläche um 1300 m<sup>2</sup>.

Zur Realisierung der niedrigeren Temperaturen bei der Kristallisation ist eine leistungsfähigere Kondensationsanlage erforderlich. Zwei zusätzliche Pumpen sind zur Förderung der nichtkondensierbaren Gase bzw. der vergrößerten Kühlwassermenge zu installieren.

## **4 ZUSAMMENFASSUNG**

Eine Temperaturabsenkung in der Verdampfungskristallisation um 10 K, von  $\vartheta = 70\text{ °C}$  auf  $\vartheta = 60\text{ °C}$  bei der ersten und von  $\vartheta = 75\text{ °C}$  auf  $\vartheta = 65\text{ °C}$  in der zweiten Kristallisationsstufe, führt zu einer Verringerung der Kristallisationsgeschwindigkeit um 30 %. Mit einer Erhöhung der Übersättigung von 1,09 auf maximal 1,12 kann der Einfluss der Temperaturabsenkung kompensiert werden.

Etwa 0,8 bis 1 % der Magmafarbe finden sich im Zucker wieder. Da die Farbbildung bei niedrigeren Temperaturen wesentlich reduziert wird, verbessert sich die Zuckerqualität, so dass der Zucker der zweiten Kristallisationsstufe als Mischung mit dem Zucker der ersten Kristallisationsstufe vermarktet werden kann. Im Zuckerhaus wird die Belastung der Weißzuckerstation reduziert, da der Zucker der zweiten Kristallisationsstufe nicht umkristallisiert wird. Die in der ersten Kristallisationsstufe zu kristallisierende Zuckermasse sowie die zu zentrifugierende Magmamasse, verringern sich um 39 %. Dies mindert den apparativen Aufwand bei der Kristallisation und der Zentrifugation.

Im Gegensatz zur weit verbreiteten Ansicht, dass eine Temperaturabsenkung in der Verdampfstation zu einer Vergrößerung des Dampfverbrauchs führt, konnte nachgewiesen werden, dass bei gleichzeitiger Verringerung der Temperatur in der Kristallisation der Energieverbrauch bei der Zuckergewinnung geringfügig gesenkt werden kann.

Es wurde eine Prozessvariante entwickelt, die mit einer maximalen Safttemperatur von  $\vartheta = 110\text{ °C}$  in der Verdampfstation arbeitet. Diese Variante benötigt für die Produktion 18,81 kg Dampf/100 kg Rüben, während die Basisvariante 19,26 kg Dampf/100 kg Rüben erfordert.

Der Abdampfdruck für den Fabrikbetrieb wird von 3,1 bar auf 1,8 bar reduziert. Die Elektroenergieerzeugung erhöht sich deshalb bei vergleichbarem Dampfverbrauch bei 90 Kampagnetagen um ca. 2 800 MWh.

Der Elektroenergiebedarf für die Kondensation (Luft- und Wasserpumpen) erhöht sich demgegenüber in 90 Kampagnetagen nur um ca. 430 MWh.

Infolge der geringeren thermischen Belastung der Saccharoselösungen in der modifizierten Variante werden die Saccharoseverluste in der Verdampfstation und im Zuckerhaus um 0,084 kg Saccharose/dt Rüben reduziert. Dies führt bei einem Zucker/Nicht Saccharoseverhältnis von 1,5 in der Melasse zu einer Verringerung der Melassesaccharose von 0,126 kg/dt R. Die Ausbeute der Zuckerfabrik steigt demzufolge um insgesamt 0,21 kg/dt R. Die Trockensubstanzmasse in der Melasse verringert sich um den gleichen Betrag.

Die Heizflächen zur Safterwärmung vergrößern sich in der modifizierten Prozessvariante wegen der kleineren Temperaturdifferenzen zwischen den Heizmedien und den anzuwärmenden Säften von 2100 m<sup>2</sup> um 1300 m<sup>2</sup> auf 3400 m<sup>2</sup>.

Die Stufenzahl der Verdampfstation wird von 5 auf 6 erhöht. Die erforderliche Heizfläche der Verdampfstation ist 1000 m<sup>2</sup> größer als in der Basisvariante (26 000 m<sup>2</sup>).

## 5 DANKSAGUNG

Dieses Vorhaben wurde aus Mitteln der industriellen Gemeinschaftsforschung (Bundesministerium für Wirtschaft und Technologie BMWi/AiF) über den **Forschungskreis der Ernährungsindustrie e.V. (FEI)** gefördert. AiF - Projekt Nr. 13584N in Zusammenarbeit mit Pfeifer & Langen KG Köln und Nordzucker AG Braunschweig.

