

Методики расчета температуры откачки диффузного сока

*Штангеев К.О. – Украинский НИИ сахарной промышленности, г.Киев.
Христенко В.И. – Крыминвестгруп, г. Ялта.*

Диффузионная установка является одним из наибольших потребителей тепловой энергии в технологическом процессе свеклосахарного производства. От условий ее работы зависит не только расход тепла на диффузный процесс но и эффективность работы выпарной установки и тепловой схемы. В особенности важным есть определение температуры откачки диффузионного сока и влияния основных факторов, которые определяют эту температуру – тип диффузионной установки, величина откачки и начальная температура свекловичной стружки.

В общем виде тепловой баланс диффузионной установки можно представить в виде [1]:

$$S_{cmp}c_{cmp}t_{cmp} + D_{np}i_n + D_{диф}r + S_{нв}c_{нв}t_{нв} = S_{от}c_{от}t_{от} + S_{жс}c_{жс}t_{жс} + Q_{пот}, \quad (1)$$

где: $S_{б}$, $S_{нв}$, $S_{от}$, $S_{жс}$ – расходы, соответственно, свеклы, питательной воды, откачки диффузионного сока и сырого жома, % к м.св.;

$t_{б}$, $t_{нв}$, $t_{от}$, $t_{жс}$ – температуры, соответственно, свеклы, питательной воды, откачки диффузного сока и сырого жома, °С;

$c_{б}$, $c_{нв}$, $c_{от}$, $c_{жс}$ – массовые теплоемкости, соответственно, свеклы, питательной воды, откачки диффузного сока и сырого жома, ккал/(кг · °С);

D_{np} , $D_{диф}$ – затраты пара на продувку ножей свеклорезок и на обогрев диффузного аппарата или нагревание циркуляционного сока, % к м.св.,

i_n – энтальпия пара, расходуемого на продувку ножей, ккал/кг;

r – теплота конденсации греющего пара, ккал/кг.

Расчет теплового баланса колонной диффузионной установки

В работе [2] предложена общая методика расчета теплообмена в диффузных установках основанную на закономерностях теплообмена между стружкой и соком, как расчет теплообмена в слое насадки [3]. Было показано,

что благодаря высоким значениям удельной поверхности стружки и относительно незначительной ее толщине даже на довольно малых участках движения стружки вдоль диффузного аппарата достигается выравнивания температур сока и стружки, то есть эффективность теплообмена, в этих условиях приближается до 1,0.

На основе этого было предложено выполнять расчет температуры откачки (отбора) диффузного сока для колонных диффузных аппаратов по среднemasсовой температуре стружки и сока, которые поступают в зону шахты ошпаривателя.

Для определения общей величины расхода тепла на диффузный процесс в колонной диффузионной установке необходимо составить ее тепловой баланс в соответствии с (1), учитывая все возможные переменные параметров, в том числе величины теплотерь в окружающее пространство и нагрев стружки в резках при продувке ножей паром [4].

Конструктивно колонная диффузная установка делится на две части – экстракционную колонну и ошпариватель. При тепловом расчете они могут представляться как зоны смешивания или зоны противоточного движения потоков (стружки и сока), причем, ошпариватель следует рассматривать как две зоны: зона загрузочной шахты и основная зона ошпаривателя (рис. 1).

Как для экстракционной колонны, так и для ошпаривателя должны учитываться теплотери в окружающее пространство. Для диффузионной установки типа КД2А-30 оценка теплотерь ошпаривателя составляет 45 Мкал/ч, а для экстракционной колонны – 80 Мкал/ч. Для колонн производительностью 1500 т/сутки величина теплотерь может быть уменьшена на 25 %, а при установке колонн на открытом воздухе или при температуре воздуха в свеклоперерабатывающем отделении ниже 10 °С величина теплотерь может быть увеличена на 10...15 %.