## 6 LITERATUR

- [1] Ekelhof, B., 1997: Gesamtmodell der Kristallisation der Saccharose in reinen und unreinen Lösungen. Dissertation, Braunschweig
- [2] Tschersich, J.; 1996: Kristallisation mit Doppeleffektverdampfung, Zuckerindustrie 121, 231-236
- [3] Schliephake, D., Ekelhof, B., 1983: Beitrag zur vollständigen Berechnung der Kristallisationsgeschwindigkeit der Saccharose. Zuckerindustrie 108, 1127-1135
- [4] Buchholz, K., Schliephake, D., 1991: Über die Kampagne 1990 und neuere technische Entwicklungen. Zuckerindustrie 116, 403-420
- [5] Buchholz, K., Bruhns, M., 1995: Über die Kampagne 1994/95 und neuere technische Entwicklungen. Zuckerindustrie 120, 355-374
- [6] Elahi, M., 2004: Untersuchungen zur Optimierung der Kühlrate der Kühlungskristallisation von Nachprodukt-Kristallsuspensionen bei der Saccharosegewinnung. Dissertation TU Berlin
- [7] Schliephake, D.; Austmeyer, K.E.; Hempelmann, R., 1987: Kühlungskristallisation von Magmen höherer Reinheit. Zuckerindustrie 112, 269-274
- [8] Mantovani, G., 1967: Crystallisation and Dissolution Rates of Sucrose in Pure and Impure Solutions. Zucker April 1967, 198-204
- [9] Shore, M. et al., 1984: Factors affecting white sugar colour. Sugar technology reviews 12, 1-99
- [10] Van der Poel, P.W. et al., 1986: Farbbildung und Farbeliminierung aus Kristallen. Zuckerindustrie 111, Nr. 11, 1032-1039
- [11] Schick, R., 1994: Farbbilanzen bei der Saccharosekristallisation - ein Hilfsmittel zur Optimierung der Zuckerhausarbeit. Zuckerindustrie 119, 762-76
- [12] Moebes, E., 1960: The Carbonate Process for Purifying Thin Juices. Zucker Mai 1960, 254-266

- [13] Witte, G., Cronewitz, T., 1988: Wärmedurchgang, Verweilzeitverhalten und Farbbildung in Verdampfanlagen. Zuckerindustrie, 113, 479-487
  
- [14] DECHEMA Datenbank der Stoffwerte, 2002
  
- [15] Weidner, H., 1989: Elektroenergie-Einsparung im Zuckerhaus, VDZ Tagung 1989, Verlag Dr.A,Bartens, Berlin
  
- [16] Vukov, K., 1972: Physik und Chemie der Zuckerrübe als Grundlage der Verarbeitungsverfahren, Akademia, Budapest
  
- [17] Smejkal, Q., Schick, R., Fleischer, L.-G., 2008: Reaktionstechnische Aspekte der Farbbildung in technischen Saccharoselösungen, Zuckerindustrie 155

## Liste der Abbildungen

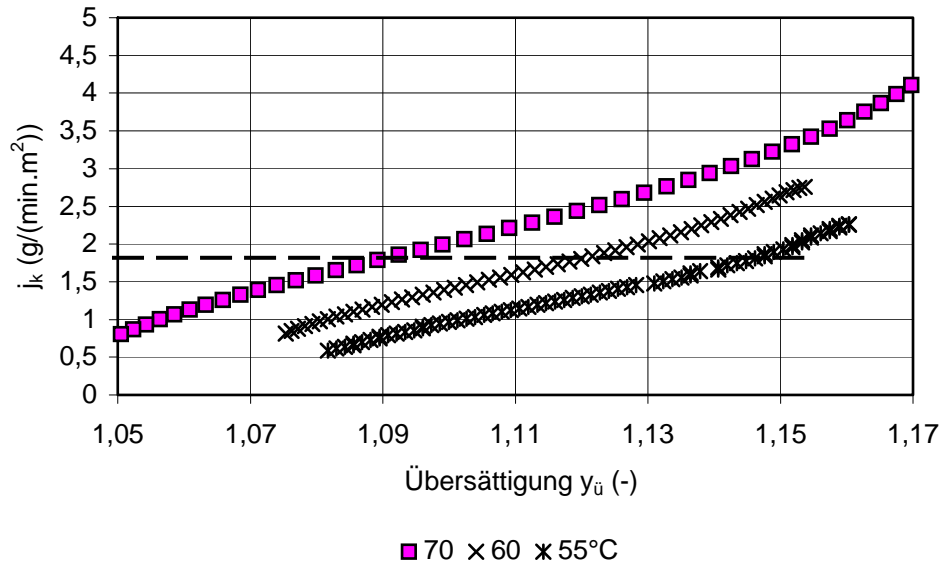


Abb. 1.: Kristallisationsgeschwindigkeit vs. Übersättigung für Dicksaft (Reinheit 93 %) bei Temperaturen 55 bis 70 °C