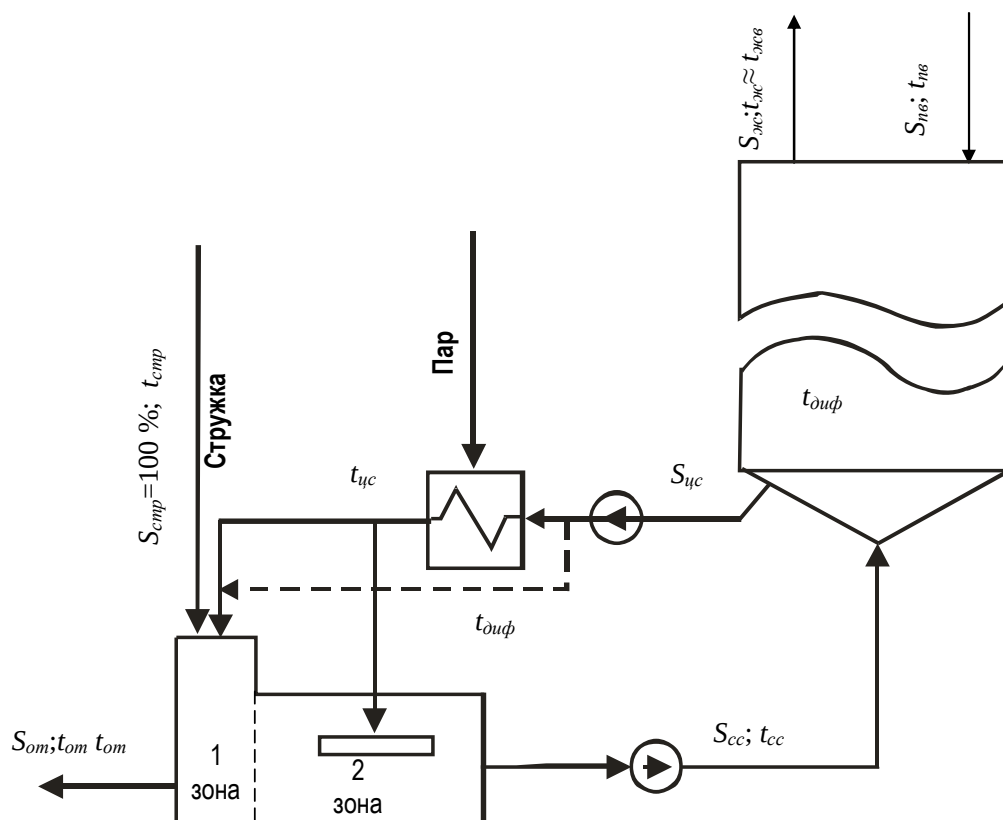


Рис. 1. Схема потоков колонной диффузионной установки типа КД2А.
(Пунктиром показан вариант работы без нагрева сока, который подается в зону загрузочной шахты ошпаривателя.)

При отсутствии пенения в зоне загрузочной шахты ошпаривателя происходит практически полное выравнивание температур сока и стружки. Тогда тепловой баланс зоны загрузочной шахты ошпаривателя (с учетом расхода 15 % к массе свеклы сока на смачивание стружки) будет:

$$S_{cmp}c_{cmp}t_{cmp} + (S_{om} + 15)c_c t''_{uc} = S_{om}c_{om}t_{om} + (S_{cmp} + 15)c_{cmp}t_{om} \quad (2)$$

а температура сока, который отбирается из диффузионной установки на производство определяется по формуле [2]:

$$t_{сид} = \frac{t_{cmp} \cdot 100 + (S_{om} + 15) \cdot t''_{uc}}{115 + S_{om}} \quad (3)$$

где: t_{cmp} и t''_{uc} – соответственно, начальная температура стружки и температура нагретого циркуляционного сока, °C;
 S_{om} – величина откачки диффузного сока, % к м.св.

В формуле (3) при условии постоянной производительности циркуляционного насоса неизвестной является величина температуры циркуляционного сока. Она определяется из теплового баланса основной части ошпаривателя при условии, что сокостружечная смесь, которая подается из ошпаривателя в экстракционную колонну должна соответствовать температуре диффузного процесса (как правило, она составляет 70...72 °C).