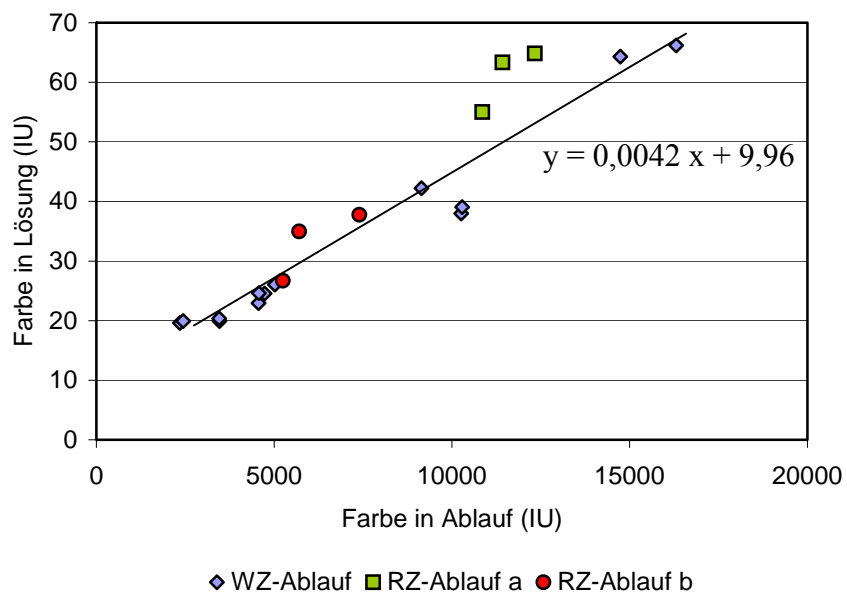


Abb. 2.: Farbe in Lösung des Zuckers in Abhängigkeit von der Farbe des Muttersirups