При этом считается, что сокостружечная смесь в количества 115 % к м.св. переходит из зоны загрузочной шахты ошпаривателя с температурой откачки (отбора) диффузного сока. Тогда необходимая температура нагрева циркуляционного сока может быть определена из теплового баланса основной части ошпаривателя. При этом считаем, что стружка с частью сока поступает в эту зону с температурой, которая равняется температуре откачки:

$$(S_{cmp} + 15) c_c t_{om} + [S_{uc} - (S_{om} + 15)] t''_{uc} c_c = q_{nom1} + S_{cc} c_c t_{cc} \quad (4)$$

Отсюда определяется температура, до которой необходимо нагревать циркуляционный сок:

$$t''_{uc} = \frac{S_{cc} \cdot c_c \cdot t_{cc} + q_{nom1} - (S_{cmp} + 15) \cdot c_c \cdot t_{om}}{[S_{uc} - (S_{om} + 115)] \cdot c_c} \quad (5)$$

где: S_{uc} , S_{cc} – соответственно расходы циркуляционного сока и соко-стружечной смеси из ошпаривателя в колонну, % к м.св.;

$q_{nom1} = 2400 \cdot Q_1 / A$ – удельные теплотери ошпаривателя, ккал/100 кг св.;

Q_1 – величина теплотерь ошпаривателя, Мкал/ч;

A – производительность диффузионной установки, т/сутки.

Расход пара на нагрев циркуляционного сока составляет:

$$d = \frac{c_c \cdot S_{uc} \cdot (t''_{uc} - t_{dif})}{r}, \text{ \% к м.св.} \quad (6)$$

где $t_{диф}$ – температура диффузного процесса в колонне, °C.

Принимая, что теплоемкость сока и стружки составляет $c_c = 0,9$ ккал/(кг · °C), а теплота конденсации пара – $r = 540$ ккал/кг формулу (6) можно представить в упрощенном виде:

$$d = \frac{S_{uc} \cdot (t''_{uc} - t_{диф})}{600}, \% \text{ к м.св.} \quad (7)$$

В формуле (5) неизвестна температуры сокостружечной смеси, которая может быть определена из теплового баланса колонны диффузионной установки:

$$S_{нв}c_{нв}t_{нв} + S_{cc}c_c t_{cc} = q_{ном2} + S_{ж}c_{ж}t_{ж} + S_{uc}t_{uc}c_c \quad (8)$$

где: $q_{ном2} = 2400 \cdot Q_2 / A$ – удельные теплотери колонны, ккал/100 кг св.;

Q_2 – величина теплотерь колонны, Мкал/ч.

Из балансового уравнения (8), учитывая, что $S_{cc} = S_{uc} - S_{ом} + S_{сгр}$ получаем формулу для расчета температуры сокостружечной смеси после ошпаривателя:

$$t_{cc} = \frac{q_{ном2} + S_{ж} \cdot c_{ж} \cdot t_{ж} + S_{uc} \cdot c_c \cdot t_{диф} - S_{нв} \cdot c_{нв} \cdot t_{нв}}{c_c \cdot (S_{uc} - S_{ом} + S_{сгр})} \quad (9)$$

В формуле (9) теплоемкость жома составляет 0,94...0,96 ккал/(кг °C), а температура жома и питательной воды принимаются равными.

Расчетные величины температуры откачки диффузного сока выполненные по данной методике приведены, в таблице 1 (для производительности завода 2700 т/сутки, расходе циркуляционного сока 450 м³/ч и температуре диффузного процесса 72 °C).

Для сопоставления расчеты выполнены для двух вариантов при работе при постоянном расходе циркуляционного сока (450 м³/ч):

- обычного, при нагревании всего циркуляционного сока;
- с подачей сока в зону шахты ошпаривателя без нагрева (при температуре диффузного процесса в колонне).

Как следует из результатов расчетов, приведенных в таблице 1, при работе по второму варианту можно достичь снижения температуры откачки диффузного сока и, следовательно, уменьшить общий расход тепла на диффузионный процесс.

Следует отметить, что уменьшение температуры откачки позволяет увеличить нагрузку на последние корпуса выпарной установки и более полно использовать тепло конденсатов. То есть этот режим работы диффузного аппарата есть более целесообразным с точки зрения теплотехнической эффективности.

Таблица 1.

Расчетные температуры откачки диффузного сока в зависимости от температуры стружки и величины откачки

Откачка диффузного сока, % к м.св.	Начальная температура стружки, °С							
	0	10	15	20	25	30	35	40
<i>С нагревом всего циркуляционного сока</i>								
110	45,78	49,39	51,19	52,99	54,80	56,60	58,40	60,21
120	47,15	50,55	52,26	53,96	55,66	57,37	59,07	60,77
130	48,39	51,61	53,22	54,83	56,45	58,06	59,67	61,28
140	49,53	52,58	54,11	55,63	57,16	58,68	60,21	61,73
150	50,57	53,47	54,91	56,36	57,80	59,25	60,70	62,14
<i>Без нагрева сока, который подается в зону шахты ошпаривателя</i>								
110	40,00	44,44	46,67	48,89	51,11	53,33	55,56	57,78
120	41,36	45,62	47,74	49,87	52,00	54,13	56,26	58,38
130	42,61	46,69	48,73	50,78	52,82	54,86	56,90	58,94
140	43,76	47,69	49,65	51,61	53,57	55,53	57,49	59,45
150	44,83	48,60	50,49	52,38	54,26	56,15	58,04	59,92

Повышение начальной температуры стружки также снижает расход пара на диффузный процесс. Но если его причиной есть нагрев стружки в резках при продувке ножей паром, его необходимо учитывать в балансе тепла диффузионной установки соответственно рекомендациям [4]. Кроме того, повышение начальной температуры стружки приводит к соответствующему возрастанию температуры откачки диффузного сока, что ухудшает эффективность тепловой схемы сахарного завода.

Расчет температуры откачки из диффузионной установки наклонного типа.

Для диффузных аппаратов наклонного типа расчет температуры откачки и температурного баланса усложняются тем, что эти аппараты не имеют отдельного ошпаривателя и нагрев стружки осуществляется в противоточном режиме в зоне, которая находится сразу после шахты загрузки стружки.

При определении температуры откачки диффузного сока в диффузных аппаратах наклонного типа условно начальную часть диффузного аппарата делим на две зоны: зона перемешивания стружки и сока в пределах загрузочной шахты, и зону противоточного движения сока и стружки. Принимаем, что 15 % к массе свеклы сока, который поступил в зону загрузочной шахты, расходуется на смачивание стружки и возвращается вместе с ней в зону противоточного подогрева, где происходит нагрев стружки до температуры диффузного процесса. В этой же зоне происходит также подвод тепла от греющих камер диффузного аппарата – Q .

Общая схема процесса может быть схематично представлена на рис. 2. В зоне подогрева сок в количестве $Om+15\%$ охлаждается от $t_{диф}$ – температуры диффузного процесса до $t_{сок}^{np}$ – промежуточной температуры. Охлаждение сока, который стекает к лобовому ситу, происходит по счет нагревания стружки и части сока, который ее смачивает. То есть количество стружки и сока, который ее смачивает, составляет $S_{cmp} + 15\% = 115\%$ к м.св.

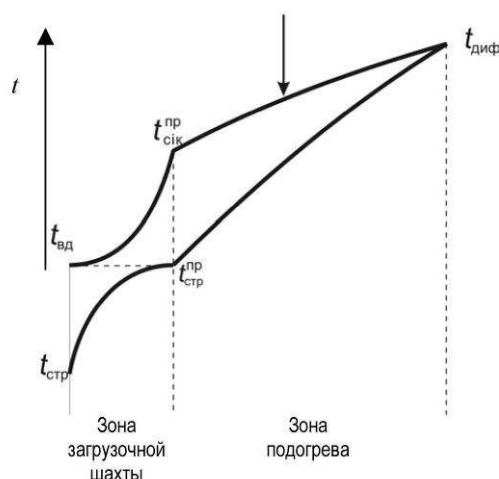


Рис.2. Схема изменения температур сока и стружки в зонах загрузочной шахты и подогрева стружки

Стружка нагревается теплом, которое получает за счет охлаждения стекающего сока и теплоотдачи от греющих камер диффузии от $t_{стр}^{np}$ до $t_{диф}$. Тепловой баланс для этой зоны может быть записан в виде:

$$(t_{диф} - t_c^{np}) \cdot (Om + 15) \cdot c_c + Q = (S_{стр} + 15) \cdot c_{стр} \cdot (t_{диф} - t_{стр}^{np}) \quad (10)$$

где c_c и $c_{стр}$ – теплоемкость сока и стружки $\approx 0,9$ ккал/(кг · °С).