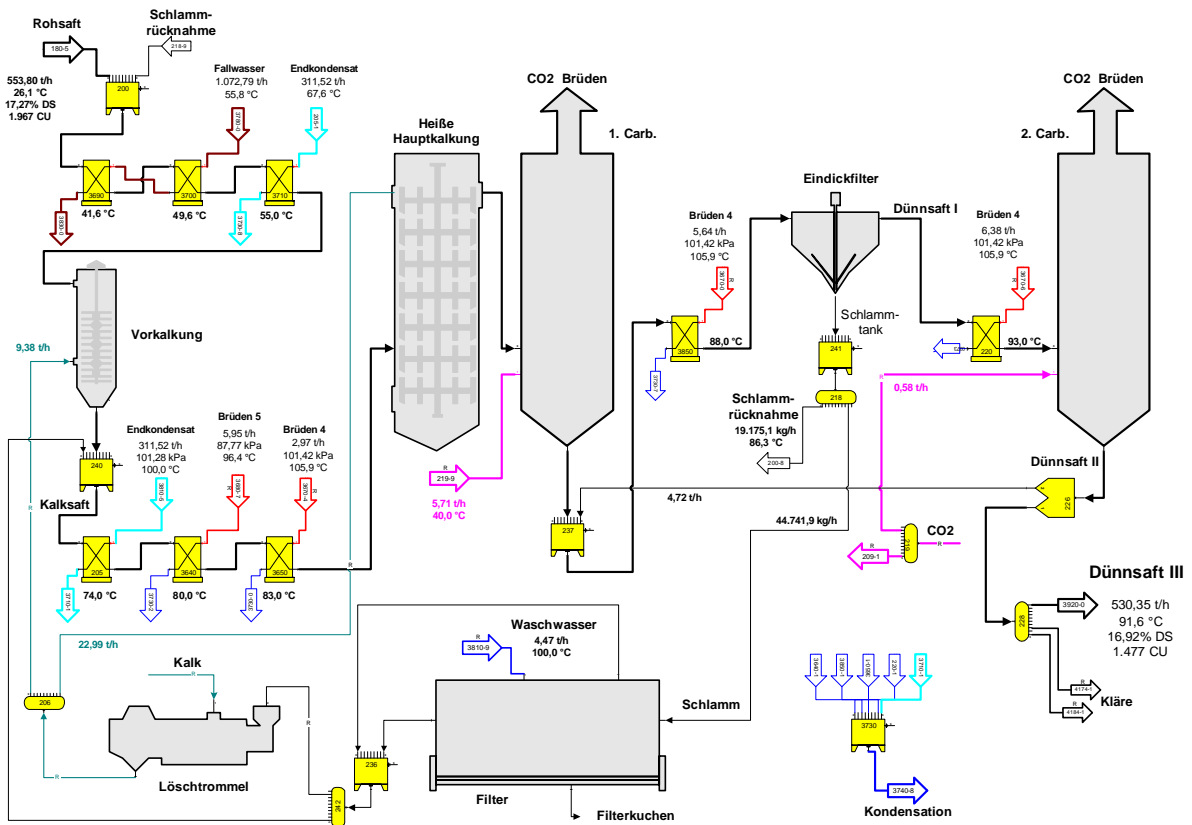


Abb. 3.: Schaltung der Wärmeübertrager in der Basisvariante

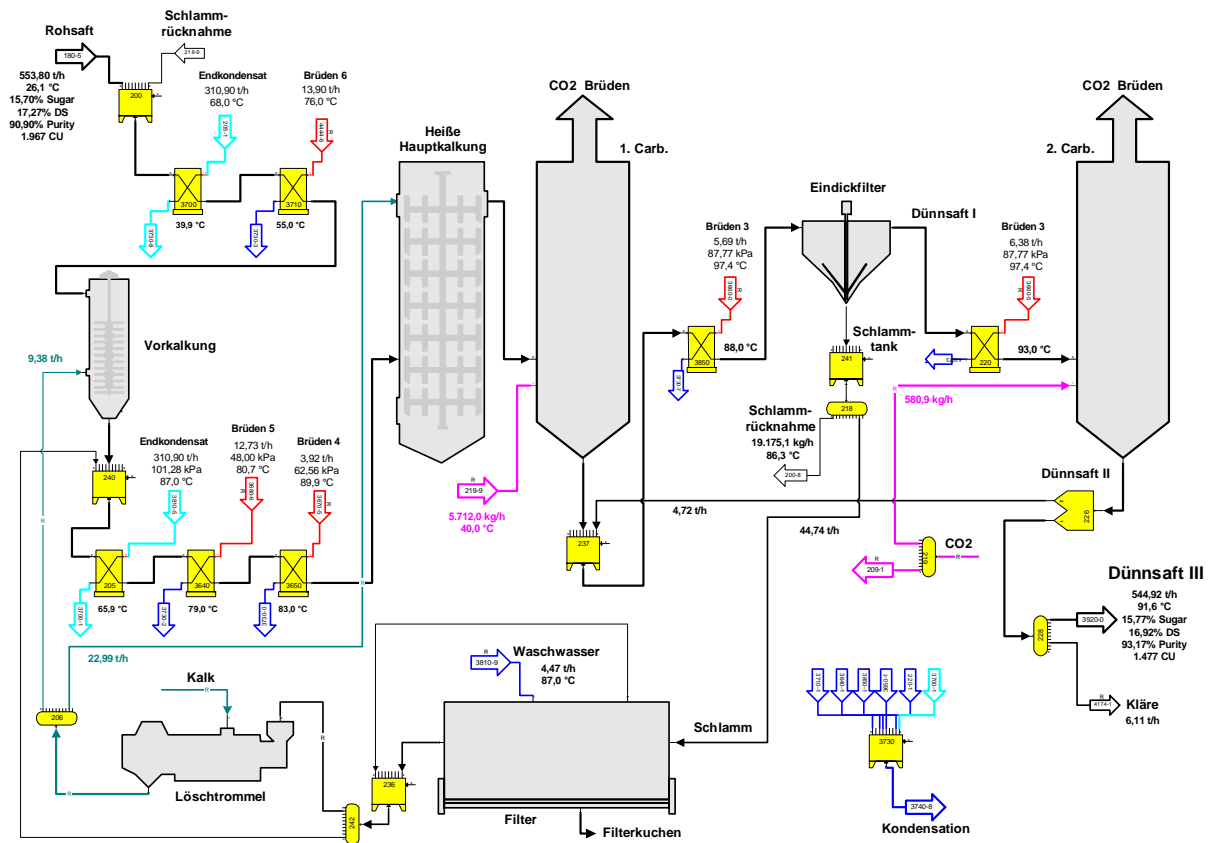


Abb. 4.: Schaltung der Wärmeübertrager in der modifizierten Variante

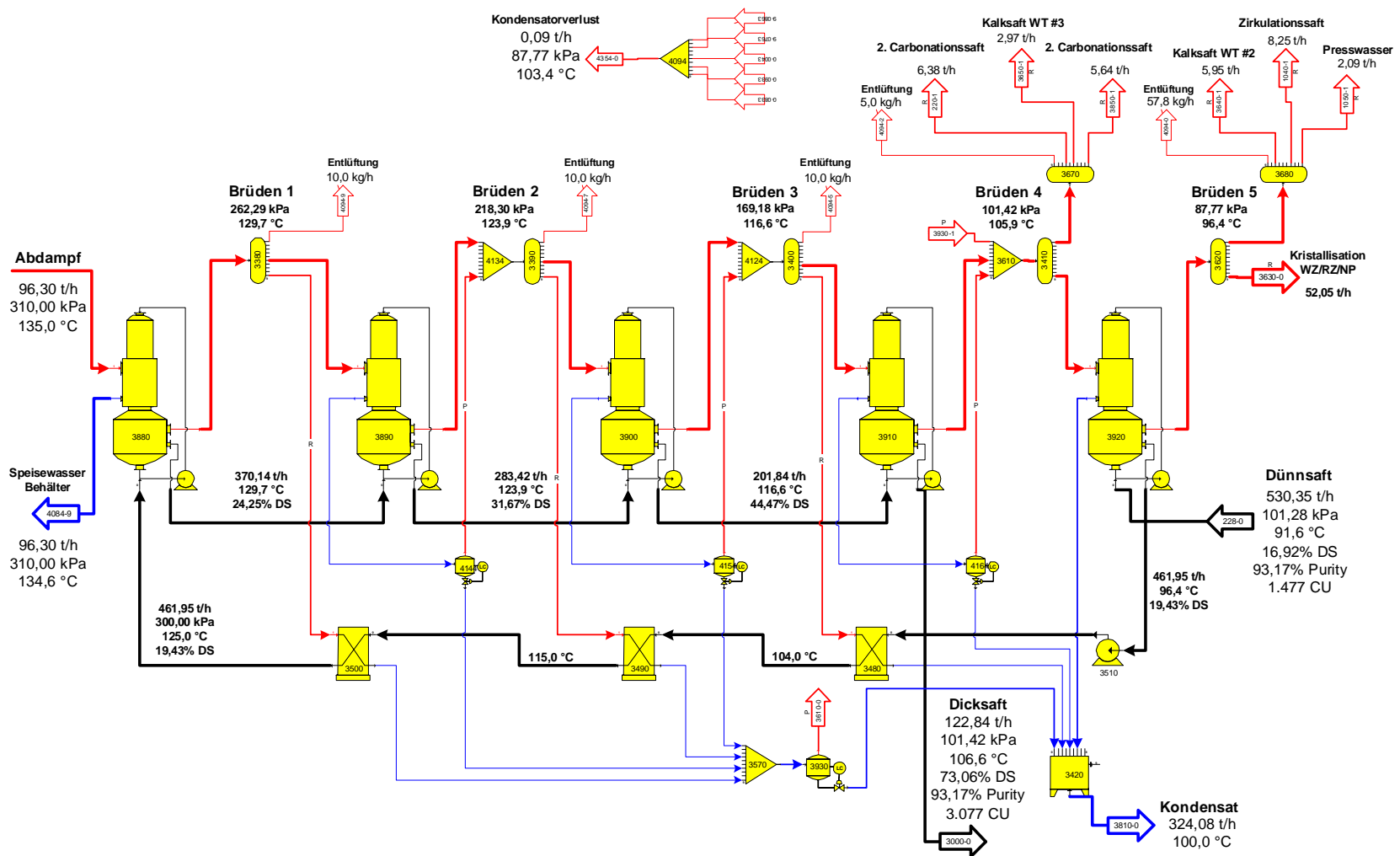


Abb. 5.: Schaltung der Verdampfstation in der Basisvariante

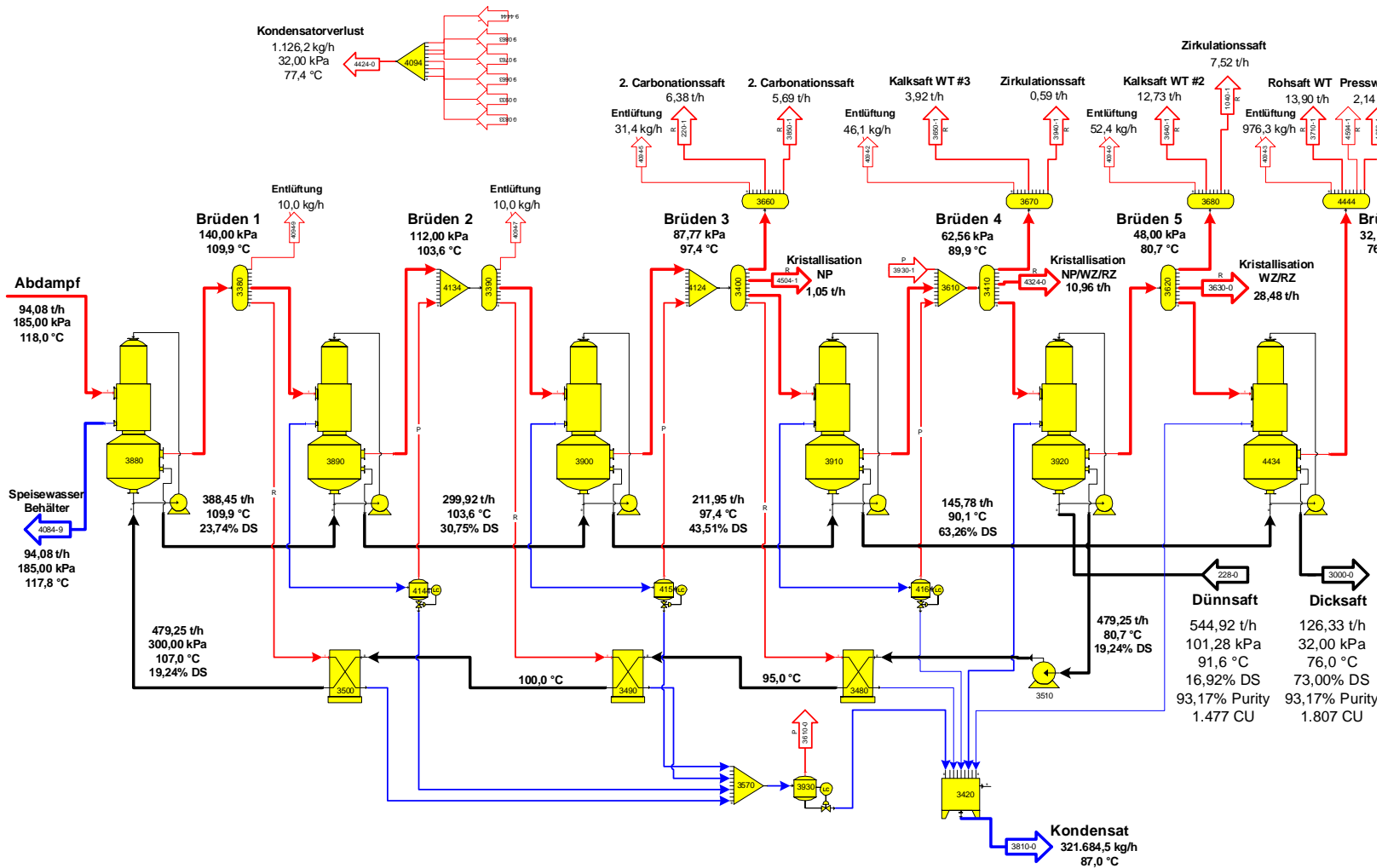