Считаем, что в зоне загрузочной шахты происходит выравнивание температур сока и стружки, то есть эффективность теплообмена достигает 1,0*. Тогда тепловой баланс для зоны загрузочной шахты возможно записать в виде:

$$S_{стр} \cdot t_{стр} \cdot c_{стр} + (Om + 15) \cdot t_c^{np} \cdot c_c = Om \cdot t_{ом} \cdot c_c + (S_{стр} + 15) \cdot c_{стр} \cdot t_{стр}^{np} \quad (11)$$

Если принять, что имеет место выравнивание температур стружки и диффузного сока, $t_{стр}^{np} = t_{ом}$. Тогда исходя из (11) возможно записать

* Проведенные расчеты для величин эффективностей теплообмена от 1,0 до 0,7 показали, что температура от качки диффузионного сока при этом изменяется не более как на 0,5 °С.

расчетную формулу для определения температуры откачки диффузного сока в виде:

$$t_{\text{сд}} = \frac{(Om + 15) \cdot t_c^{np} + S_{\text{сmp}} \cdot t_{\text{сmp}}}{Om + 15 + S_{\text{сmp}}} \quad (12)$$

Температуру сока перед зоной загрузочной шахты можно определить, по формуле:

$$t_c^{np} = t_{\text{диф}} - (t_{\text{диф}} - t_{\text{ом}}) \frac{S_{\text{сmp}} + 15}{Om + 15} + \frac{Q}{(Om + 15) \cdot 0,9} \quad (13)$$

Подставляя (12) в (13) получаем формулу для расчета температуры откачки диффузного сока из аппарата наклонного типа:

$$t_{\text{ом}} = \frac{(Om - S_{\text{сmp}}) \cdot t_{\text{диф}} + \frac{Q}{0,9} + S_{\text{сmp}} \cdot t_{\text{сmp}}}{Om} \quad (14)$$

Для расчетов по формуле (14) необходимо знать количество тепла, которое передается в зоне подогрева стружки от греющего пара. Ее величину можно определить измерив в производственных условиях температуру и откачку диффузного сока по зависимости:

$$Q = 0,9 \cdot [t_{\text{ом}} \cdot Om - (Om - S_{\text{сmp}}) \cdot t_{\text{диф}} - S_{\text{сmp}} \cdot t_{\text{сmp}}] \quad (15)$$

Данные полученные в промышленных условиях для диффузных аппаратов типа DC-12 на сахарных заводах при производительности от 2200 до 3100 т/сутки и обогреве первых камер паром с температурой от 103 до 130 °C можно обобщить в виде формулы:

$$Q = k \cdot F \cdot \Delta t = 50400 \cdot \Delta t / A \quad (16)$$

где k – коэффициент теплопередачи, ккал/(кг · час · °C);

F – площадь теплообмена греющих камер, м²;

средняя разность температур определяется по формуле:

$$\Delta t = t_{zn} - \frac{(t_{ouф} + t_c^{np})}{2}, \text{ }^{\circ}\text{C}; \quad (17)$$

t_{zn} – температура греющего пара, $^{\circ}\text{C}$;

A – производительность сахарного завода, т/сутки;

50400 – эмпирический коэффициент.

Используя зависимости (14-17) выполнены вариантные расчеты для диффузионных установок, которые работают с производительностью 2400 т/сутки при обогреве первых камер аппарата вторичным паром III корпуса с температурой 103 $^{\circ}\text{C}$, а также для условий обогрева паром с температурой 130 $^{\circ}\text{C}$ (ретурным) при разных откачках диффузного сока и начальных температурах стружки (табл. 2 и 3).