Abb. 6.: Schaltung der Verdampfstation in der modifizierten Variante

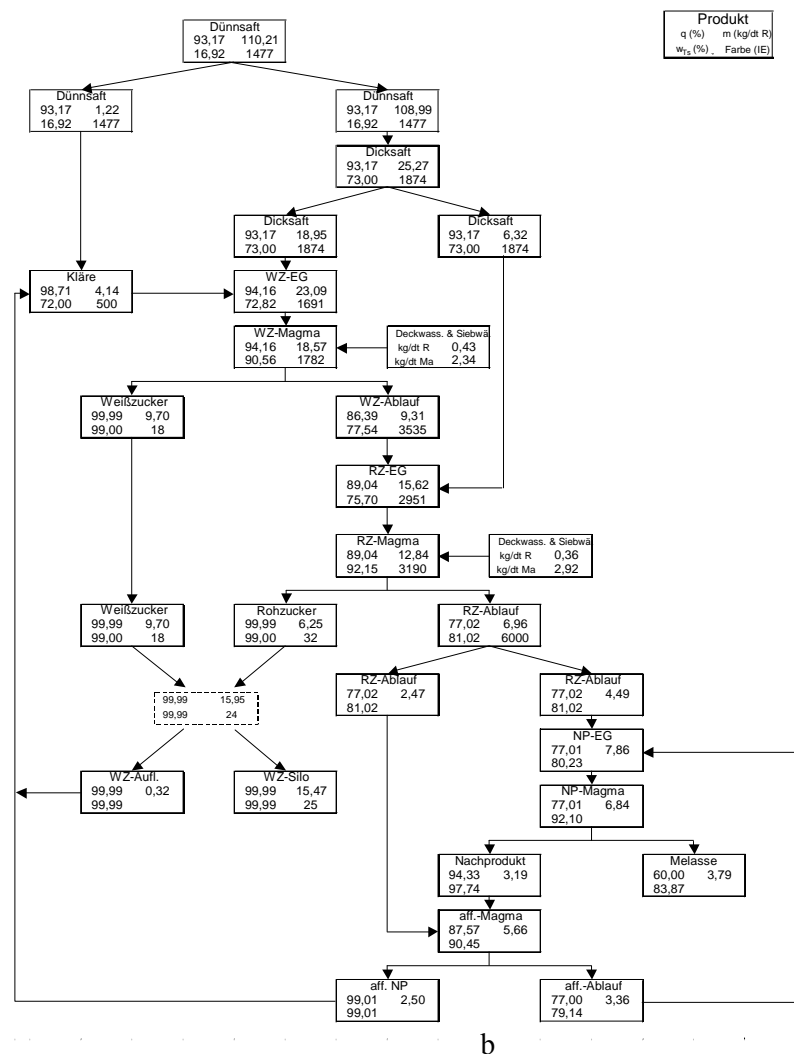
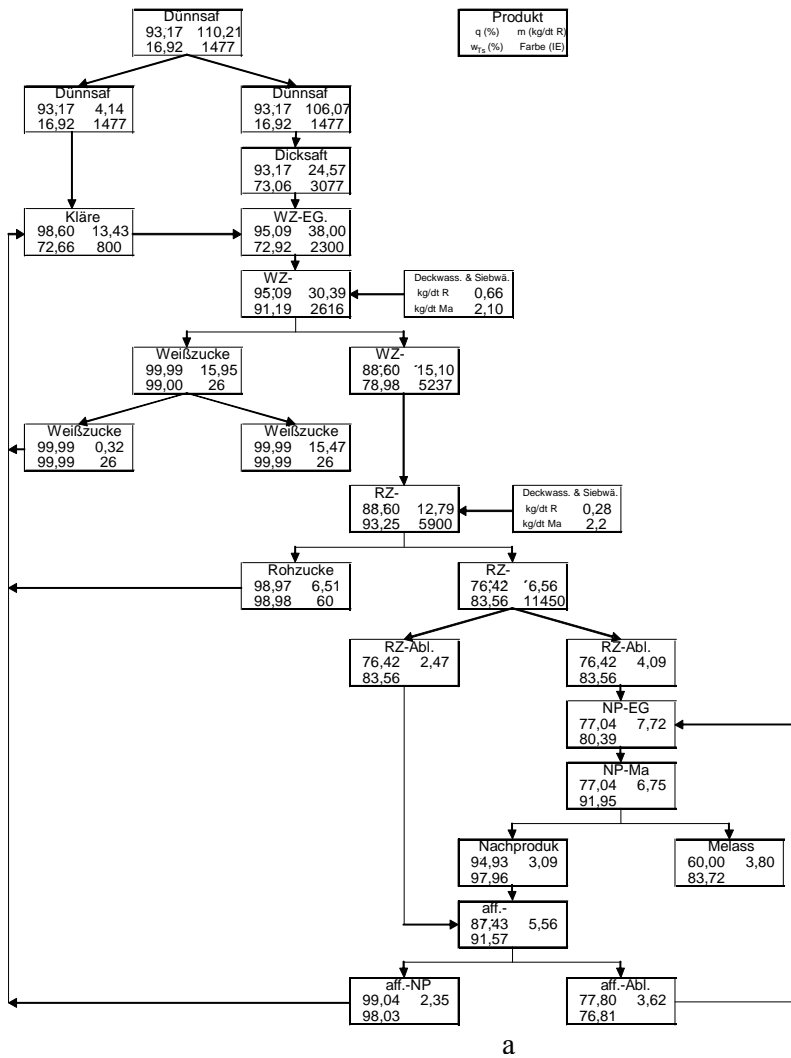