Таблица 2.

Влияние откачки и температуры стружки на температуру откачки диффузного сока для диффузных аппаратов наклонного типа при температуре греющего пара 103 $^{\circ}\text{C}$

Температура стружки, $^{\circ}\text{C}$	Величина откачки диффузионного сока, % к м.св.									
	115	120	125	130	135	140	145	150	155	160
0	19,49	21,41	23,20	24,87	26,44	27,91	29,30	30,60	31,83	32,99
5	23,50	25,28	26,93	28,48	29,93	31,29	32,57	33,77	34,91	35,98
10	27,52	29,15	30,67	32,09	33,42	34,67	35,84	36,95	37,99	38,97
15	31,54	33,02	34,40	35,70	36,91	38,04	39,11	40,12	41,07	41,96
20	35,56	36,89	38,14	39,30	40,40	41,42	42,38	43,29	44,15	44,95
25	39,57	40,76	41,87	42,91	43,88	44,80	45,66	46,46	47,22	47,94
30	43,59	44,63	45,61	46,52	47,37	48,17	48,93	49,64	50,30	50,93
35	47,61	48,51	49,34	50,13	50,86	51,55	52,20	52,81	53,38	53,93
40	51,62	52,38	53,08	53,74	54,35	54,93	55,47	55,98	56,46	56,92

Повышение начальной температуры стружки и величины откачки диффузного сока приводит к увеличению температуры откачки. Это, в свою очередь, приводит к повышению расхода пара на диффузный процесс и ухудшает условия использования тепла конденсатов и утфельного пара, а также вторичного пара последних корпусов выпарной установки.

Еще более отрицательные последствия имеют место при обогревании первых камер диффузного аппарата паром повышенного потенциала. Проведенные расчеты при температуре греющего пара 130 $^{\circ}\text{C}$ приведены в табл. 3, из которых следует, что повышение температуры греющего пара

приводит к росту количества переданного тепла в зоне подогрева и увеличению, сравнительно с предыдущим случаем, температуры откачки диффузного сока на 4...5 °С.

Таблица 3.

Влияние откачки и температуры стружки на температуру откачки диффузного сока для диффузных аппаратов наклонного типа при температуре греющего пара 130 °С

Температура стружки, °С	Величина откачки диффузного сока, % к м.св.									
	115	120	125	130	135	140	145	150	155	160
0	24,13	25,90	27,54	29,08	30,52	31,87	33,14	34,33	35,46	36,52
5	28,15	29,77	31,28	32,69	34,01	35,25	36,41	37,51	38,54	39,51
10	32,17	33,64	35,01	36,29	37,50	38,62	39,68	40,68	41,62	42,50
15	36,18	37,51	38,75	39,90	40,99	42,00	42,95	43,85	44,70	45,50
20	40,20	41,38	42,48	43,51	44,47	45,38	46,23	47,02	47,78	48,49
25	44,22	45,25	46,22	47,12	47,96	48,76	49,50	50,20	50,86	51,48
30	48,23	49,12	49,95	50,73	51,45	52,13	52,77	53,37	53,93	54,47
35	52,25	53,00	53,69	54,34	54,94	55,51	56,04	56,54	57,01	57,46
40	56,27	56,87	57,43	57,95	58,43	58,89	59,31	59,72	60,09	60,45

Література

1. Штангеев К.О., Христенко В.І. Шляхи енергозбереження в цукровому виробництві. Навчальний посібник. Київ, В-во НУХТ, 2003. 32 С.
2. Христенко В.І., Штангеев К.О., Міщук Р.Ц. Розрахунок температурного режиму колонної дифузійної установки.– “Цукор України”, 2000, № 1, С.18-19.
3. Справочник по теплообменникам. Т.1.– М.: Энергоатомиздат.– 1987.–560 С.
4. Штангеев К.О., Христенко В.І. Про раціональне використання пари в технологічному процесі цукрового виробництва.– Цукор України, 2002, № 2(26) с. 23-24.