Abb. 7.: Kristallisationsschemata und Farbbilanzen der Basis- (a) und modifizierten (b) Prozessvariante

## Liste der Tabellen

Tabelle I: Annahmen der Prozessvarianten

	Variante 1- Basisvariante	Variante 2 - mod. Variante
Rübenverarbeitung (t/h)	500	500
Rohsaftabzug (kg/dt R)	110,76	110,76
Extraktionsverlust (kg/dt R)	0,26	0,26
Saftreinigung	klassisch	klassisch
Verdampfstation	5-stufig	6-stufig
Verdampfapparate	Röhrenfallfilmverdampfer	Röhrenfallfilmverdampfer
Kristallisation	Dreiproduktenschema mit Auflösung von Rohzucker und Nachprodukt	Dreiproduktenschema mit Auflösung des Nachprodukts. Die Zucker der ersten beiden Kristallisationsstufen werden als Mischung vermarktet
Kristallisationsapparate	VKT in allen Stufen	VKT in allen Stufen
Weißzuckerzentrifugen	diskontinuierlich	diskontinuierlich
	Sirupdecke ohne Ablauftrennung	Sirupdecke ohne Ablauftrennung
Deckwasser (kg /100 kg Magma)	1,5	1,5
Siebwäsche (kg/dt Magma)	1,0	1,0
Rohzuckerzentrifugen	diskontinuierlich	diskontinuierlich
	keine Ablauftrennung	keine Ablauftrennung
Deckwasser (kg /100 kg Magma)	1,5	1,5
Siebwäsche (kg/dt Magma)	1,0	1,0
Nachproduktzentrifugen	kontinuierlich	kontinuierlich
Melassereinheit (%)	60	60
Saccharosegehalt der Rüben (%)	17,65	17,65
Weißzuckerausbeute (kg/dt R)	15,47	15,47
Saccharose in Melasse (kg/dt R)	1,91	1,91

Tabelle II: Temperaturprofil der Basisvariante

Medium	$\dot{m}$ t/h	$\vartheta_{\text{ein}}$ °C	$\vartheta_{\text{aus}}$ °C	Heizmedium	$\dot{m}$ t/h	$\vartheta_{\text{ein}}$ °C	A m <sup>2</sup>	k-Wert W/(K.m <sup>2</sup> )
Presswasser	225,2	64,9	70,0	Brüden 5	2,09	96,4	25	2100
Zirkulationssaft	350	64,1	78,0	Brüden 5	8,25	96,4	112	1900
Rohsaft 1	572,98	27,8	41,6	Fallwasser	1072	52,0	340	1800
Rohsaft 2	572,98	41,6	49,6	Fallwasser	1072	55,8	330	1800
Rohsaft 3	572,98	49,6	55,0	Endkondensat	311,5	67,6	152	2000
Kalksaft 2-1	587,9	54,8	74,0	Endkondensat	311,5	100,0	320	2000
Kalksaft 2-2	587,9	74,0	80,0	Brüden 5	5,94	96,4	99	2000
Kalksaft 2-3	587,9	80,0	83,0	Brüden 4	2,97	105,9	51	2000
Schlammsaft	619,3	82,5	88,0	Brüden 4	5,64	105,9	102	2400
Dünnsaft 1	555,38	86,3	93,0	Brüden 4	6,38	105,9	170	2400
Dünnsaft 3-1*	461,9	96,4	104,0	Brüden 3	6,11	116,6	77	3400
Dünnsaft 3-2	461,9	104,0	115,0	Brüden 2	8,98	123,9	126	3400
Dünnsaft 3-3	461,9	115,0	125,0	Brüden 1	8,28	129,7	184	3400
Gesamtheizfläche							2088	m <sup>2</sup>

\*Erwärmung nach dem Vorverdampfer in drei Stufen

Tabelle III: Temperaturprofil bei der Saftreinigung und Safterwärmung - modifizierte Variante

<b>Medium</b>	$\dot{m}$ t/h	$\vartheta_{\text{ein}}$ °C	$\vartheta_{\text{aus}}$ °C	Heizmedium	$\dot{m}$ t/h	$\vartheta_{\text{ein}}$ °C	A m <sup>2</sup>	k-Wert W/(K.m <sup>2</sup> )
Presswasser	225,2	64,6	70,0	Brüden 6	2,14	76,0	290	2100
Zirkulationssaft	350	64,1	78,0	Brüden 5	7,52	80,7	320	1900
Rohsaft 1	572,98	27,8	39,9	Endkondensat	310,9	68,0	160	1900
Rohsaft 2	572,98	39,9	55,0	Brüden 6	13,9	76,0	220	1900
Kalksaft 2-1	587,9	54,8	65,9	Endkondensat	310,9	87,0	190	2200
Kalksaft 2-2	587,9	65,9	79,0	Brüden 5	12,73	80,7	750	2000
Kalksaft 2-3	587,9	79,0	83,0	Brüden 4	3,92	89,9	220	2000
Schlammsaft	619,3	82,5	88,0	Brüden 3	5,69	97,4	140	2400
Dünnsaft I	555,38	86,3	93,0	Brüden 3	6,38	97,4	290	2400
Dünnsaft 3-1*	479,2	80,7	95,0	Brüden 3	11,62	97,4	410	3400
Dünnsaft 3-2	479,2	95,0	100,0	Brüden 2	4,11	103,6	160	3400
Dünnsaft 3-3	479,2	100,0	107,0	Brüden 1	5,82	109,9	210	3400
Gesamtheizfläche							3360	m <sup>2</sup>
zusätzlich erforderliche Fläche							1272	m <sup>2</sup>

\*Erwärmung nach dem Vorverdampfer in drei Stufen



Tabelle IV: Temperaturprofil mit Heizflächen und  $k$ -Werten der Basisvariante

	1.Stufe	2.Stufe	3.Stufe	4.Stufe	Vorverdampfer
Dampf Temperatur (°C)	135,0	129,0	123,0	115,0	100,0
Dampfdruck (bar)	3,1	2,62	2,18	1,69	1,01
Brüdentemperatur (°C)	129,0	123,0	115,0	100,0	96,0
Brüendruck (bar)	2,62	2,18	1,69	1,01	0,878
Safttemperatur-ein (°C)	125,0	129,7	123,9	116,6	105,9
Safttemperatur-aus (°C)	129,7	123,9	116,6	106,6	96,4
$\Delta\vartheta$ gesamt (°C)	6,0	6,0	8,0	15,0	4,0
$\Delta\vartheta$ effektiv (°C)	5,3	5,1	6,4	8,4	3,6
$k$ -Wert [W/(K.m <sup>2</sup> )]	2420	2230	1880	780	2310
Heizfläche [m <sup>2</sup> ]	5000	4500	4000	7000	5500
Verweilzeit [min]	2,75	5,29	8,67	11,66	7,62
Farbzunahme [IU]	330	430	455	340	50

Tabelle V: Temperaturprofil mit Heizflächen und  $k$ -Werten der modifizierten Variante

	1.Stufe	2.Stufe	3.Stufe	4.Stufe	5.Stufe	Vorverdampfer
Dampf Temperatur (°C)	118,0	109,3	102,8	96,0	87,0	87,0
Dampfdruck (bar)	1,85	1,4	1,12	0,878	0,626	0,626
Brüdentemperatur (°C)	109,3	102,8	96,0	87,0	70,6	80,3
Brüendruck (bar)	1,40	1,12	0,878	0,626	0,32	0,48
Safttemperatur-ein (°C)	107,0	109,9	103,6	97,4	90,1	91,6
Safttemperatur-aus (°C)	109,9	103,6	97,4	90,1	76,0	80,7
$\Delta\vartheta$ gesamt (°C)	8,7	6,5	6,8	9,0	9,7	6,7
$\Delta\vartheta$ effektiv (°C)	8,1	5,7	5,4	5,9	4,3	6,3
$k$ -Wert [W/(K.m <sup>2</sup> )]	2320	2120	1760	1120	560	2200
Heizfläche [m <sup>2</sup> ]	3000	4500	6000	6000	4500	3000
Verweilzeit [min]	1,91	5,89	9,67	13,31	4,40	3,8
Farbzunahme [IU]	40	85	105	80	15	10

Tabelle VI: Ausgewählte Parameter der Basis- und modifizierten Variante

Parameter		Basisvariante	mod. Variante
Gesamtheizfläche	[m <sup>2</sup> ]	26 000	27 000
Farbzunahme in Verdampfstation	[IU]	1600	330
Verweilzeit des Saftes in VS	[min]	36	39
Farbe des Dicksaftes	[IU]	3077	1810
Dampfverbrauch	[kg/dtR]	19,26	18,81

Tabelle VII: Prozessdaten der Basis- und modifizierten Prozessvariante

	Basisvariante	modifizierte Variante
Rübenverarbeitung (t/d)	12000	12000
Dampfverbrauch (kg/dt R)	19,26	18,81
Heizfläche – Saftanwärmung (m <sup>2</sup> )	2100	3400
Heizfläche – Verdampfstation (m <sup>2</sup> )	26000	27000
Kondensatorverlust (kg/dt R)	<0,1	<0,1
Dicksafttrockensubstanz (%)	73,07	73,0
Maximale Safttemperatur (°C)	129,7	109,9
Stufenzahl der Verdampfstation	5	6
Abdampfdruck (bar)	3,1	1,85

Tabelle VIII: Saccharoseverluste in der Verdampfstation der Basis- und modifizierten Prozessvariante

	$\vartheta$ [°C]	Verweilzeit [min]	$t_e$ [min]	Saccharoseverluste [g/100 g Saccharose]
<b>Basisvariante</b>				
1	129,9	2,75	38,8	0,12
2	123,9	5,29	43,9	0,13
3	116,6	8,67	37,7	0,11
4	106,6	11,66	20,9	0,06
Vorverdampfer	96,4	7,62	5,5	0,02
		<i>Summe</i>	<i>146,9</i>	<i>0,44</i>
<b>mod. Variante</b>				
1	109,9	1,91	4,4	0,013
2	103,6	5,89	8,0	0,024
3	97,4	9,67	8,0	0,024
4	90,1	13,31	6,4	0,019
6	76	4,4	0,7	0,002
Vorverdampfer	80,7	3,8	0,9	0,003
		<i>Summe</i>	<i>28,4</i>	<i>0,085</i>